

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

---

**FACULTAD DE QUÍMICA**



**ANTEPROYECTO DE UNA PLANTA PILOTO PARA  
OBTENCIÓN DE GAS DE SÍNTESIS A PARTIR DE METANOL**

262

**TESIS PROFESIONAL**

**PARA OBTENER EL TÍTULO DE**

**INGENIERO QUÍMICO**

**PRESENTAN**

**Jorge Antonio Lira Carreón**

**Alejandro Escamilla Rangel**

**Leopoldo Meza Zamora**

**MEXICO, D. F.**

**1976**



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



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

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

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

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

JURADO ASIGNADO ORIGINALMENTE SEGUN EL TEMA

PRESIDENTE:           ING. CARLOS DOORMANN MONTERO  
VOCAL:                 ING. CLAUDIO A. AGUILAR MARTINEZ  
SECRETARIO:           ING. ENRIQUE BRAVO MEDINA  
1er. SUPLENTE:        QUIM. NATALIA DE LA TORRE ACEVES  
2o. SUPLENTE:         ING. CARLOS BAZAN VILLEGAS

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA: FACULTAD DE QUIMICA

NOMBRES COMPLETOS Y FIRMAS  
DE LOS SUSTENTANTES:



---

LEOPOLDO MEZA ZAMORA

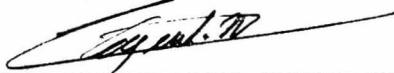


---

JORGE ANTONIO LIRA CARREON

Alejandro Escamilla Rangel  
ALEJANDRO ESCAMILLA RANGEL

NOMBRE COMPLETO Y FIRMA  
DEL ASESOR DEL TEMA:



---

ING. CLAUDIO A. AGUILAR MARTINEZ

A MI ESPOSA

A MI HIJO

A MIS PADRES

A MIS HERMANOS

A MIS MAESTROS

A MIS AMIGOS

A LA UNIVERSIDAD

ALEJANDRO

A MIS PADRES

ROBERTO MEZA RODRIGUEZ  
JOSEFINA ZAMORA DE MEZA

CON CARÍÑO Y GRATITUD.

LEOPOLDO

A MIS PADRES

JORGE LIRA PEREZ  
MARGARITA CARREON DE LIRA

A MI HERMANA  
MARIA LUISA

A MIS HERMANOS

A MIS PROFESORES

A MIS COMPAÑEROS

A MIS FAMILIARES

JORGE

# I N D I C E

	Pág.
INTRODUCCION.	
I.- GENERALIDADES.....	5
1.1.- Derivados del gas de síntesis.....	8
1.2.- Importancia industrial.....	17
1.3.- Propiedades físicas del gas de síntesis.....	26
1.4.- Termodinámica.....	37
II.- PROCESOS DE FABRICACION DE GAS DE SINTESIS.....	51
2.1.- A partir de coque.....	51
2.2.- Reformación Catalítica.....	52
2.3.- Oxidación Parcial.....	54
III.- PLANTA PILOTO.....	60
3.1.- Descripción del proceso.....	68
3.2.- Catalizadores.....	72
3.3.- Grados de libertad termodinámicos.....	81
IV.- CALCULO DE EQUIPO.....	84
4.1.- Balance de materia.....	84
4.2.- Balance de calor.....	89
4.3.- Selección de tubería.....	96
4.4.- Tanque de alimentación.....	101
4.5.- Potencia de bombeo.....	105
4.6.- Reactor.....	112
4.7.- Enfriador.....	132
4.8.- Separador.....	144

	Pág.
4.9.- Potencia de compresión.....	156
V.- INSTRUMENTACION.....	160
5.1.- Accesorios.....	160
5.2.- Válvulas de control.....	162
5.3.- Controlador automático.....	167
5.4.- Control de temperatura.....	171
5.5.- Rotámetro.....	175
VI.- OPERACION.....	179
6.1.- Arranque normal.....	179
6.2.- Paro normal.....	180
VII.- ESTIMACION DE COSTO.....	182
7.1.- Costo de equipo.....	184
7.2.- Costo de instalación.....	186
CONCLUSIONES.....	188
BIBLIOGRAFIA.....	190

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

El realizar estudios para mejorar los procesos de elaboración de productos tales como amoníaco, urea, fosgeno, aldehídos oxo, etc. implica llevar a cabo, pruebas de laboratorio en las que se requiere de una materia prima fácilmente disponible. Dada la indisponibilidad que existe actualmente de conseguir esta materia prima, se decidió realizar el presente trabajo, en el que el propósito principal es el de diseñar una planta que produzca el gas necesario para este tipo de pruebas, es decir, diseñar una planta productora de -- gas de síntesis a escala pequeña mediante un proceso simple y rápido. Es por esto que nos inclinamos por el proceso de -- descomposición catalítica del metanol.

Con el objeto de familiarizarnos con este gas de síntesis, se hará un estudio previo de él así como de los diferentes procesos industriales que lo producen, para posteriormente entrar al cálculo de ésta planta piloto.

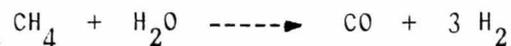
Cabe hacer notar que la reacción de descomposición catalítica de metanol ha sido estudiada por diversos autores, por lo que basándonos en el trabajo experimental de ellos se hizo posible la realización de éste estudio.

## G E N E R A L I D A D E S

Con el nombre de gas de síntesis se designan mezclas de gases formados por hidrógeno y monóxido de carbono; de las cuáles muchos compuestos químicos son formados.

Antes de la Segunda Guerra Mundial, casi todo el gas de síntesis se producía a partir del coque como gas de agua. En el proceso se inyectaba en forma alternada vapor de agua y -- aire sobre un lecho de coque incandescente. Esta reacción era fuertemente endotérmica y absorvía tanto calor que al cabo de unos minutos bajaba la temperatura del lecho de coque, y era necesario recalentar el lecho inyectando aire que quemaba al coque, haciéndolo de esta manera que subiera la temperatura. Este proceso estaba restringido a las localidades en que se disponía de suficiente coque.

Durante la Segunda Guerra Mundial, principalmente en Estados Unidos, se amplió enormemente la producción de amoniaco para la construcción de una serie de instalaciones del ejército. Algunas de estas plantas funcionaron a base de gas de -- agua, pero otras usaron gas natural como materia prima para la elaboración del gas de síntesis, del cuál se obtendría posteriormente el amoniaco; estos procesos se llevaban a cabo en -- reactores tubulares calentados externamente, en los que se reformaba el gas natural catalíticamente por la reacción del vapor de agua y el metano de la forma:



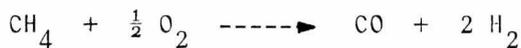
La reacción fué estudiada primeramente por Fisher y -- Tropsch en 1928 y desarrollada después en escala industrial -- por la Standard Oil Company de Nueva Jersey y, posteriormente por otras compañías.

Este desplazamiento hacia el gas natural como materia -- prima hizo posible la dispersión de las plantas de amoniáco -- por las diferentes zonas agrícolas. Como el costo de transporte es un factor de importancia en la economía de los fertili-- zantes nitrogenados, la ubicación de estas plantas en las re-- giones citadas, juntamente con el pago de subsidios a las gran-- jas, condujo a un gran aumento del uso de fertilizantes nitro-- genados en la postguerra. Esta demanda pronto excedió el sumi-- nistro disponible y condujo a la construcción de muchas fábricas.

Aparte de unas cuántas plantas que operaron con gas obte-- nido como subproducto, esta expansión de postguerra en la capa-- cidad de gas de síntesis para la producción de amoniáco ha si-- do dominada por el proceso de reformación catalítica y por el método de oxidación parcial. No se ha construído ninguna nueva fábrica de gas de agua y la capacidad de producción ya existen-- te ha sido reemplazada por la reformación catalítica o la oxi-- dación parcial de hidrocarburos.

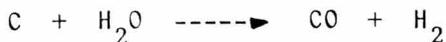
El primer trabajo sobre la oxidación parcial de hidrocar-- buros fué realizado por Padovani quién estudió la oxidación -- parcial catalítica del metano con oxígeno y por Schiller, Bar-- tholomé y Koch que desarrollaron esta reacción catalítica in--

ustrialmente. Aunque este método tuvo éxito en cuanto a la --  
 eliminación del problema de transmisión de calor, estaba limi-  
 tado a causa del catalizador, a una gama estrecha de materias  
 primas y se efectuaba además a baja presión, por lo que los --  
 costos de compresión del producto eran altos. Dicha reacción -  
 del metano con oxígeno es la siguiente:



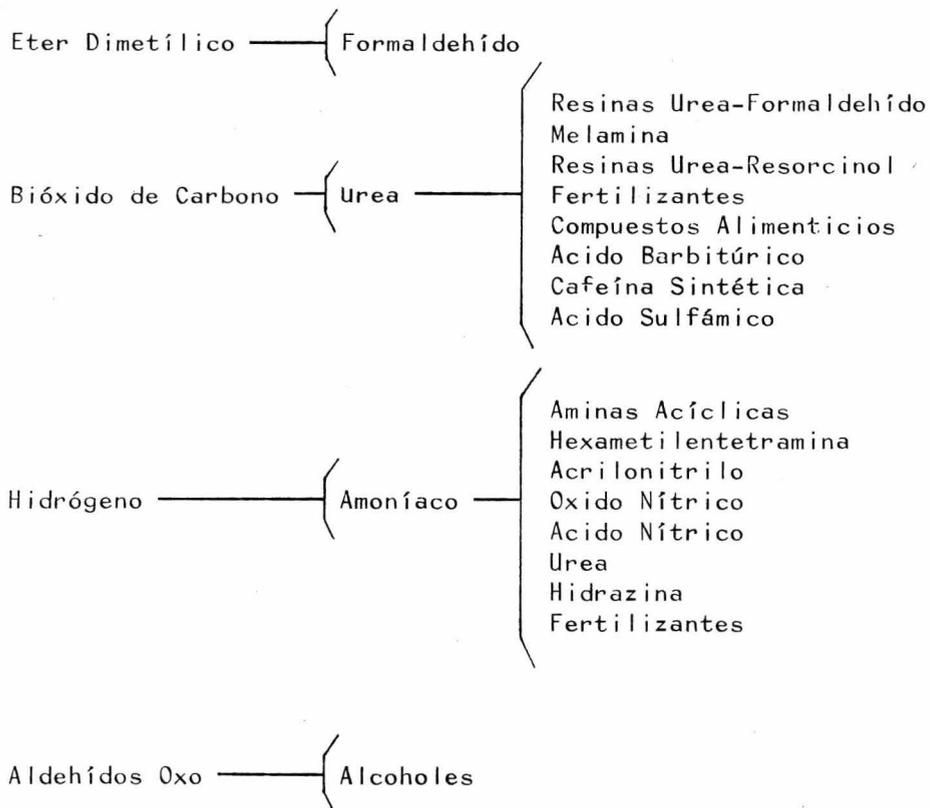
Estas limitaciones fueron salvadas con el invento del  
 Proceso Texaco de generación de gas de síntesis siendo dicho -  
 proceso, no catalítico y a presión alta, que carece esencial--  
 mente de restricciones con respecto al tipo de combustible y -  
 produce un gas de síntesis con bajo contenido de metano. Este  
 proceso fué puesto en operación industrial a fines de 1953 y -  
 desde esa época la Texaco Development Corporation, que ha pa--  
 tentado el proceso para la fabricación de gas de síntesis, ha  
 autorizado la instalación de unas 37 plantas en los Estados -  
 Unidos y otros países. Cuando se aplica combustibles sólidos,  
 el proceso se conoce como Texaco de Gasificación de la Hulla.  
 De igual manera como en la primera producción de gas de sínte-  
 sis, donde se utilizó como materia prima la hulla.

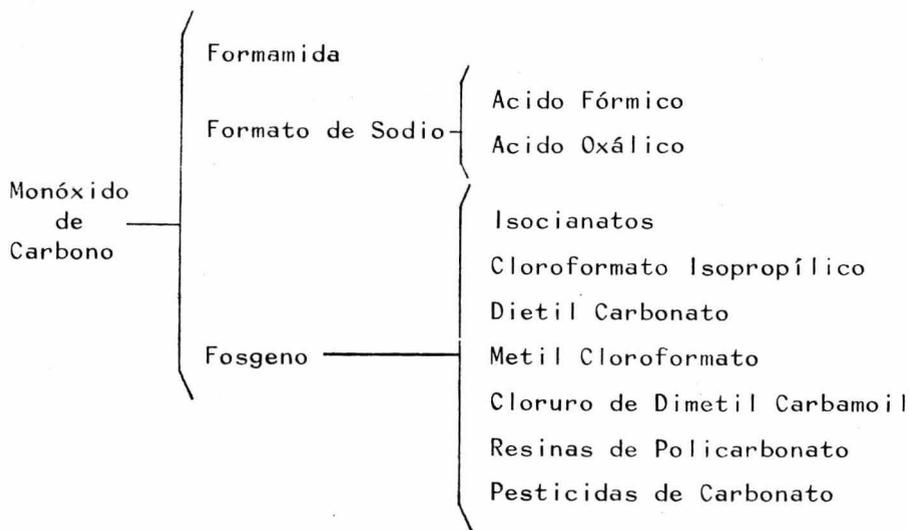
Se usó un proceso en dos etapas, primero convirtiéndo -  
 la hulla a coque en un "horno de coque" y luego reaccionando -  
 el coque con vapor en un aparato de gas de agua para producír  
 el gas de síntesis. La reacción principal es la siguiente:



## 1.1 DERIVADOS DEL GAS DE SINTESIS

Como ya hemos mencionado, la importancia del gas de síntesis radica fundamentalmente en la gran cantidad de productos que se pueden obtener a partir de él, por lo que a continuación se dan algunos de los más importantes:





Clasificando a los derivados del gas de síntesis en forma más rigurosa, obtenemos los siguientes grupos:

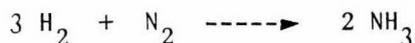
- 1.- Derivados del Hidrógeno.
- 2.- Derivados del Monóxido de Carbono.
- 3.- Derivados Aldehídos Oxo.

A continuación se presenta una breve descripción de las reacciones de obtención de estos derivados, así como sus usos.

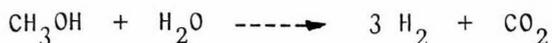
#### 1.- Derivados del Hidrógeno.

El hidrógeno obtenido del gas de síntesis reacciona con nitrógeno bajo presión, en presencia de un catalizador de fie-

pro para producir amoniaco:

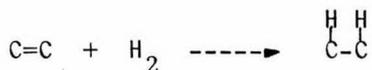


La fuente más común de hidrógeno en pequeñas cantidades es la electrólisis del agua e industrialmente por reformación de metanol:

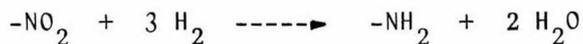


Los usos del hidrógeno puro en la industria orgánica se pueden clasificar, dentro de los cinco tipos de reacciones siguientes:

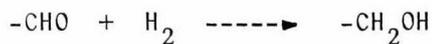
a).- Hidrogenación de doble unión



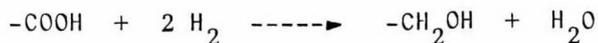
b).- Reducción de grupos nitro a aminas



c).- Reducción de aldehídos a alcoholes



d).- Reducción de ácidos a alcoholes



e).- Hidrogenación de nitruros a aminas

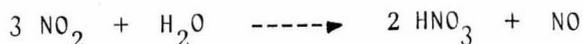


Además de los anteriores otros productos muy utilizados son: sorbitol, tetrahidrofurano, peróxido de hidrógeno, epóxidos, otros peróxidos orgánicos, etc.

El principal derivado del hidrógeno es el amoniaco, cuyos usos principales son los de fabricar fertilizantes nitrogenados, para producir plasticos, resinas, fibras, compuestos químicos, explosivos y otros. Los fertilizantes nitrogenados incluyen dentro de su composición al fósforo y al potasio que tienen la función principal de promover la síntesis de azúcares y almidones siendo estas últimas, materias primas esenciales en la supervivencia del hombre.

Fertilizantes Mezclados.- Estos pueden ser simplemente mezclas de sólidos o productos en forma granulada y se pueden transformar a una sal menos soluble adicionando amoniaco y otro ácido.

Acido Nítrico.- Este ácido puede ser elaborado quemando amoniaco en aire sobre catalizadores de platino-rodio. La oxidación origina óxido nítrico, el cual se oxida a dióxido de nitrógeno y este al absorber agua produce el ácido nítrico como sigue:



El ácido nítrico es usado principalmente en la manufactura de nitrato de amonio, el que es usado como fertilizante, además es el más importante de todos los explosivos comerciales. El ácido nítrico se usa también en la solubilización de rocas fosfatadas y en la industria química en nitración para elaborar TNT, anilina, TDI, nitroclorobenceno o nitroparafinas y en oxidación en la manufactura de ácido adípico y metil metacrilato.

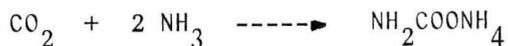
Hidrazina.- Se obtiene a partir de la urea de esta manera:



su principal uso es en combustibles para cohetes militares.

Dióxido de carbono.- La mayor parte se obtiene del amoníaco y es usado posteriormente en la manufactura de urea, además se usa para preservar alimentos, en extinguidores de fuego en atmósferas inertes, tratamiento de agua, en bebidas, etc.

Urea.- Puede ser hecha en vecindad con las plantas de amoníaco debido a que la sección de gas de síntesis suministra el necesario dióxido de carbono. El proceso se efectúa en dos etapas; primero amoníaco y el dióxido de carbono reaccionan a alta presión para producir carbamato de amonio:



siendo la segunda etapa la descomposición térmica del carbama-

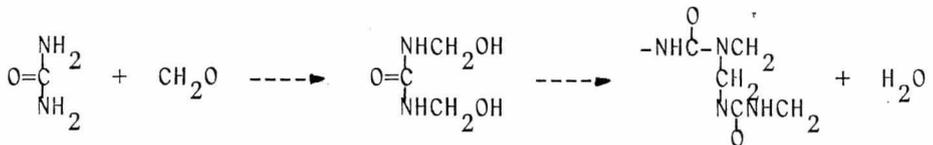
to a urea y agua:



Los principales usos finales de la urea son: soluciones nitrogenadas, fertilizantes sólidos, alimentación de animales y en la industria química con productos importantes como:

i).- Resinas de Urea-Formaldehído.

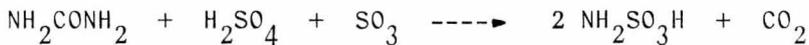
La urea reacciona con formaldehído para dar la dimetioi-urea la que polimeriza desprendiendo agua:



se usa en uniones, debiéndose incluir también en resinas textiles, en resinas de papel, en moldeos.

ii).- Acido Sulfámico.

Este se obtiene por acción del oleum sobre la urea:

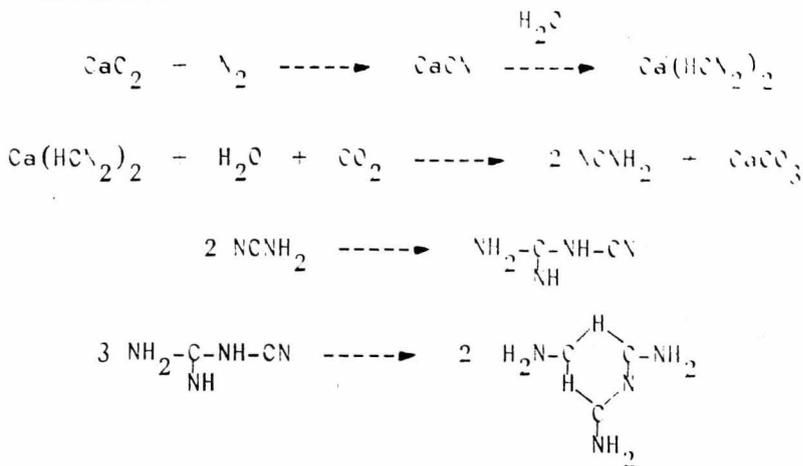


se utiliza como retardador del fuego y esto es importante en la industria del papel y en la de fibras sintéticas.

iii).- Melamina.

En la ruta tradicional, el carburo de calcio es convertido a cianoamida de calcio, luego a dicianoamida y posteriormen

te a melamina:



La melamina es usada primariamente en la manufactura de resinas amino, se usa en moldeo de polvos por ejemplo para vajillas, en laminados decorativos fenólicos, en resinas de papel y textiles.

## 2.- Derivados del Monóxido de Carbono.

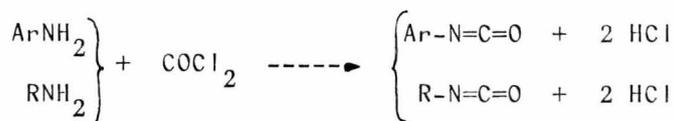
Uno de los derivados más importantes del monóxido de carbono es el fosgeno, el que fué usado en la Primera Guerra Mundial como un gas venenoso pero en los últimos años ha tenido un gran desarrollo industrial. Se obtiene por la reacción entre el monóxido de carbono y el cloro:



La reacción se lleva a cabo a presión atmosférica y en presencia de carbón activado. El fosgeno es usado en la manufactura de: diisocianatos, sevin, otros pesticidas, ácido cianúrico, policarbonatos y en tintes.

#### I.- Diisocianatos.

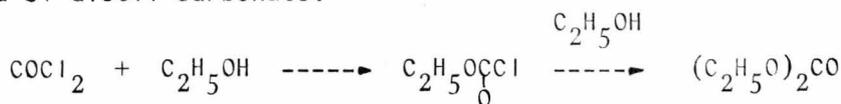
Los alifáticos primarios o aminas aromáticas pueden ser convertidas a isocianatos con la reacción siguiente:



Los isocianatos monofuncionales son materia básica para numerosos pesticidas, productos químicos medicinales y textiles.

#### II.- Dietil Carbonato.

Este producto se elabora convirtiendo primero etanol a etil cloroformato y este al reaccionar con otra mol de etanol da el dietil carbonato:



el compuesto es usado especialmente en resinas.

#### Formato de Sodio.

Es un derivado del monóxido de carbono y se utiliza para producir los ácidos fórmico y oxálico.

#### i).- Acido Fórmico.

La mayor parte del ácido fórmico se elabora por adsor--

ción del monóxido de carbono en sosa cáustica, seguido de una neutralización:



se usa como coagulante de ciertos látex, tintes y curtidos.

ii).- Acido Oxálico.

Del formato de sodio obtenido por la adsorción de monóxido de carbono en NaOH se puede calentar para dar oxalato de sodio e hidrógeno, después de esto por precipitación se recupera el ácido oxálico requiriendo de una neutralización y una cristalización. Sirve para terminados textiles, para limpiar radiadores u otras superficies metálicas así como en la fabricación de ácido tánico.

### 3.- Derivados Aldehído Oxo.

La reacción oxo es la formación de un aldehído a partir de una olefina junto con una relación 1:1 de mezcla de gas de síntesis:



La olefina más importante en compuestos oxo es el propileno ya sea como monómero o como polímero. Algunos de los compuestos oxo más importantes son: n-butiraldehído, i-butiraldehído, octanoles, propionaldehído, etc.

## 1.2 IMPORTANCIA INDUSTRIAL

La importancia industrial del gas de síntesis se puede ver a través de las Exportaciones e Importaciones de sus derivados, es por eso que en esta parte se presentan dichas estadísticas hasta el año de 1974, en las que se observa que las importaciones de dichos derivados son mayores que las exportaciones debido a que la capacidad productora de las plantas nacionales es aún muy pequeña. Sin embargo con las plantas que se tienen en construcción y proyecto se espera aumentar esta capacidad productora.

TABLA I.- Exportaciones

1971			1972	
Producto	Unidad y Cantidad KGB	Pesos \$	Unidad y Cantidad KGB	Pesos \$
Urea	71383904	70351786	69089749	68987980
Amoniáco	898810	791530	1936892	856431
Hidrógeno	270	544	---	---
1973			1974	
Producto	Unidad y Cantidad KGB	Pesos \$	Unidad y Cantidad KGB	Pesos \$
Urea	77849028	77235391	80273146	81013478
Amoniáco	3936892	2818272	4354894	3297576
Hidrógeno	---	---	---	---

Fuente: "Anuario Estadístico del Comercio Exterior"

TABLA II.- Importaciones

1971			1972	
Producto	Unidad y Cantidad KGB	Pesos \$	Unidad y Cantidad KGB	Pesos \$
Metanol	59989	76986	56681	100140
Formaldehído	1076	20956	1200	8630
Formamida	7268	35585	230500	1383240
Urea	30747894	34966526	2236104	2641442
Amoniáco	99302574	48224120	101913627	61236200
Hidrógeno	392345	500891	5327980	685310
CO <sub>2</sub>	1254478	2217339	969230	1026721
Formiato de sodio	210502	346338	230892	407209
1973			1974	
Producto	Unidad y Cantidad KGB	Pesos \$	Unidad y Cantidad KGB	Pesos \$
Metanol	51791	130520	49936	101204
Formaldehído	1575	6013	1608	8350
Formamida	1385918	7626206	1563732	9012304
Urea	344012	603604	125670	250312
Amoniáco	206713890	142675609	183750383	135702594
Hidrógeno	701385	799606	657308	750966
CO <sub>2</sub>	1541996	1335275	1791671	1655192
Formiato de sodio	272189	519302	235670	468932

Unidades: KGB = Kilogramo Bruto

Fuente: "Anuario Estadístico del Comercio Exterior"

A continuación damos las plantas nacionales que elaboran algunos derivados del gas de síntesis y de plantas que se encuentran en construcción o proyecto.

TABLA III. Plantas en Construcción o Proyecto

Empresa	Producto	Tn/año	Etapa
Petróleos Mexicanos	Metanol	150000	Ingeniería
Petróleos Mexicanos	Amoniáco	445000	Ingeniería
Petróleos Mexicanos	Amoniáco	300000	Construcción
Petróleos Mexicanos	Anhí.Carbónico	560000	Ingeniería
Petróleos Mexicanos	Anhí.Carbónico	372000	Construcción
Industrias Resistol	Formaldehído	12000	Proyecto
Salco Química S.A.	Formaldehído	3700	Proyecto

Fuente: "Memorias de Petróleos Mexicanos"

TABLA IV.- Plantas en Operación(1975)

Empresa	Producto	Ton/año
Petróleos Mexicanos	Metanol	21500
Petróleos Mexicanos	Amoniáco	1291000
Amonal S.A.	Amoniáco	3000
Guanos y Fertilizantes de México S.A.	Amoniáco	35700
Petróleos Mexicanos	Anhídrido Carbónico	6950000
Arco Gas S.A.	Anhídrido Carbónico	1500
CO <sub>2</sub> de México S.A.	Anhídrido Carbónico	5000
Industrial de Chihuahua S.A.	Anhídrido Carbónico	---
Cía.Nal.de Gas Carbónico	Anhídrido Carbónico	4000
Cía.Mexicana de Soldadura autógena	Anhídrido Carbónico	1000
Gas Carbónico S.A.	Anhídrido Carbónico	3200
Guanos y fertilizantes de México	Urea	580000
Adhesivos S.A.	Formaldehído	3300
Catalisis S.A.	Formaldehído	12000
Becco Industrial S.A.	Formaldehído	4500
Ind. Química Delgar S.A.	Formaldehído	800
Ind.Derivadas del Etileno	Formaldehído	20000
Industrias Resistol	Formaldehído	8000
Química Henkel S.A.	Formaldehído	1200
Ingsam S.A.	Formaldehído	600
Argón de Monterrey S.A.	Hidrógeno	200
Penwalt del Pacifico S.A.	Hidrógeno	1000

Fuente: "Producción Química Mexicana" , "Memorias de Pemex"

## PROYECCION DE IMPORTACIONES.

Con el objeto de ver la demanda que puedan tener los derivados del gas de síntesis, se decidió hacer la proyección de sus importaciones, en función de sus tres principales derivados los que son: formaldehído, amoníaco e hidrógeno. Aunque la urea es otro de sus derivados importantes, no se tomó en cuenta debido a que sus importaciones han disminuído notablemente.

Los datos que se consiguieron de importaciones se correlacionaron mediante el método de "Mínimos Cuadrados"; este método se basa en establecer la ecuación de una recta mediante el uso de una serie de datos reales que se han obtenido en --- años anteriores.

Una vez obtenida la recta se puede prever el consumo o importación de un cierto producto para un año futuro. Las ecuaciones del método son:

$$y = a + bx$$

donde:

$$y = \text{importaciones}$$

$$x = \text{año}$$

$$b = \frac{\sum yx - \sum x \sum y/n}{\sum x^2 - (\sum x)^2/n}$$

n = número de años considerados

$$a = \frac{\sum y - b \sum x}{n}$$

Para nuestro caso  $n=4$  y realizando las sumatorias correspondientes para cada uno de los tres productos que se mencionaron anteriormente, por medio de los datos de la TABLA II se encuentran las siguientes rectas, las que están graficadas en las figuras 1,2 y 3, respectivamente:

Amoníaco.

$$y = (-7.046758 \times 10^{10}) + 3.57 \times 10^7(x)$$

siendo:

$y$  = importaciones de amoníaco, KGB

$x$  = año deseado

Hidrógeno.

$$y_1 = (-1.893807 \times 10^8) + 9.63 \times 10^4(x_1)$$

donde:

$y_1$  = importaciones de hidrógeno, KGB

$x_1$  = año deseado

Formaldehído.

$$y_2 = (3.87004 \times 10^5) + 1.972 \times 10^2(x_2)$$

dado:

$y_2$  = importaciones de formaldehído, KGB

$x_2$  = año deseado

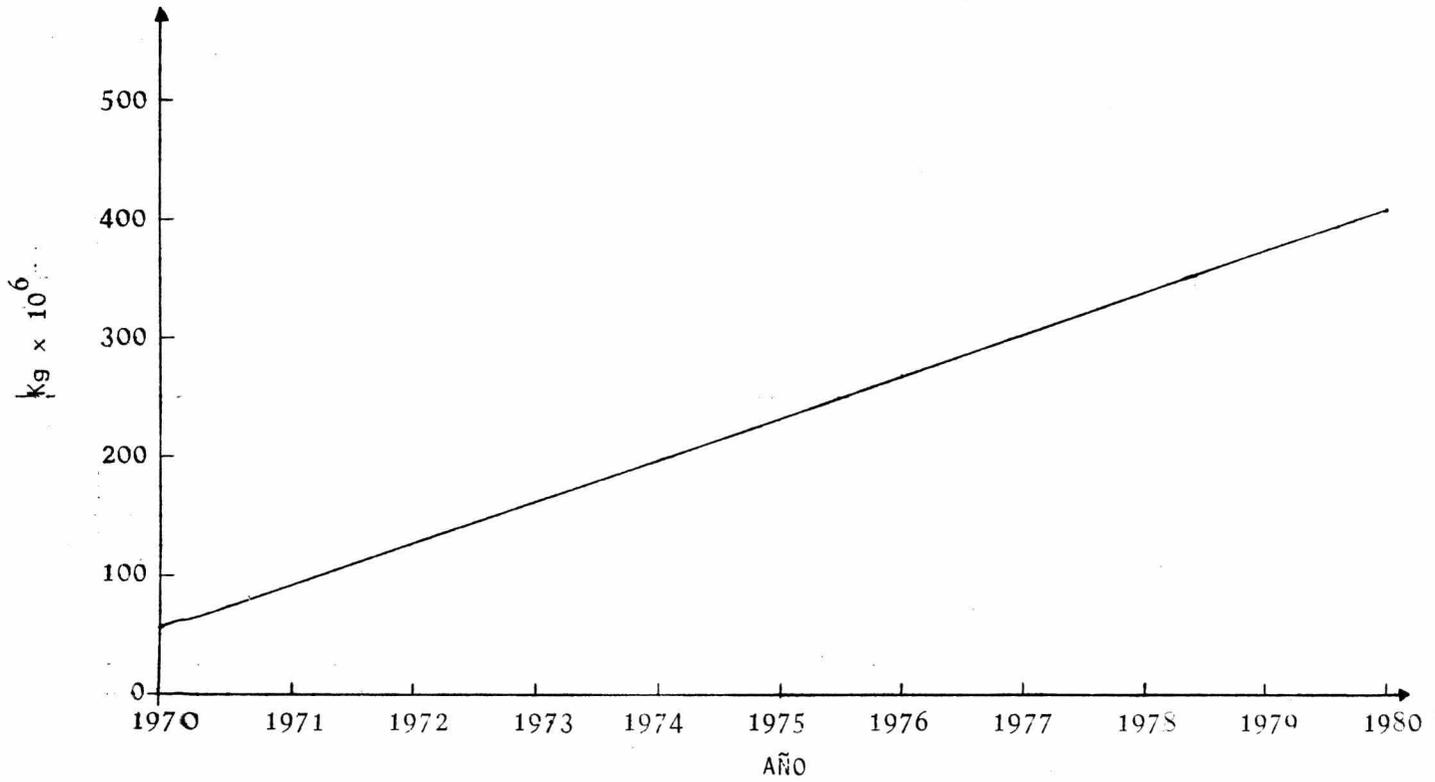


fig 1  
AMONIACO  
PROYECCION DE IMPORTACIONES

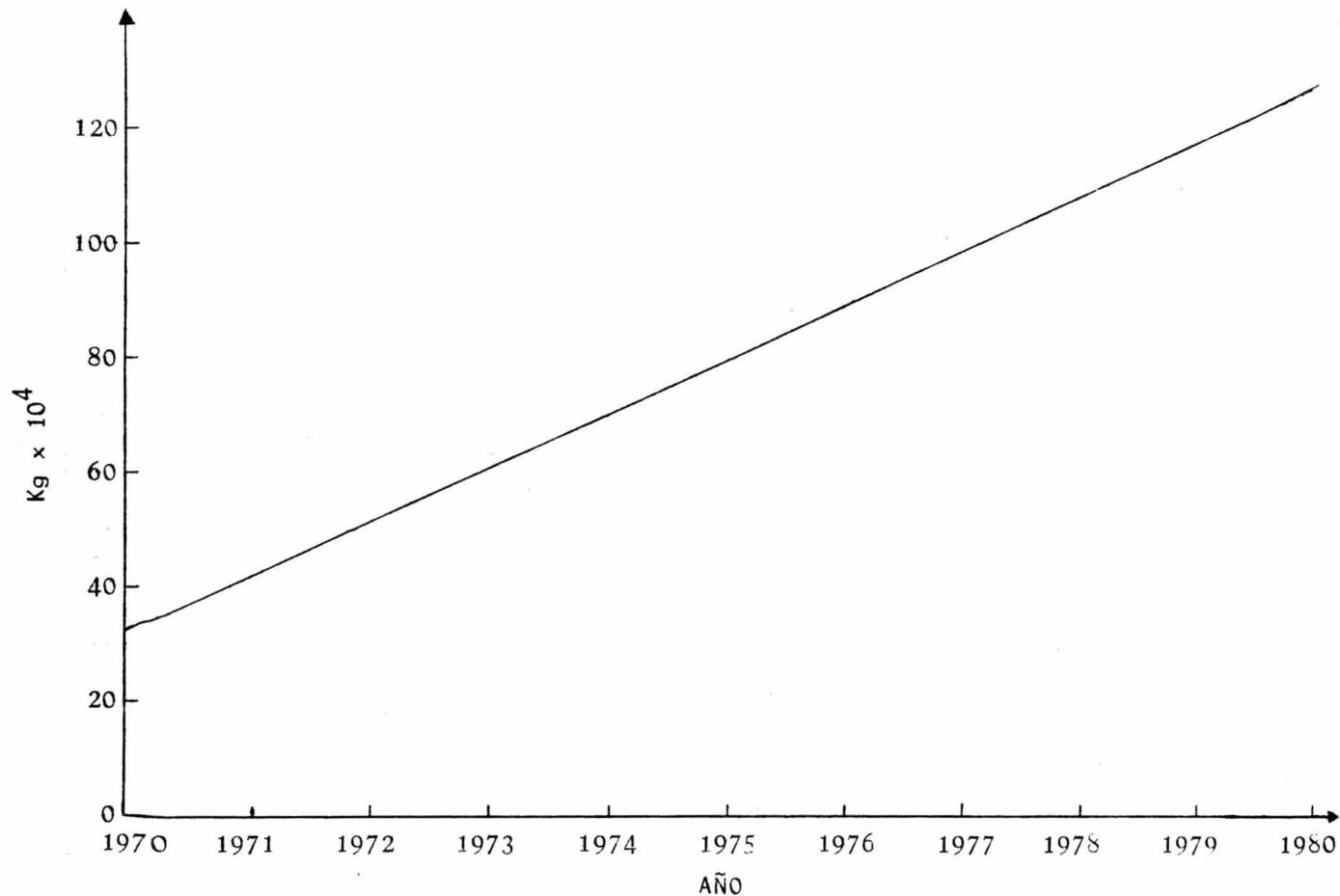


Fig 2  
HIDROGENO  
PROYECCION DE IMPORTACIONES

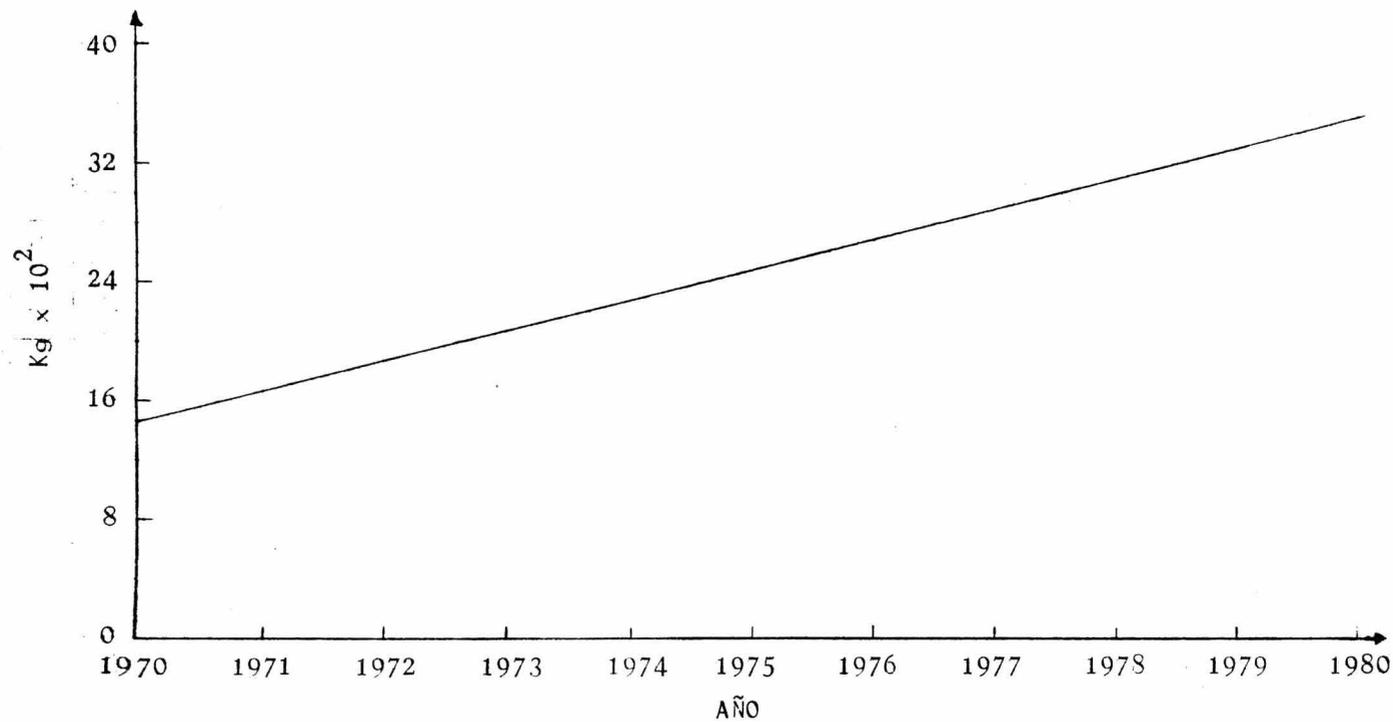


fig 3  
FORMALDEHIDO  
PROYECCION DE IMPORTACIONES

### 1.3 PROPIEDADES FÍSICAS DEL GAS DE SÍNTESIS<sup>2</sup>

Las siguientes propiedades físicas del gas de síntesis, se obtuvieron para una relación de  $H_2/CO = 2$ , para el rango de nuestras condiciones de operación.

#### A).- Propiedades Críticas:

Las propiedades para cada uno de los compuestos del gas de síntesis son las siguientes:

Propiedad	Unidades	H <sub>2</sub>	CO
Temperatura Crítica	°K	33.3	133.0
Presión Crítica	atm	12.8	34.5
Volúmen Crítico	cc/gmol	65.0	93.1
Factor de Compresibilidad Crítico	--	0.304	0.294
Viscosidad Crítica	g/cm-seg	34.90	190.0

Las propiedades críticas del gas de síntesis tomando como base las propiedades para cada compuesto son las siguientes

#### a).- Temperatura Crítica.

Utilizando el método de Grieves y Thodos<sup>2</sup> que es el más general y exacto para obtener temperaturas críticas de las mezclas tenemos:

$$T'_{cm} = T_{ci} / \left[ 1 + (y_2/y_1) A_{12} \right] + T_{ci} / \left[ 1 + (y_1/y_2) A_{21} \right] \dots\dots\dots(1.1)$$

en donde:

$T'_{cm}$  = temperatura crítica de la mezcla, °K

$T'_{ci}$  = temperatura crítica de cada componente, °K

$y_i$  = fracción mol de cada componente

$A_{12}$  y  $A_{21}$  = constantes en función de la relación de las temperaturas de ebullición ( $T_{b2}/T_{b1}$ )

Del Reid and Sherwood<sup>2</sup>, tomando a  $H_2 = 1$  y al  $CO = 2$  se tiene:

$$(T_{b2}/T_{b1}) = 4.00$$

$$A_{12} = 0.02$$

$$A_{21} = 0.70$$

sustituyendo en (1.1) estos valores, se obtiene la ecuación:

$$T'_{cm} = 33.3/[1 + (y_2/y_1) 0.02] + 133/[1 + (y_1/y_2) 0.7] \dots\dots\dots(1.2)$$

con esta ecuación podemos obtener la temperatura crítica del gas de síntesis en función de la fracción mol del hidrógeno y del monóxido de carbono.

b).- Presión Crítica.

La presión crítica de una mezcla puede ser estimada con una aproximación de 1 a 2 % por la ecuación de Benedict<sup>2</sup>:

$$P'_{cm} = P_{pc} \left\{ 9 \left( \frac{\sum y_i (T_{bi}/100)^2}{[\sum y_i (T_{bi}/100)]^2} - 1 \right) + 1 \right\} \dots\dots\dots(1.3)$$

cada término de la ecuación anterior representa:

$y_i$  = fracción mol de cada componente

$T_{bi}$  = temperatura de ebullición, °K

$P'_{cm}$  = presión crítica de la mezcla, atm

$P_{ci}$  = presión crítica del componente, atm

Considerando al hidrógeno = 1 y al monóxido de carbono = 2 junto con los valores de cada compuesto dados anteriormente obtenemos:

$$P'_{cm} = [y_1(12.8) + y_2(34.5)] \left( 9 \left[ \frac{y_1(0.0416) + y_2(0.5675)}{[y_1(0.204)]^2 + [y_2(0.817)]^2} - 1 \right] + 1 \right) \dots\dots\dots(1.4)$$

esta ecuación nos dará la presión crítica del gas de síntesis en función de las fracciones mol de los componentes.

c).- Factor de Compresibilidad Crítico.

Podemos estimar este factor de compresibilidad usando - la relación de Kay:

$$Z'_{cm} = \sum y_i Z_{ci}$$

sustituyendo los valores del factor de compresibilidad individuales se obtiene la ecuación del factor de compresibilidad  $p_g$  para la mezcla:

$$Z'_{cm} = y_1 (0.304) + y_2 (0.294) \dots\dots(1.5)$$

d).- Volúmen Molar Crítico.

El volúmen se puede encontrar por la expresión:

$$V'_{cm} = Z'_{cm} R T'_{cm} / P'_{cm} \quad \dots\dots(1.6)$$

Donde  $T'_{cm}$ ,  $P'_{cm}$  y  $Z'_{cm}$  están dadas por las ecuaciones (1.2), -- (1.4) y (1.5) respectivamente y R es la constante de los gases.

B).- Propiedades no Críticas:

Las propiedades para cada uno de los compuestos del gas de síntesis son las siguientes:

Propiedades	Unidades	H <sub>2</sub>	CO
Peso Molecular	g/gmol	2.016	28.010
Temperatura de ebullición	° K	20.400	81.700
Densidad relativa (Sg)	--	0.067	0.967

Los valores de viscosidad de los compuestos a diferente temperatura y 1 atm de presión son:

Temperatura °C	Viscosidad (cps)	
	H <sub>2</sub>	CO
25	0.0089	0.0178
40	0.0092	0.0184
250	0.0130	0.0190
450	0.0158	0.0210

La presión tiene efecto sobre la viscosidad de los componentes puros, por lo que se han hecho muchas revisiones excelentes de los métodos propuestos para estimar o correlacionar las

viscosidades de los gases. Una técnica muy común de correlación de viscosidades de gases densos admite la relación  $\mu/\mu^0$  en la forma:

$$\frac{\mu}{\mu^0} = f(P_r, T_r)$$

donde

$$P_r = P/P_c \quad (\text{presión reducida})$$

$$T_r = T/T_c \quad (\text{temperatura reducida})$$

$\mu$  = viscosidad deseada, cps.

$\mu^0$  = viscosidad a baja presión, cps.

Las ecuaciones finales para la presión y temperatura reducida del hidrógeno y el monóxido de carbono son:

	H <sub>2</sub>	CO
P <sub>r</sub>	P/12.8	P/34.5
T <sub>r</sub>	T/33.3	T/133

A continuación se dan los valores de viscosidad en las tablas V y VI para el hidrógeno y el monóxido de carbono a diferentes presiones y temperaturas, tomados del Perry<sup>3</sup>.

TABLA V  
(Para el H<sub>2</sub>)

T °C	T <sub>r</sub>	$\mu$ cps	P atm	P <sub>r</sub>	$\frac{\mu}{\mu^e}$	$\mu$ cps
25	8.8	0.0089	5	0.390	1.0001	0.008900
25	8.8	0.0089	10	0.781	1.0005	0.008900
25	8.8	0.0089	15	1.172	1.0010	0.008910
25	8.8	0.0089	20	1.563	1.0050	0.008940
40	9.4	0.0092	5	0.390	1.0040	0.009337
40	9.4	0.0092	10	0.781	1.0050	0.009346
40	9.4	0.0092	15	1.172	1.0055	0.009351
40	9.4	0.0092	20	1.563	1.0060	0.009356
250	15.7	0.0130	5	0.390	1.0010	0.013010
250	15.7	0.0130	10	0.781	1.0020	0.013020
250	15.7	0.0130	15	1.172	1.0030	0.013040
250	15.7	0.0130	20	1.563	1.0040	0.013050
450	21.0	0.0158	5	0.390	1.0000	0.015800
450	21.0	0.0158	10	0.781	1.0000	0.015800
450	21.0	0.0158	15	1.172	1.0000	0.015800
450	21.0	0.0158	20	1.563	1.0000	0.015800

TABLA VI  
(Para el CO)

T °C	T <sub>r</sub>	$\mu^{\circ}$ cps	P atm	P <sub>r</sub>	$\frac{\mu}{\mu^{\circ}}$	$\mu$ cps
25	2.240	0.0180	5	0.145	1.0800	0.019440
25	2.240	0.0180	10	0.290	1.0850	0.019530
25	2.240	0.0180	15	0.435	1.0900	0.019620
25	2.240	0.0180	20	0.580	1.0950	0.019710
40	2.350	0.0186	5	0.145	1.0500	0.019500
40	2.350	0.0186	10	0.290	1.0550	0.019600
40	2.350	0.0186	15	0.435	1.0600	0.019700
40	2.350	0.0186	20	0.580	1.0650	0.019900
250	3.930	0.0269	5	0.145	1.0080	0.027120
250	3.930	0.0269	10	0.290	1.0085	0.027130
250	3.930	0.0269	15	0.435	1.0090	0.027140
250	3.930	0.0269	20	0.580	1.0095	0.027150
450	5.436	0.0335	5	0.145	1.0060	0.033700
450	5.436	0.0335	10	0.290	1.0065	0.033720
450	5.436	0.0335	15	0.435	1.0070	0.033735
450	5.436	0.0335	20	0.580	1.0075	0.033750

a).- Viscosidad del gas de síntesis.

Podemos calcular la viscosidad de la mezcla por el método de estimación de Wilke utilizando la siguiente ecuación:

$$\mu_m = \left( \mu_1 / \left[ 1 + (y_2/y_1) \phi_{12} \right] \right) + \left( \mu_2 / \left[ 1 + (y_1/y_2) \phi_{21} \right] \right) \dots\dots\dots(1.7)$$

donde

$\mu_m$  = viscosidad de la mezcla, cps.

$\mu_1, \mu_2$  = viscosidades de los compuestos puros, cps.

$$\phi_{12} = \left[ 1 + \left( \frac{\mu_1}{\mu_2} \right)^{\frac{1}{2}} \left( M_2/M_1 \right)^{\frac{1}{4}} \right]^2 / \left[ \sqrt{8} \left( 1 + M_1/M_2 \right)^{\frac{1}{2}} \right]$$

$$\phi_{21} = \left[ 1 + \left( \frac{\mu_2}{\mu_1} \right)^{\frac{1}{2}} \left( M_1/M_2 \right)^{\frac{1}{4}} \right]^2 / \left[ \sqrt{8} \left( 1 + M_2/M_1 \right)^{\frac{1}{2}} \right]$$

sustituyendo los valores de los pesos moleculares del hidrógeno (1) y monóxido de carbono (2) correspondientes obtenemos:

$$\phi_{12} = \left[ 1 + \left( \frac{\mu_1}{\mu_2} \right)^{\frac{1}{2}} (1.9305) \right]^2 / 2.9285 \dots(1.8)$$

$$\phi_{21} = \left[ 1 + \left( \frac{\mu_2}{\mu_1} \right)^{\frac{1}{2}} (0.518) \right]^2 / 10.914 \dots(1.9)$$

b).- Peso Molecular Promedio.

El peso molecular promedio de la mezcla gaseosa va a estar dado por:

$$\bar{M} = M_1 y_1 + M_2 y_2$$

$$\bar{M} = (2.016) (0.66) + (28.01) (0.33)$$

$$\bar{M} = 10.57 \text{ g/gmol}$$

c).- Densidad Relativa.

La densidad relativa está dada por la relación de pesos moleculares del gas de síntesis y el del aire:

$$S_g = \frac{\bar{M}_{\text{gas}}}{\bar{M}_{\text{aire}}}$$

para nuestra relación de 2:1 de hidrógeno a monóxido de carbono obtenemos que:

$$S_g = \frac{10.57}{28.97} = 0.36$$

En las siguientes tablas VII y VIII se dan los valores de las propiedades críticas y viscosidades del gas de síntesis respectivamente, utilizando las ecuaciones descritas anteriormente.

TABLA VII  
(Propiedades Críticas)

$y_{H_2}$	0	0.2	0.4	0.6	0.8	1
$T'_{cm}$ °K	133.000	145.100	125.100	100.30	70.200	33.300
$P'_{cm}$ atm	34.500	101.980	171.870	290.90	53.600	12.800
$Z'_{cm}$	0.294	0.296	0.298	0.30	0.302	0.304
$V'_{cm}$ cc/gmol	93.000	34.560	17.800	8.49	32.460	65.000

Se emplearon las ecuaciones (1.2), (1.4), (1.5) y (1.6) respectivamente.

TABLA VIII  
(Viscosidades)

T °C	P atm	$\mu_1$ H <sub>2</sub>	$\mu_2$ CO	$\phi_{12}$	$\phi_{21}$	$\mu_m$ cps
25	5	0.008900	0.01944	1.8160	0.28560	0.017040
25	10	0.008900	0.01953	1.8114	0.28620	0.017090
25	15	0.008910	0.01962	1.8067	0.28670	0.017140
25	20	0.008940	0.01971	1.8066	0.28680	0.017220
40	5	0.009337	0.01950	1.8631	0.28015	0.017330
40	10	0.009346	0.01960	1.8587	0.28065	0.017400
40	15	0.009351	0.01970	1.8539	0.28120	0.017460
40	20	0.009356	0.01990	1.8438	0.28235	0.017590
250	5	0.013010	0.02712	1.8651	0.27997	0.024120
250	10	0.013020	0.02713	1.8668	0.27988	0.024130
250	15	0.013040	0.02714	1.8670	0.27973	0.024150
250	20	0.013050	0.02715	1.8672	0.27969	0.024160
450	5	0.015800	0.03370	1.8409	0.28270	0.029760
450	10	0.015800	0.03372	1.8402	0.28276	0.029770
450	15	0.015800	0.03374	1.8398	0.28280	0.029780
450	20	0.015800	0.03375	1.8393	0.28290	0.029785

Los valores de viscosidad se obtuvieron aplicando las --  
ecuaciones (1.7), (1.8), (1.9) y utilizando las viscosidades ob-  
tenidas a diferente presión y temperatura para los componentes  
del gas de síntesis, tablas V y VI.

#### 1.4 TERMODINAMICA

El estudio de la termodinámica de la reacción metanol--gas de síntesis, se hace necesario para encontrar las mejores condiciones teóricas de presión y temperatura para que se lleve a cabo la reacción.

En primer lugar para obtener la entalpia, la energía libre y la entropia es indispensable tener la ecuación de capacidad calorífica de la reacción, por lo tanto:

Para la reacción



la ecuación general para la capacidad calorífica esta dada por

$$\Delta C_p = \Delta a + \Delta bT + \Delta cT^2 \quad \dots\dots\dots(1.10)$$

donde:

$$\Delta a = a_{\text{CO}} + 2 a_{\text{H}_2} - a_{\text{CH}_3\text{OH}}$$

$$\Delta b = b_{\text{CO}} + 2 b_{\text{H}_2} - b_{\text{CH}_3\text{OH}}$$

$$\Delta c = c_{\text{CO}} + 2 c_{\text{H}_2} - c_{\text{CH}_3\text{OH}}$$

De los datos tomados de Hougen<sup>4</sup>:

Gas	a	b x 10 <sup>-2</sup>	c x 10 <sup>-5</sup>
CO	6.726	0.04000	0.1283
H <sub>2</sub>	6.952	-0.09576	0.0956
CH <sub>3</sub> OH	4.550	2.18600	-0.2910

sustituyendo los datos anteriores en la ecuación(1.10) tenemos

$$C_p = 16.08 - 2.3375 \times 10^{-2}T + 6.105 \times 10^{-6} T^2 \quad \dots\dots(1.11)$$

$$C_p = \text{cal/gmol}^\circ \text{K}$$

$$T = ^\circ \text{K}$$

que es precisamente la ecuación de capacidad calorífica para -  
nuestra reacción.

Las condiciones de operación para la reacción metanol---  
gas de síntesis, dependerán fundamentalmente de la constante -  
de equilibrio, es decir, nuestras condiciones de operación de-  
berán ser tales que el valor de esta constante (Kp) sea lo su-  
ficientemente elevado, para asegurar que la reacción se lleve  
a cabo en forma total.

Sin embargo para poder calcular el valor de Kp será nece-  
sario primero obtener el valor de la energía libre.

### ENERGIA LIBRE.

En esta parte el objetivo será encontrar una expresión -  
para la energía libre en función de la temperatura. Partiendo  
de la ecuación general de energía libre:

$$\Delta F_T^\circ = \Delta H_o^\circ - T \int \int \frac{1}{T^2} (C_p \, dT) \, dT + I T \quad \dots\dots(1.12)$$

en esta ecuación  $\Delta H_o^\circ$  e I son constantes. Sustituyendo el Cp  
en la ecuación(1.12) e integrandola tenemos:

$$\Delta F_T^\circ = \Delta H_o^\circ - 16.08 T \ln T + 1.119 \times 10^{-2} T^2 - 1.018 \times 10^{-6} T^3 + I T \quad \dots\dots(1.13)$$

En esta última ecuación como se puede ver, tenemos dos - incógnitas ( $\Delta H_o^\circ$  e  $I$ ) la que se puede resolver conociendo dos valores de energía libre. Dichos valores de energía libre los podemos encontrar por medio de la ecuación:

$$\Delta F^\circ = \Delta H^\circ - T \Delta S^\circ \quad \dots\dots(1.14)$$

Los cambios de entalpia y entropia se obtienen por las ecuaciones:

$$\Delta H_{298^\circ K}^\circ = \sum H_{\text{productos}}^\circ - \sum H_{\text{reactivos}}^\circ \quad \dots\dots(1.15)$$

$$\Delta S_{298^\circ K}^\circ = \sum S_{\text{productos}}^\circ - \sum S_{\text{reactivos}}^\circ \quad \dots\dots(1.16)$$

Para otras temperaturas diferentes a  $298^\circ K$  los valores de entalpia y entropia se obtienen por:

$$\Delta H_T^\circ = \Delta H_{298^\circ K}^\circ + \int C_p dT \quad \dots\dots(1.17)$$

$$\Delta S_T^\circ = \Delta S_{298^\circ K}^\circ + \int C_p dT/T \quad \dots\dots(1.18)$$

Rosini da los siguientes datos para la reacción:



$H_{298^\circ K}^\circ \left(\frac{\text{cal}}{\text{gmol}}\right)$	-48500	-26840	0
$S_{298^\circ K}^\circ \left(\frac{\text{cal}}{\text{gmol}^\circ K}\right)$	57.29	47.3	2(31.21)

sustituyendo estos datos en las ecuaciones (1.15) y (1.16) ob-

tenemos el cambio de entalpia y entropia a la temperatura de - 298°K :

$$\Delta H_{298^{\circ}\text{K}}^{\circ} = 21660 \text{ cal/gmol}$$

$$\Delta S_{298^{\circ}\text{K}}^{\circ} = 52.432 \text{ cal/gmol}^{\circ}\text{K}$$

Tomando ahora la temperatura de 400°K los valores de entalpia y entropia calculados por las ecuaciones (1.17) y (1.18) son:

$$\Delta H_{400^{\circ}\text{K}}^{\circ} = 22630 \text{ cal/gmol}$$

$$\Delta S_{400^{\circ}\text{K}}^{\circ} = 56.968 \text{ cal/gmol}^{\circ}\text{K}$$

Sustituyendo los resultados anteriores en la ecuación de energía libre (1.14) se tiene:

$$\Delta F_{298^{\circ}\text{K}}^{\circ} = 6035 \text{ cal/gmol}$$

$$\Delta F_{400^{\circ}\text{K}}^{\circ} = 1380.9 \text{ cal/gmol}$$

El siguiente paso será sustituir los valores de la energía libre a 298°K y 400°K en la ecuación (1.13) para encontrar las incógnitas ( $\Delta H_{0}^{\circ}$  e I) y de esta manera obtener la expresión para la energía libre en función de la temperatura.

a 298°K

$$6035 \frac{\text{cal}}{\text{gmol}} = \Delta H_{0}^{\circ} - 4777.2 \ln 298 + 895 - 26.6 + I(298)$$

a 400°K

$$1380.9 \frac{\text{cal}}{\text{gmol}} = \Delta H_0^\circ - 6400 \ln 400 + 1650 \cdot 64 + I(400)$$

donde:  $\Delta H_0^\circ = 15349.8 \text{ cal/gmol}$

$$I = 57.1 \text{ cal/gmol}^\circ\text{K}$$

La ecuación final de energía libre se convierte en:

$$\Delta F_T^\circ = 15349.8 - 16.08T \ln T + 1.19 \times 10^{-2} T^2 - 1.018 \times 10^{-6} T^3 + 57.1T \dots\dots\dots(1.19)$$

siendo:  $\Delta F_T^\circ = \text{cal/gmol}$   
 $T = ^\circ\text{K}$

CONSTANTE DE EQUILIBRIO.

Una vez encontrada la ecuación de la energía libre procederemos a calcular los valores de  $K_p$  a diferentes temperaturas por medio de la ecuación:

$$\ln K_p = - \Delta F_T^\circ / RgT \dots\dots\dots(1.20)$$

En seguida se presenta una tabla con los valores así obtenidos de la constante de equilibrio, los que posteriormente nos servirán para encontrar la presión y la conversión adecuadas a la reacción de gas de síntesis.

TABLA IX

T(°C)	T(°K)	$\Delta F^\circ$ (cal/gmol)	Kp
100	373	2638	0.02845
200	473	-4337	101.03000
250	523	-4510	121.37000
300	573	-6961	452.26000
350	623	-9435	2043.00000
400	673	-11998	4036.00000
450	723	-14424	23108.00000
500	773	-16952	62131.00000
600	873	-22008	323641.00000

CONDICIONES DE OPERACION

Para encontrar las condiciones de operación, es necesario tener una ecuación que nos relacione temperatura, presión y conversión. Esta es dada por Smith<sup>5</sup> en la siguiente forma:

$$K_p = K_n (P/n_t)^{\Delta n} \quad \dots\dots\dots(1.21)$$

en donde:

Kp = constante de equilibrio

Kn = constante molar =  $(n_{CO})(n_{H_2})^2 / (n_{CH_3OH})$

P = presión total, atm

n<sub>t</sub> = moles totales

$\Delta n = 2$

Para obtener las moles totales y las moles parciales de cada componente en función de la conversión necesitamos hacer un balance de masa de la siguiente forma:

$$\begin{aligned} n_{\text{CH}_3\text{OH}} &= 1-x \\ n_{\text{CO}} &= x \\ n_{\text{H}_2} &= 2x \\ n_{\text{total}} &= 1 + 2x \end{aligned}$$

$x$  = conversión deseada.

Por lo tanto  $K_n$  será:

$$K_n = \frac{(x)(2x)^2}{(1-x)}$$

sustituyendo los valores de  $K_n$  y moles totales en la ecuación (1.21), esta se convierte en:

$$\frac{K_p}{P^2} = \frac{4x^3}{(1-x)(1+2x)^2} \quad \dots\dots(1.22)$$

Esta última ecuación será precisamente la que nos servirá para encontrar las condiciones de operación óptimas de nuestra reacción.

Para el calculo de las condiciones de operación óptimas - se procederá de la siguiente manera:

- 1°.- Se supondrán valores de conversión obteniendo así valores de  $K_p/P^2$  por medio de la ecuación (1.22).
- 2°.- Se obtendrán valores de  $K_p$  a partir de la ecuación (1.20) o de la tabla IX, posteriormente estos valores de  $K_p$  serán divididos por presiones supuestas manteniendo constante la temperatura a la que

se obtuvo  $K_p$ . Obteniéndose así datos de  $K_p/P^2$ . Se seleccionará un valor de  $K_p/P^2$  (indicando así nue tras condiciones de operación) para lo cuál se de be cumplir el siguiente punto.

3°.- Los valores de conversión, temperatura y presión para nuestras condiciones de operación deberán -- ser tales que:

- a) La temperatura no sea muy elevada.
- b) La presión no sea muy baja.
- c) La conversión sea alta.

Los datos obtenidos para el primer punto están tabulados en la TABLA X y en la TABLA XI los del segundo punto.

TABLA X

x	$K_p/p^2$
0.9900	43.65
0.9910	48.63
0.9920	54.76
0.9930	62.72
0.9940	73.37
0.9950	87.95
0.9960	110.30
0.9970	147.30
0.9980	220.80
0.9990	443.10
0.9991	493.00
0.9992	554.00
0.9993	634.00
0.9994	740.00
0.9995	887.00
0.9996	1110.00

TABLA XI

T (°C)	100	200	250	300	350	400	450	500	600
Kp	0.0280	101.0000	121.000	452.00	2043.00	4036.00	23108.00	62131.00	323641.0
P (atm)	$\frac{Kp}{p^2}$								
1	0.0280	101.0000	121.000	452.00	2043.00	4036.00	23108.00	62131.00	323641.0
5	0.0010	4.0400	4.800	18.00	81.00	161.00	924.00	2485.00	12831.0
10	0.0020	0.1000	1.210	4.50	20.40	40.30	231.00	621.00	3236.0
25	4.5E-5	0.1600	0.190	0.72	3.26	6.45	36.90	99.40	517.0
50	1.1E-5	0.0400	0.048	0.18	0.81	1.61	9.25	24.80	129.0
100	2.8E-6	0.0100	0.012	0.04	0.20	0.40	2.31	6.21	32.3
150	1.2E-6	4.4E-3	0.005	0.02	0.09	0.17	1.02	2.76	14.3
200	7.1E-7	2.5E-3	0.003	0.01	0.05	0.10	0.57	1.55	8.1

Analizando así pues las tablas X y XI, podemos ver que - nuestras condiciones de operación corresponderán a una presión de 10 atm y una temperatura de 450°C a una conversión de 99.9% las cuáles satisfacen completamente el criterio propuesto en - el tercer punto para el cálculo de las condiciones de opera--- ción. Además estas condiciones de operación nos proporcionan - un valor elevado de constante de equilibrio lo que significa - que nuestra reacción se va a llevar a cabo completamente.

Se ve claramente que las relaciones presión-temperatura-conversión, presentan bastantes valores para obtener buenos re<sup>u</sup> sultados en la operación para la obtención de gas de síntesis claro está que como es una planta piloto, en ella se podrán mo<sup>u</sup> dificar un poco los valores que seleccionamos, para ver si la realidad se acerca bastante a lo teórico que es lo que se desa<sup>u</sup> rrollo en este trabajo.

En las figuras 4 y 5 se encuentran graficados los valores de  $K_p$  vs. temperatura y  $K_p$  vs. conversión, respectivamente.

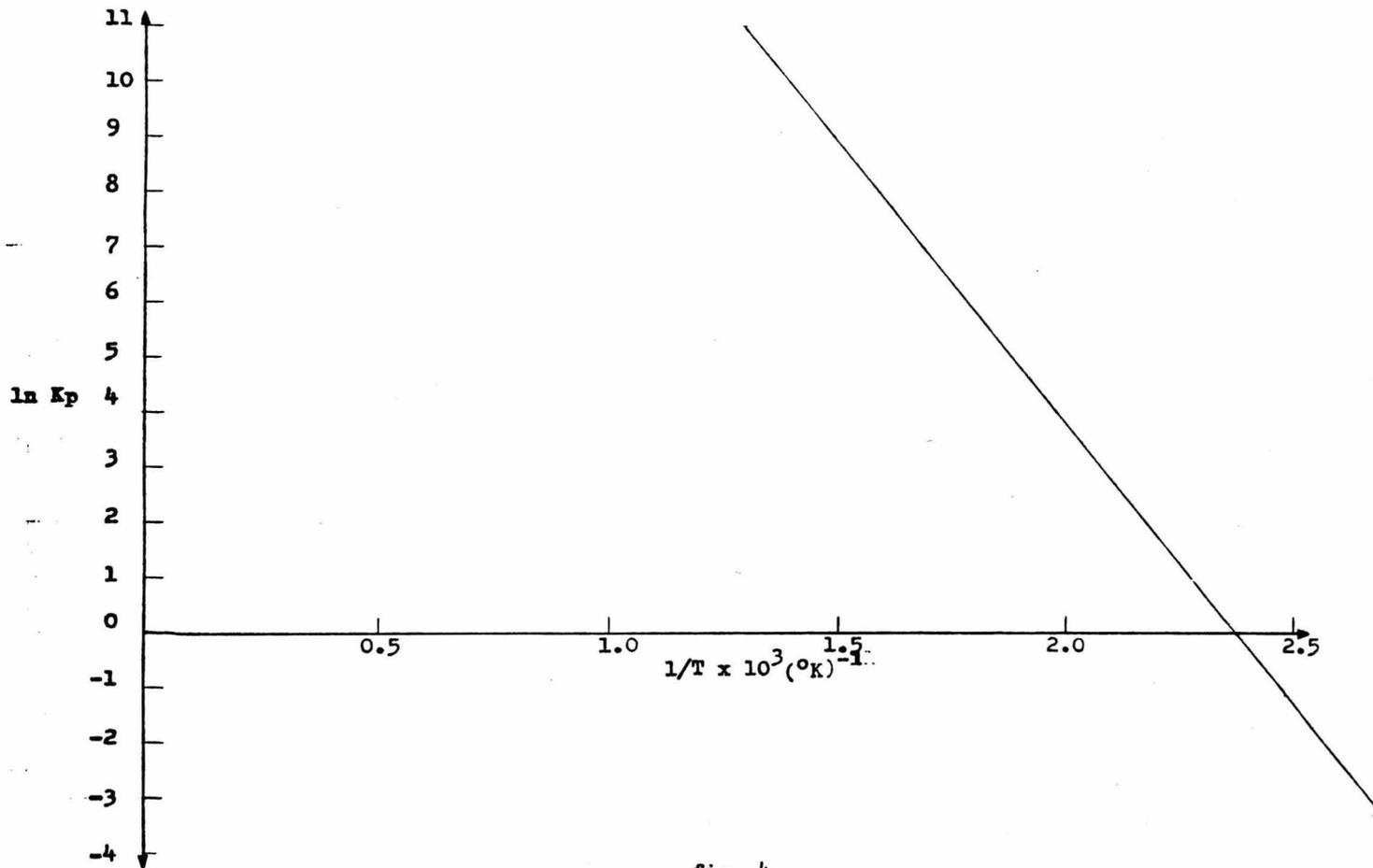


fig 4  
 $\ln K_p$  vs.  $1/T$   
DESCOMPOSICION DE METANOL

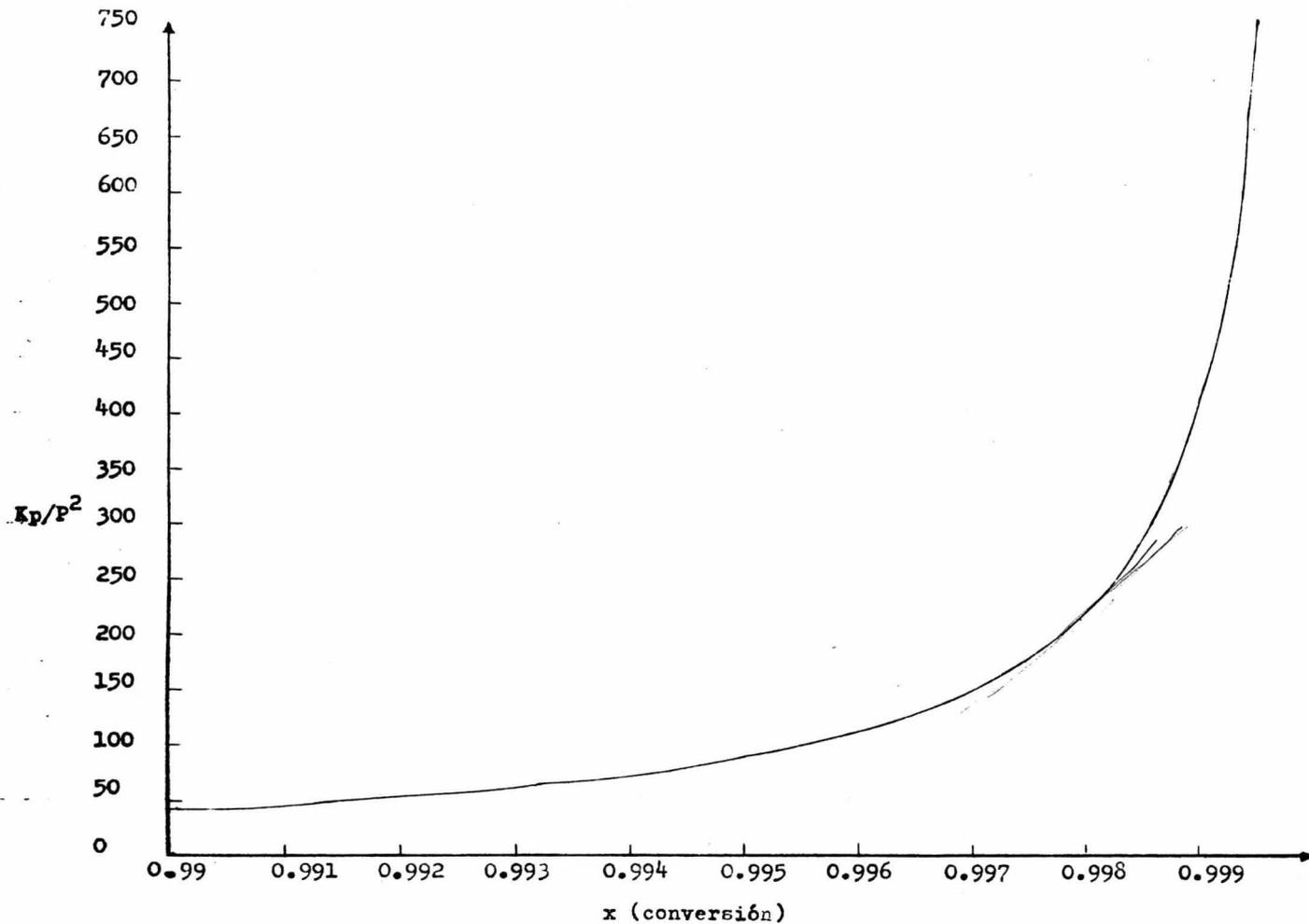


fig 5  
 $K_p/P^2$  vs. conversión  
DESCOMPOSICION DE METANOL

## CALOR DE REACCION.

Una vez obtenidas nuestras condiciones de operación se -- hace necesario calcular el  $\Delta H_{\text{reac.}}$  a estas condiciones para -- poder utilizarlo posteriormente en el calculo del reactor y -- calculos de calor posteriores.

Utilizando la ecuación (1.17)

$$\Delta H_{723^{\circ}\text{K}}^{\circ} = \Delta H_{298^{\circ}\text{K}}^{\circ} + \int_{298^{\circ}\text{K}}^{723^{\circ}\text{K}} C_p dT$$

haciendo los calculos se obtiene

$$\Delta H_{723^{\circ}\text{K}}^{\circ} = 24161.7 \text{ cal/gmol}$$

esto indica que la reacción es endotérmica por lo que hay que ceder calor al reactor.

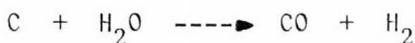
## PROCESOS DE FABRICACION INDUSTRIAL DEL GAS DE SINTESIS<sup>6</sup>

Como se dijo en un principio, el gas de síntesis se obtiene en la industria básicamente por medio de dos procesos, que son: el de reformación catalítica de hidrocarburos y el de oxidación parcial; por lo que a continuación se describirán ambos procesos en una forma general, ya que aunque algunas compañías tienen sus propios métodos, éstos básicamente caen dentro de los dos procesos antes mencionados con ligeras modificaciones.

Empezaremos primero por el proceso que se utilizó antiguamente y que en la actualidad ya casi no se usa.

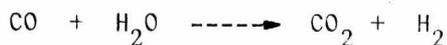
### 2.1 A PARTIR DE COQUE

Se utiliza en este proceso, el gas de agua derivado del coque. En el proceso de gas de agua, se inyecta alternativamente éste con vapor de agua y aire a un lecho de coque incandescente. El gas producido por la sopladura del aire a través del coque no es aprovechable. Se utiliza el gas de síntesis que se produce en la etapa posterior; esto es, por la acción del vapor de agua sobre el coque incandescente:



La relación hidrógeno/monóxido de carbono es de 1.25 a 1.30. Se ajusta a la de 2:1 pasando una parte del gas de síntesis por un convertidor de CO, donde por adición de vapor de agua en cantidades determinadas reaccionan catalíticamente de -

300 a 500 °C en la forma:

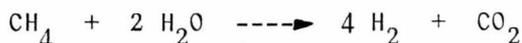
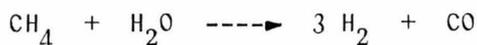


Los gases efluentes son recirculados a la corriente principal del gas de síntesis para obtener la relación 2:1 de hidrógeno a monóxido de carbono.

## 2.2 POR REFORMACION CATALITICA<sup>6</sup>

La preparación de gas de síntesis en la relación 2:1 -- puede hacerse con el mismo equipo y los mismos catalizadores -- usados para reformar el gas natural, pero la técnica varía considerablemente y es más difícil.

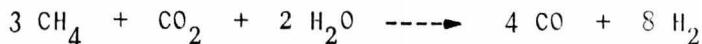
El vapor de agua reacciona con el metano para formar el hidrógeno y óxido de carbono junto con anhídrido carbónico:



Puede demostrarse termodinámicamente que el producto consistirá de hidrógeno y ambos óxidos de carbono en una relación que depende de las condiciones de reacción.

Estequiométricamente, una mezcla de hidrógeno y óxido de carbono en una relación requerida, se obtiene cuando la mezcla en reacción tiene tres partes de metano, una parte de anhídrido carbónico y dos partes de vapor de agua, como se muestra en la

siguiente reacción:



Esta reacción es endotérmica y fué revelada en una patente francesa a una temperatura de 800°C. La manufactura del gas de síntesis con gas natural, vapor de agua y gas carbónico comprende los siguientes tiempos: calentamiento de la mezcla gaseosa, paso de la mezcla por unos tubos llenos de catalizador calentados externamente, paso de la misma por una caldera de calor residual, paso por cambiadores de calor en los que se efectúa el calentamiento previo de una nueva mezcla de reactantes y por último, enfriamiento con agua.

Se necesita tener las condiciones exactas de operación -- porque ligeras variaciones en dichas condiciones originan un -- cambio desproporcionado en la relación de hidrógeno a monóxido de carbono.

Este proceso es usado también para convertir fracciones -- de destilado de hidrocarburos en gas de síntesis.

Los destilados (naftas) consisten de parafinas de bajo -- punto de ebullición, con cantidades menores de aromáticos y no más de uno por ciento de olefinas. El punto final de ebullición del destilado no debe exceder los 220°C y de preferencia debe -- ser de 185°C.

La carga de hidrocarburos líquidos entrantes es vaporizada a través de un desulfurizador y luego al horno de reformado,

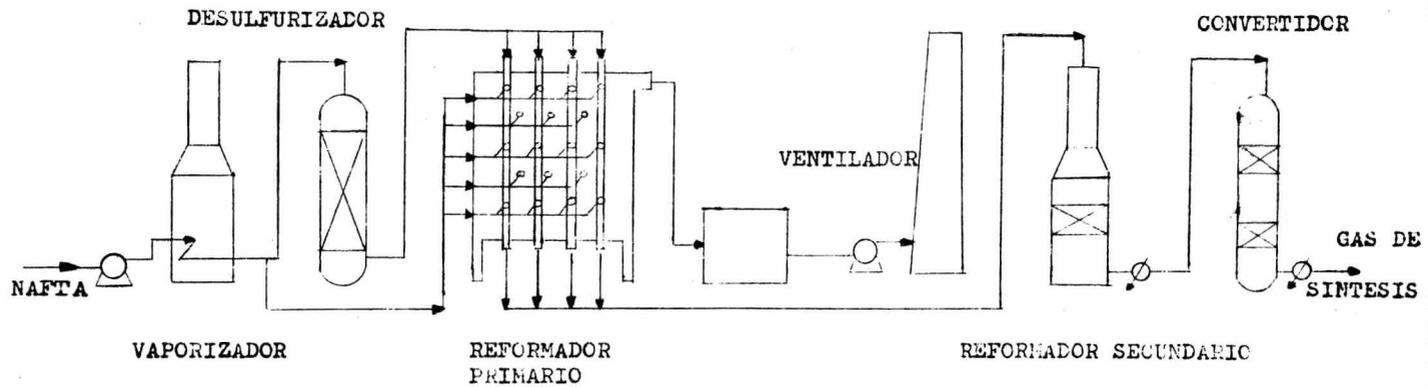
donde es mezclado con vapor y distribuido en los tubos llenos de catalizador. En el horno la nafta precalentada y el vapor -- son rápidamente llevados a la temperatura de reacción y luego a la temperatura óptima para la conversión deseada.

Luego de pasar por el catalizador, el vapor y la carga -- son reformados. Cuando el producto secundario es amoníaco, un reformador secundario es incorporado para introducir nitrógeno requerido para la síntesis de amoníaco; en esta parte, el contenido de metano es de sólo unas cuantas décimas en por ciento. El efluente secundario del reformador se enfría y pasa a un convertidor en el que la reacción de desplazamiento del gas de agua -- produce más hidrógeno y monóxido de carbono.

### 2.3 POR OXIDACION PARCIAL<sup>7</sup>

La Texas Corporation emprendió el trabajo sobre un proceso no catalítico, usando un quemador especialmente diseñado -- que permitía todos los mezclados necesarios en la zona de reacción. Este proceso es una conversión continua de cualquier hidrocarburo en un combustible en gas de síntesis, desarrollándose primero para usar gas natural.

El trabajo experimental mostró que el oxígeno libre no -- era un componente del producto y que la reacción de oxidación -- parcial estaba caracterizada por la presencia de metano, dióxido de carbono y vapor de agua. Aunque las reacciones reales son ciertamente mucho más complejas, éste comportamiento es consis-

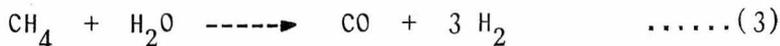
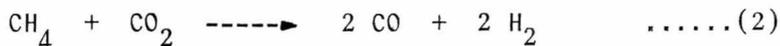


GAS DE SINTESIS  
A PARTIR DE HIDROCARBUROS  
U.N.A.M.

tente con una reacción de dos etapas, que involucra una combustión completa en la primera de ellas vía la reacción altamente exotérmica siguiente:

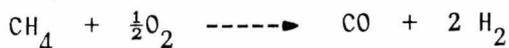


El equilibrio es más rápido hacia la derecha de esta reacción y no hay oxígeno sobrante. La cantidad de alimentación de oxígeno es, sin embargo, mucho menor que la requerida para reaccionar con todo el metano por la ecuación (1), de tal forma que en la consumación de esta reacción un gran sobrante de metano permanece. Este metano sobrante puede luego reaccionar con cualquiera de los productos de la primera reacción:



Mientras que la reacción(1) es altamente exotérmica, estas reacciones (2) y (3), son altamente endotérmicas. Es por tanto importante que el exceso de calor liberado en la primera reacción sea hecho disponible por algunos medios de transferencia de calor para las reacciones endotérmicas secundarias.

La reacción global deseada:



procede con aumento del doble del volúmen, por lo que es aparente que los costos de compresión pueden ser grandemente reducidos operando a una alta presión. Si esto se lleva a cabo, será necesario comprimir sólo aproximadamente la mitad del gas que sería requerido si la operación fuera realizada a baja presión.

La combinación severa de una presión de varios cientos de libras con una temperatura arriba de los 2000°F, se satisface con el uso de reactores aislados internamente. Estos se diseñaron con corazas cilíndricas de acero al carbón junto con capas sucesivas especialmente seleccionadas de refractarios.

Es también necesario seleccionar valores de diámetro interno y la longitud tal que provea un intercambio de calor adecuado entre la reacción primaria exotérmica y la reacción secundaria endotérmica. Debido a la sensibilidad de la temperatura de reacción con la relación combustible/oxígeno se requiere de un cuidado especial en la instrumentación.

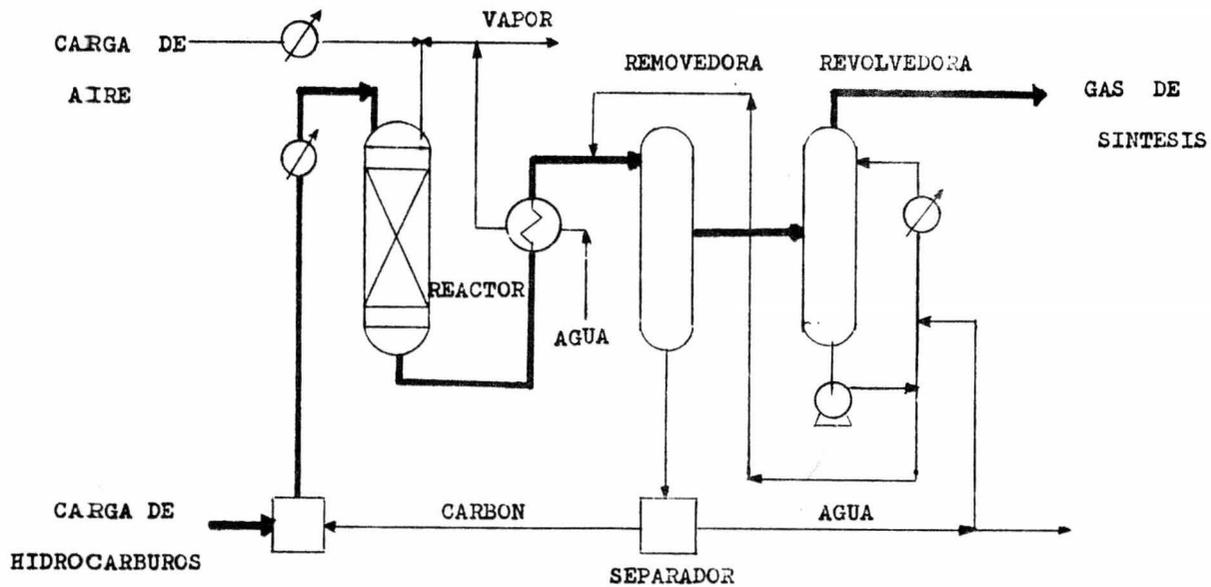
La forma básica del proceso es: el hidrocarburo y el oxidante (oxígeno o aire) son precalentados en forma separada y cargados al reactor. Antes de entrar a la zona de reacción son mezclados íntimamente en una cámara de combustión. El calor producido en una parte del hidrocarburo, piroliza el resto de los hidrocarburos en gas, produciendo una pequeña cantidad de carbón en la zona de reacción. El efluente del reactor pasa después a través de un cambiador de calor, luego a una unidad removedora de carbón y por una revolvedora de agua fría.

Estos pasos dan como ventaja:

- a).- Una generación de vapor de alta presión para usar fuera de los límites de batería.
- b).- Un gas virtualmente libre de carbón (menos de 1 ppm.). El carbón es recuperado en un equipo de diseño simple en una forma que permite recircular el carbón al reactor.

El proceso es continuo, simple de operar y requiere de -- una labor y supervisión mínima. La planta entera está construída prácticamente de acero al carbón. Ladrillos refractarios comerciales se usan en la sección del reactor. La experiencia en plantas existentes no ha revelado ningún problema de manteni--- miento.

La gran flexibilidad del proceso hace posible cambiar el tipo de carga rápidamente. Recirculando el carbón con el combustible al reactor puede ser incorporado en el proceso de diseño. La velocidad de recirculación del carbón dependerá del contenido de cenizas de la carga. El funcionamiento de la planta puede ser reducido a un 60 % de la capacidad de diseño sin ningún --- efecto sobre el equipo o el funcionamiento del proceso.



GAS DE SINTESIS  
 POR COMBUSTION PARCIAL  
 U.N.A.M.

## PLANTA PILOTO.

Con objeto de apreciar completamente la magnitud de lo que es una "planta piloto"<sup>8</sup>, tanto en sus funciones y objetivos primordiales como el problema que involucra el hacer un diseño o un anteproyecto de ella, hemos creído conveniente citar los siguientes criterios generales sobre plantas piloto dados por diferentes autores, los cuáles fueron de utilidad para realizar este anteproyecto de planta piloto.

### FUNCIONES.

Hablando en términos generales, la función de una planta piloto es determinar cuantitativamente la influencia de todo factor cuyos efectos son desconocidos o parcialmente conocidos. Las funciones más importantes que realiza una planta piloto son:

- a).- Pruebas de los efectos de la erosión y corrosión y ensayos para la selección de materiales de construcción.
- b).- Estudiar los efectos de las impurezas en las materias primas y la formación de productos secundarios.
- c).- Obtención de datos de ingeniería necesarios para el diseño.
- d).- Eliminar las dificultades y mejorar el funcionamiento de las instalaciones actuales.
- e).- Establecer las apropiadas condiciones de funcionamiento.

- f).- Determinar si un proceso es factible desde el punto de vista de su rendimiento.
- g).- Fabricar productos que pueden ser utilizados en pruebas de campo o en nuevas investigaciones.
- h).- Establecer el orden de magnitud de los costos de fabricación.
- i).- Ver que tipo de catalizador es el más adecuado y cuál es su ciclo de regeneración.
- j).- Desarrollo de un nuevo equipo de proceso.

En la parte que sigue a continuación, se presenta en un forma breve el desarrollo que debe seguir un proyecto de planta piloto.

#### TAMAÑO.

Debe decidirse si la planta piloto ha de completarse -- desde su etapa inicial hasta su última fase y simular en ella la producción, o si solo han de investigarse algunas de las unidades de operación.

La planta piloto ha de ser del menor tamaño compatible con la obtención de datos en escala de suficiente magnitud y -- si ha de servir para fabricar muestras, deberá ser lo bastante grande para rendir la cuantía requerida de aquéllas. El planteo del equipo debe reducirse cuanto se pueda sin que deje de ser apropiado para una buena práctica.

En la planta de gas de síntesis parecerá que el tamaño escogido es pequeño, pero en realidad se seleccionó en base --

a plantas piloto que existen actualmente para otros procesos - que tienen aproximadamente el mismo tamaño.

### INFORMACION BASICA.

La información derivada de la planta piloto para que el Ingeniero complete el proyecto, depende del tipo de fábrica a considerar. Pero para la información específicamente requerida de la planta piloto se redactan listas de verificación, que -- sirven para distintos tipos de fábricas, para piezas específicas de equipo y para operaciones o procesos unitarios determinados. La siguiente lista ha sido sugerida por Vilbrandt<sup>8</sup>:

#### 1- Relaciones de operación.

Diagrama de procesos químicos

Diagrama del equipo de Ingeniería en operación

Balance de materiales y de calor

#### 2- Materiales.

Materias primas

Impurezas en las materias primas y en producto

Corrosión, humos, polvos

Desperdicios

#### 3- Equipo de operación.

Selección del equipo

Especificación de los controles

Materiales de construcción

Transferencia de calor

#### 4- Manipulación de materiales.

Métodos adecuados

Riesgos industriales (corrosión, incendio, seguridad)

Molestias públicas

Almacenaje

#### 5- Mano de obra.

Operarios necesarios

Inspección

Seguridad en relación con el operario

Esta lista es de carácter general y sólo sirve como guía para estudios más detallados, los que son distintos para cada proceso.

Para el caso particular de la planta piloto de gas de síntesis, en el capítulo siguiente, viene la descripción de nuestro proceso en el que se especifica el diagrama de proceso químico junto con la materia prima, debiéndose obtener la corrosión de la litetatura; otras partes de la información básica como el equipo de operación, lo especificaremos o seleccionaremos en base al que se pueda encontrar en el mercado.

### DISEÑO.

El diseño de la planta piloto, es en la mayor parte de los casos tan difícil como el de la unidad comercial y en otras ocasiones de un mayor grado de dificultad. Los datos disponibles para el proceso son más escasos y más susceptibles de

variación que cuando el trabajo de la planta piloto ha resuelto ya muchos de sus problemas. Por estas razones, el proyecto de una planta debe ser lo suficientemente flexible para permitir amplias variaciones en las condiciones de su funcionamiento .

Problemas que son relativamente sencillos de manejar en gran escala, como el flujo de fluidos, ofrecen muchas dificultades al ser tratados en menor escala y requieren el estudio de medidas de control que normalmente no serían convenientes en la unidad industrial y es lo que hace subir bastante el costo de una planta piloto.

#### SEGURIDAD.

El equipo contra incendios debe ser parte inherente a la planta piloto,; debiéndose tener los sistemas universales por que los caracteres de inflamabilidad de productos y subproductos pueden ser desconocidos. Asimismo, se han de disponer de extintores tanto manuales como transportables, en cuyo manejo esté bien adiestrado el personal.

Muchas prácticas de seguridad deben ser consideradas al proyectar la planta piloto. La ventilación, el alumbrado y la calefacción han de ser adecuados para hacer frente a todas las condiciones atmosféricas. El equipo eléctrico debe estar de acuerdo con el riesgo implicado, y los interruptores han de encontrarse en tal forma situados que sean fácilmente accesibles cuando una necesidad urgente lo requiera.

### BALANCE DE MATERIALES.

Después de que la investigación previa ha establecido el curso de operaciones, es posible calcular el Balance de Materiales, el cuál está sujeto a variaciones a medida que la planta piloto progresa, debido a que los rendimientos y aún las cargas de materias primas pueda no ser lo que se esperaba. Con frecuencia estos no pueden ser terminados hasta que el proyecto ha realizado algún progreso, pero el cálculo de materiales indica la información que falta y que puede obtenerse - cálculos nuevos.

### BALANCE DE CALOR.

En conjunción con el balance de materiales, el balance térmico da un cuadro completo del curso de operaciones de una planta piloto. Los datos requeridos para redactar este balance como: calor específico, calor latente y el calor de reacción - suelen obtenerse en el estudio anterior a la planta piloto. Sin embargo, igual que en el balance de materiales faltan datos que pueden ser averiguados más tarde, deficiencia que impide de la terminación del balance.

### OPERACION.

Después de planeada la planta piloto mediante las planillas de operaciones, se hace la distribución en secciones para trazar los diseños detallados conforme a los conceptos de ope-

ración unitaria. La capacidad para reconocer la diferencia entre operación-proceso unitario puede originar la diferencia entre una operación realizada con buen éxito y otra fracasada. - El establecimiento de las operaciones y procesos unitarios permite hacer el proyecto detallado del equipo de elaboración.

### EQUIPO.

La selección del equipo requerido para las diversas etapas de una planta piloto es complicada, no solo por la variedad del equipo disponible para realizar cada una de las fases, como ocurre en el caso de una unidad industrial. La respuesta evidente es, desde luego, utilizar en la planta piloto un equipo idéntico, salvo el tamaño al que se emplea en escala industrial. La variedad de dicho equipo es, desgraciadamente limitada. La experiencia pasada, personal o derivada de publicaciones e informes técnicos, debe ser utilizada de modo que el equipo escogido será el que se usó en alguna planta.

### MATERIALES DE CONSTRUCCION.

El problema de elegir los materiales de construcción es siempre difícil. Se puede preguntar si el material le dará -- carácter permanente a la instalación; en este caso, será necesario someter los materiales a muchas pruebas para determinar cuáles son los apropiados para la unidad, aunque actualmente - existen en la literatura tablas en donde se recomienda un mate

rial para ciertos productos, con lo que se puede escoger el material para la planta. Otro criterio es construir la planta piloto con materiales que parezcan adecuados y comprobar su duración en operaciones reales, que al mismo tiempo ofrecerán los datos requeridos para el diseño final.

### INSTRUMENTACION.

En términos generales, la planta piloto requiere mayor número de instrumentos que la planta en gran escala. Las posibilidades para tomar datos deben ser tan variadas que permitan obtener balances completos de materiales y calor, curvas de temperatura, presión y otros datos necesarios para el proyecto.

Las técnicas de control son más difíciles de aplicar en pequeñas escalas, como por ejemplo, la velocidad de un fluido puede ser tan pequeña que los medidores de orificio no registren exactamente el flujo. Aunque por otra parte, en cierta forma el menor tamaño quizá facilite el control.

### 3.1 DESCRIPCION DEL PROCESO

La descomposición del metanol sobre un catalizador soportado de óxido de zinc y óxido de cromo con una relación de 0.5 puede ser un buen método para producir cantidades moderadas de gas de síntesis teniendo una relación de hidrógeno a monóxido de carbono de 2. Siendo los productos secundarios de dicha reacción trazas de dióxido de carbono, hidrocarburos y carbón. El catalizador puede ser regenerado quemando periódicamente el carbón depositado.

El método es simple en operación y requiere de sustancias y de equipo fácilmente disponibles. Para ser un método práctico, la regeneración del catalizador deberá ser necesaria. Nuestro proceso consiste básicamente en:

El metanol se transfiere del tanque de alimentación hacia el reactor por medio de una bomba de pistón pasando, a través de un rotámetro, con un gasto de 400 ml/hr. La alimentación fría entra por el domo del reactor donde se calienta hasta una temperatura de 450 °C, la cuál se mantendrá a lo largo de todo el reactor por medio de una combinación de tres resistencias. La primera se usará para calentar el metanol a la temperatura deseada, la segunda para mantener la temperatura del lecho catalítico a 450 °C y la tercera para conservar la misma temperatura de los productos a la salida.

El reactor estará empacado con catalizador de óxido de cromo-óxido de zinc.

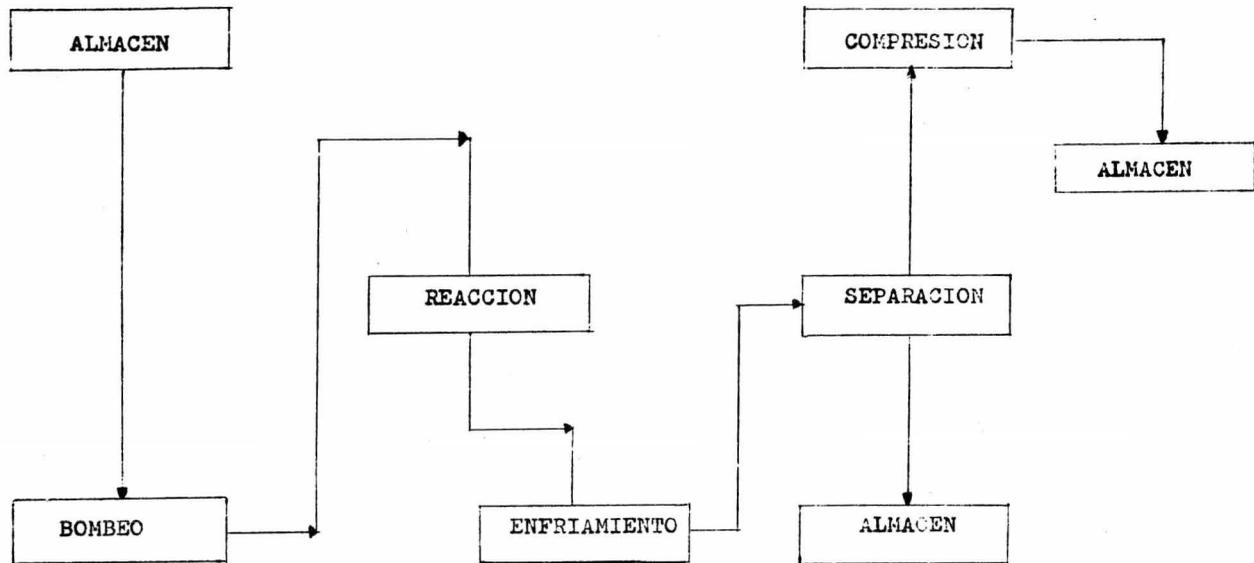
Volviendo a las resistencias, éstas serán conectadas a un controlador de temperatura teniendo termopares de hierro-constantano. El reactor operará a 10 atm ( $10.33 \text{ Kg/cm}^2$ ). Desde este punto hasta que el gas llegue al separador, todo el equipo en contacto con el gas es de acero inoxidable.

Los gases de producto y el metanol no descompuesto pasan a través de un enfriador de agua fría, donde los gases calientes se enfriarán hasta una temperatura de  $40^\circ\text{C}$ , condensándose a su vez las trazas de metanol que no reaccionó. La tubería en esta parte va aislada, es decir, desde la salida del reactor hasta el enfriador.

Después de dejar el enfriador, los gases entran en forma tangencial a un separador tipo ciclón donde el metanol se separa. El separador operará a una presión de 9.5 atm. Los gases salen del domo hacia una compresora, la que los comprime hasta una presión de 100 atm siéndole almacenados los gases en tanques a presión.

Para mantener las presiones en los diferentes equipos, se emplearán dos válvulas de control de presión, ubicadas una después del reactor y la otra después del separador.

Los diagramas de bloques y de flujo de nuestro proceso se encuentran a continuación.



GRAS DE SINTESIS  
A PARTIR DE METANOL  
DIAGRAMA DE BLOQUES  
U.N.A.M.

FA-1  
TANQUE DE  
ALIMENTACION

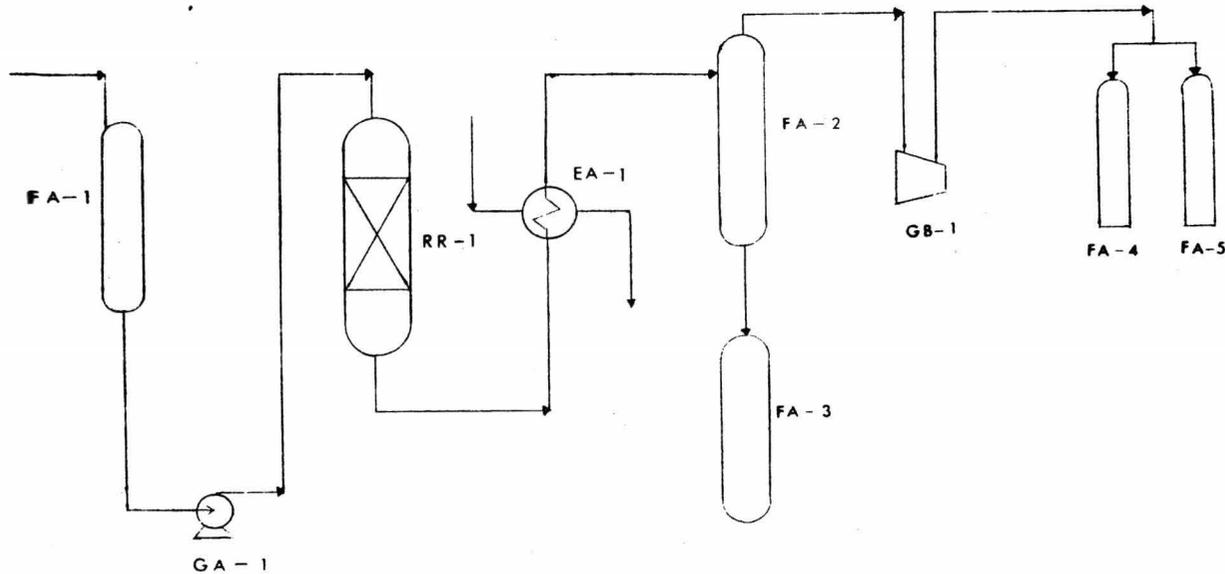
RR-1  
REACTOR DE  
LECHO FIJO

EA-1  
ENFRIADOR DE  
DOBLE TUBO

FA-2  
SEPARADOR  
TIPO CICLON

GB-1  
COMPRESORA  
CENTRIFUGA

FA-4 Y FA-5  
TANQUES DE  
ALMACENAMIENTO



GA-1  
BOMBA  
DE PISTON

PLANTA PILOTO DE  
GAS DE SINTESIS  
DIAGRAMA DE FLUJO  
TESIS  
UNAM

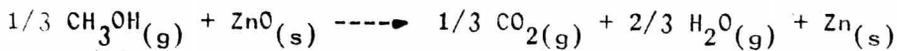
### 3.2 CATALIZADORES

La reacción de descomposición catalítica de metanol se ha estudiado con anterioridad por un sinúmero de investigadores, - los que han presentado resultados experimentales para determinar la naturaleza y la efectividad de diversos catalizadores. - Estos elementos catalíticos descomponen al metanol en hidrógeno y monóxido de carbono.

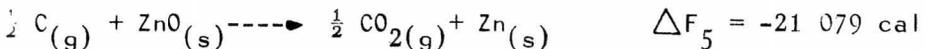
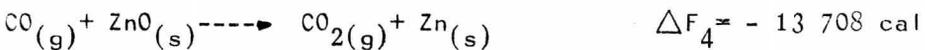
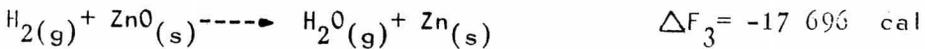
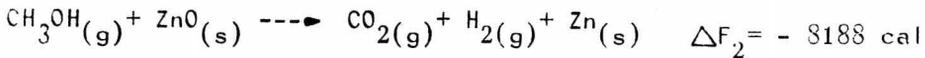
La descomposición sobre la mayoría de los catalizadores - estudiados se ha mostrado bastante compleja, ya que además del hidrógeno y el monóxido de carbono hay formación de dióxido de carbono, metano, compuestos insaturados, metil formato, formaldehído, dimetil eter y pequeñas cantidades de otras sustancias. Las cantidades de cada uno de los compuestos formados van de -- acuerdo al catalizador de que se trate, pero normalmente estas cantidades de subproductos son pequeñas en comparación con las cantidades de hidrógeno y monóxido de carbono.

La actividad de cualquier catalizador depende de una considerable cantidad de factores así como de la forma en que se - prepara el catalizador cuando se reduce a los óxidos. La naturaleza del agente reductor puede tener una influencia importante sobre la facilidad con la cuál un óxido se reduce.

Estos se puede ilustrar considerando las siguientes formas en que el óxido de zinc puede reducirse:



$$\Delta F_1 = - 14\ 526 \text{ cal}$$



Los cambios de energía libre dados para una temperatura de 360 °C y una presión de 1 atm , nos muestran que la segunda reacción tiene mayor tendencia a reducir el ZnO. Obviamente - cuando el agente reductor está en un estado nascente la cantidad de reducción es enteramente indeterminada. En nuestra reacción será necesario que uno de los compuestos del catalizador al reaccionar con el metanol produzca la suficiente energía para que sea reducido el óxido de zinc, que es uno de los componentes básicos de los diversos catalizadores para este tipo de reacción.

A continuación damos los nombres de los catalizadores - utilizados por diferentes autores, así como la forma en que -- fueron preparados.

#### 1) Oxido de zinc-óxido de cromo.

Se adiciona hidróxido de amonio a una solución de nitrato de zinc y nitrato crómico a una temperatura de 85 °C hasta

máxima precipitación. El precipitado se seca en forma de pasta en horno eléctrico a 110 °C durante 18 horas. Ya seco, se pasa por un tamiz de malla 8 y se recoge en una malla 12.

## 2) Zinc-cromo.

Anhídrido crómico ( $\text{CrO}_3$ ) comercialmente puro con una pequeña cantidad de agua se adiciona a óxido de zinc. La proporción atómica de zinc-cromo varía de 10:1 hasta 1:1. La pasta resultante después de haberse molido en mortero, se seca a 100 °C y se reduce con hidrógeno o vapor de alcohol metílico a 300 °C.

## 3) Óxido de zinc.

Una solución de carbonato de sodio se adiciona a una solución caliente de nitrato de zinc. El precipitado se seca después de lavarse, se coloca en un tubo y se calienta hasta 350 °C, hasta que ya no se produzca dióxido de carbono.

## 4) Zinc-uranio

Se prepara hirviendo carbonato de zinc con una solución de nitrato de uranil hasta que no se produzca  $\text{CO}_2$ . El producto se seca y se reduce con hidrógeno a 300 °C.

## 5) Zinc-vanadio

Un exceso de una solución de nitrato de zinc se adiciona a una solución de vanadato de amonio. Se agrega amoníaco a la mezcla lentamente hasta que todo el vanadio se precipite. El precipitado se lava, seca y se reduce con hidrógeno a 300 °C y después con metanol.

6) Oxido de zinc-óxido de manganeso.

Una solución caliente de nitrato de zinc y cloruro de manganeso se precipita primero con amoníaco y después con hidróxido de potasio. La proporción es de 4:1. El precipitado se lava, seca y se reduce con hidrógeno a 300 °C.

7) Zinc-óxido de fierro.

Una solución caliente de nitrato de zinc y cloruro férrico se precipita con amoníaco. El precipitado se lava, seca y reduce a 300 °C.

8) Oxido de zinc-óxido de berilio.

Amoníaco se adiciona a una solución caliente de nitrato de zinc y berilio en una relación de 4:1. Se lava y seca.

9) Oxido de zinc-óxido de aluminio.

Se precipita una solución de sulfatos de zinc y aluminio adicionando amoníaco, la proporción es de 4:1. El precipitado se lava hasta estar libre de sulfatos, se seca a 100 °C y se pasa por una corriente de hidrógeno a 300 °C.

10).Zinc-molibdeno.

El molibdato de zinc se prepara mezclando soluciones de nitratos de zinc y molibdato de sodio. El producto se lava, se ca y reduce con hidrógeno a 300 °C.

11) Oxido de cromo.

Una solución de nitrato de cromo se precipita con amoníaco, el producto resultante se lava, se seca y se pasa una corriente de hidrógeno a 300 °C.

Los catalizadores antes mencionados y 24 más se encuentran especificados por Smith y Hawk<sup>9</sup>, quienes utilizaron un método experimental para determinar cuál de los catalizadores -- era el más efectivo para descomponer el metanol a gas de síntesis. Este método experimental, consiste en hacer pasar metanol por una bureta a un vaporizador que se encuentra sumergido en anilina hirviendo, después del vaporizador pasa a un tubo de vidrio con catalizador, calentado por una resistencia. Los resultados obtenidos se muestran en la tabla XII.

TABLA XII

Catalizador	Preparación No.	Temp. °C	% Descomposición.	Análisis del gas			
				CO	H <sub>2</sub>	CO <sub>2</sub>	otros
ZnO-Cr <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	1	300	96.8	33	66	0.4	0.6
Zn-V	5	300	83.5	11	56	16.0	15.0
ZnO	3	300	61.7	30	67	1.2	0.8
4Zn-1Cr	2	300	58.6	29	68	2.1	0.5
Cr <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	11	300	53.8	7	--	17.0	--
1Zn-1U	4	300	43.2	23	--	5.3	--
ZnO-Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	7	300	23.5	12	45	13.0	14.0
Zn-Mo	10	300	21.0	11	56	17.0	14.0
ZnO-Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	8	300	3.0	--	--	--	--
ZnO-MnO	6	300	2.6	--	--	--	--
ZnO-BeO	9	300	1.0	--	--	--	--

El análisis de los gases lo realizaron por cromatografía y por el método de Orsat.

En base a los resultados obtenidos por Smith y Hawk,<sup>9</sup> -- emplearemos en nuestro reactor, el catalizador formado por el óxido de zinc y óxido de cromo ( $ZnO-Cr_2O_3$ ), ya que además de darnos la conversión alta, nos da la relación que deseamos de hidrógeno a monóxido de carbono (2:1).

Dicho catalizador ha sido estudiado por Huffman y Dodge<sup>10</sup> viendo los rangos de composición desde óxido de zinc puro hasta óxido de cromo puro. Por ejemplo, la adición de óxido de -- cromo al óxido de zinc causa un aumento definido en la velocidad de descomposición del metanol a gas de síntesis, como se -- observa en la figura 6, la que está a una temperatura de 350°C y 1 atm. Cerca al 60 % de óxido de cromo da un rápido decrecimiento en la actividad para la descomposición.

Otros autores (Ogino y Uchida<sup>11</sup>) han estudiado también -- este catalizador, para ellos la mayor descomposición de metanol con el catalizador de óxido de zinc y óxido de cromo se obtiene cuando la relación de Cr/Zn es igual a 0.5 como se muestra en la figura 7.

La preparación del catalizador de óxido de zinc-óxido -- de cromo se puede efectuar por diversos métodos, originando estos ciertas eficiencias de descomposición de metanol a gas de síntesis, las que se muestran en la tabla XIII y que son dadas por Ogino y Uchida<sup>11</sup>.

Los mismos autores dan las propiedades físicas de los -- catalizadores que estudiaron. En el caso del catalizador de -- óxido de zinc-óxido de cromo con una relación de  $Cr/Zn = 0.5$ ,

CURVA	CATALIZADOR(% mol)
I	29.05 % Cr
II	7.07 % Cr
III	3.78 % Cr
IV	0.0 % Cr
V	97.12 % Cr

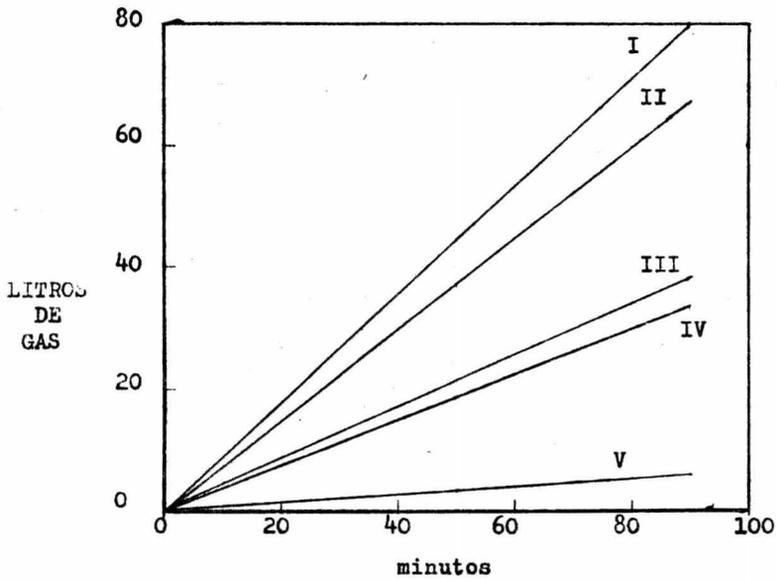


fig 6  
 EFECTO DEL CATALIZADOR  
 SOBRE VELOCIDAD.

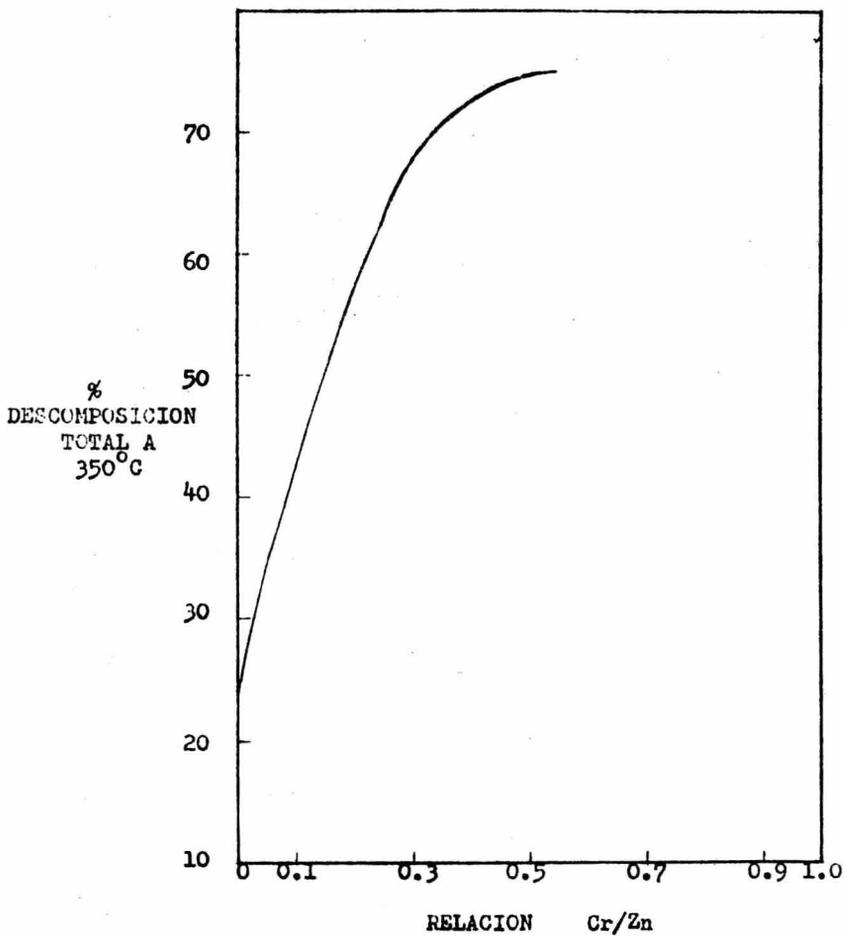


fig 7  
 GRADO DE DESCOMPOSICION  
 DE METANOL CON  $ZnO/Cr_2O_3$ .



QUIMIA

sus propiedades físicas son:

Densidad del catalizador =  $= 2.64 \text{ g/cm}^3$

Porosidad =  $= 0.39$

Area superficial =  $S_g = 90 \text{ m}^2/\text{g}$

TABLA XIII

Métodos de Preparación	Eficiencia de descomposición %
Precipitación de los hidróxidos juntos	100
Hidróxidos de zinc precipitado sobre el hidróxido de cromo	75
Hidróxido de cromo precipitado sobre el hidróxido de zinc	67
Geles de hidróxido mezclados.	83
Calcinación de los Nitratos	70

### 3.3 GRADOS DE LIBERTAD TERMODINAMICOS.

El número de variables independientes de un sistema están dadas por la regla de las fases<sup>3</sup> y se llama también número de grados de libertad de un sistema. Este número es la diferencia entre el número de variables necesarias para caracterizar un sistema y el número de ecuaciones que pueden ser escritas - correlacionando estas variables como sigue:

$$F = 2 - \widehat{\pi} + m - r$$

donde

F = número de grados de libertad

$\widehat{\pi}$  = número de fases del sistema

m = número de especies químicas

r = número de reacciones químicas independientes

El número de reacciones independientes puede determinarse sistemáticamente como sigue:

- 1).- Escribir la reacción química de formación a partir de los elementos para cada compuesto químico presente en el sistema.
- 2).- Combinar estas reacciones para eliminar todos los elementos que no se consideren presentes como elementos dentro del sistema.

#### GRADOS DE LIBERTAD PARA CADA EQUIPO

a).- Tanque de alimentación

$$\widehat{\pi} = 1 \text{ ( fase líquida)}$$

$$m = 1 \text{ (metanol)}$$

$$r = 0$$

entonces

$$F = 2 - 1 + 1 - 0 = 2$$

podemos fijar presión y temperatura.

b).- Bomba

$$\tilde{n} = 1 \text{ (fase líquida)}$$

$$m = 1 \text{ (metanol)}$$

$$r = 0$$

$$F = 2 - 1 + 1 - 0 = 2$$

se puede fijar presión y concentración.

c).- Reactor

$$\tilde{n} = 2 \text{ (fases líquida y gaseosa)}$$

$$m = 3 \text{ (metanol, hidrógeno y monóxido de carbono)}$$

$$r = 1$$

$$F = 2 - 2 + 3 - 1 = 2$$

fijando presión y temperatura.

d).- Cambiador de calor

$$\tilde{n} = 2 \text{ (fase líquida y gaseosa)}$$

$$m = 3 \text{ (metanol, hidrógeno y monóxido de carbono)}$$

$$r = 0$$

$$F = 2 - 2 + 3 - 0 = 3$$

podemos fijar entonces temperatura, presión y fracción mol en la fase gaseosa.

e).- Separador.

$$\tilde{n} = 2 \text{ (líquido y gas)}$$

$$m = 3 \text{ (metanol, hidrógeno y monóxido de carbono)}$$

$$r = 0$$

$$F = 2 - 2 + 3 - 0 = 3$$

fijamos presión, temperatura y fracción mol de la fase gaseosa.

f).- Compresora.

$$\tilde{n} = 1 \text{ (gas)}$$

$$m = 2 \text{ (hidrógeno y monóxido de carbono)}$$

$$r = 0$$

$$F = 2 - 1 + 2 - 0 = 3$$

se fijará presión, temperatura y fracción mol.

#### Grados de Libertad del Sistema.

$$\tilde{n} = 2 \text{ (fases líquida y gaseosa)}$$

$$m = 3 \text{ ( metanol, hidrógeno y monóxido de carbono)}$$

$$r = 1$$

$$F = 2 - 2 + 3 - 1 = 2$$

para nuestro sistema total debemos fijar dos variables que serán la presión y la temperatura.

C A P I T U L O  
I V

## CALCULO DE EQUIPO

Una vez establecido el proceso de fabricación de gas de síntesis a partir de metanol, se presenta el diseño de los --- equipos que forman dicho proceso. Como en el cálculo de cual-- quier planta empezaremos por los Balances, tanto de Materia co mo de Calor, que son los que en realidad nos fijarán los tama-- ños de los equipos.

### 4.1 BALANCE DE MATERIA

El balance se realizará en base al gasto fijado con ante rioridad que es de 400 ml/hr de metanol líquido alimentado. En cada equipo se mostrarán las cantidades que entran y salen.

#### BOMBA

$$\text{Gasto}_{\text{CH}_3\text{OH}} = w = (400 \text{ ml/hr})(0.79 \text{ g/ml}) = 316 \text{ g/hr}$$

$$\text{moles}_{\text{CH}_3\text{OH}} = \bar{w} = (316 \text{ g/hr}) / (32 \text{ g/gmol}) = 9.875 \text{ gmol/hr}$$

Resumen bomba:

Entrada	gmol/hr	M	g/hr	estado
$\text{CH}_3\text{OH}$	9.875	32	316	líquido
Salida				
$\text{CH}_3\text{OH}$	9.875	32	316	líquido

## REACTOR

Las condiciones del reactor son las obtenidas por la termodinámica de reacción y son las siguientes:  $T = 450\text{ }^{\circ}\text{C}$ , una  $P = 10\text{ atm}$  y una conversión = 99.8 %. Haciendo un balance de masa obtenemos las fracciones mol:

$$\begin{array}{rclcl} & & & y_i & \\ \text{CO} & = & x & = 0.998 & = 0.333 \\ \text{H}_2 & = & 2x & = 1.996 & = 0.666 \\ \text{CH}_3\text{OH} & = & \underline{1 - x} & = \underline{0.002} & \\ \text{total} & = & 1 + 2x & = 2.996 & \end{array}$$

Entra:	gmol/hr	M	g/hr	estado
$\text{CH}_3\text{OH}$	9.875	32	316	líquido

En el momento de empezar a entrar el metanol líquido al reactor, se empieza a calentar para que llegue en forma de vapor a la cama catalítica por lo que el gasto de metanol gaseoso será:

$$\bar{p} = \frac{1\text{ gmol}}{22.4\text{ lt}} \frac{273^{\circ}\text{K}}{723^{\circ}\text{K}} \frac{10\text{ atm}}{1\text{ atm}} \frac{10^{-3}\text{ lt}}{1\text{ cm}^3} = 1.6856 \times 10^{-4}\text{ gmol/cm}^3$$

$$q = (9.875\text{ gmol/hr}) / (1.6856 \times 10^{-4}\text{ gmol/cm}^3) = 5.8584 \times 10^4\text{ cm}^3/\text{hr}$$

$$P = \frac{P M}{R T} = \frac{10\text{ atm}(32\text{ g/gmol})}{0.082(\text{lt}\cdot\text{atm})/(\text{gmol}^{\circ}\text{K})} \frac{10^{-3}\text{ lt/cm}^3}{723^{\circ}\text{K}} = 5.3975 \times 10^{-3}\text{ g/cm}^3$$

ahora el gasto de metanol gaseoso será:

$$w = q_p = (5.8584 \times 10^4 \text{ cm}^3/\text{hr})(5.3975 \times 10^{-3} \frac{\text{g}}{\text{cm}^3}) = 316 \text{ g/hr}$$

$$\bar{w} = (316 \text{ g/hr}) / (32 \text{ g/gmol}) = 9.875 \text{ gmol/hr}$$

las moles de salida de CO, H<sub>2</sub> y CH<sub>3</sub>OH están dadas por:

$$\bar{w}_i = y_i \bar{w} \cdot 3$$

se multiplica únicamente por 3 para obtener las moles del H<sub>2</sub> y del CO, por que se forman 3 moles de gas de síntesis a partir de 1 mol. Con la ecuación anterior se obtienen los gastos de salida del reactor, los que se muestran en el resumen siguiente:

Entra:	gmol/hr	M	g/hr	estado
CH <sub>3</sub> OH	9.875	32	316.000	líquido
<u>Sale:</u>				
CO	9.874	28	276.470	gas
H <sub>2</sub>	19.748	2	39.446	gas
CH <sub>3</sub> OH	0.003	32	0.104	gas

### CAMBIADOR DE CALOR

En este equipo se enfriará el gas de síntesis, condensándose el metanol que no reaccionó, por lo que los gastos serán los mismos.

Resumen del cambiador:

Entra:	gmol/hr	M	g/hr	estado
CO	9.874	28	276.470	gas
H <sub>2</sub>	19.748	2	39.446	gas
CH <sub>3</sub> OH	0.003	32	0.104	gas
<u>Sale:</u>				
CO	9.874	28	276.470	gas
H <sub>2</sub>	19.748	2	39.446	gas
CH <sub>3</sub> OH	0.003	32	0.104	líquido

SEPARADOR

Nuevamente los gastos permanecerán constantes en este --  
equipo, por lo que se tiene:

Entra:	gmol/hr	M	g/hr	estado
CO	9.874	28	276.470	gas
H <sub>2</sub>	19.748	2	39.446	gas
CH <sub>3</sub> OH	0.003	32	0.104	líquido
<u>Sale por el domo:</u>				
CO	9.874	28	276.470	gas
H <sub>2</sub>	19.748	2	39.446	gas
<u>Sale por fondo:</u>				
CH <sub>3</sub> OH	0.003	32	0.104	líquido

### COMPRESORA

La compresora nos sirve únicamente para dar presión al gas de síntesis originando que los gastos permanezcan constantes.

<u>Entra:</u>	<u>gmol/hr</u>	<u>M</u>	<u>g/hr</u>	<u>estado</u>
CO	9.874	28	276.470	gas
H <sub>2</sub>	19.748	2	39.446	gas
<u>Sale:</u>				
CO	9.874	28	276.470	gas
H <sub>2</sub>	19.748	2	39.446	gas

### BALANCE TOTAL

<u>Entra:</u>	<u>gmol/hr</u>	<u>M</u>	<u>g/hr</u>	<u>estado</u>
CH <sub>3</sub> OH	9.875	32	316	líquido
			<u>Total=316 g/hr</u>	
<u>Sale:</u>				
CO	9.874	28	276.470	gas
H <sub>2</sub>	19.748	2	39.446	gas
CH <sub>3</sub> OH	0.003	32	0.104	líquido
			<u>Total=316 g/hr</u>	

## 4.2 BALANCE DE CALOR

En el balance de calor se establecerán los gradientes de temperatura, los que servirán para posteriormente calcular los tamaños de los equipos en los que hay transferencia de calor.

Para empezar, no se incluirá dentro de este balance de calor el trabajo desarrollado por la bomba, ya que aunque se podría decir que hay energía calorífica generada, ésta es mínima y se pierde a lo largo de la tubería.

### REACTOR.

Condiciones de diseño:

<u>Entrada</u>	<u>Salida</u>
$T_1 = 25^\circ\text{C}$	$T_2 = 450^\circ\text{C}$
$\text{CH}_3\text{OH} = 9.875 \text{ gmol/hr}$	$\text{CO} = 9.874 \text{ gmol/hr}$
	$\text{H}_2 = 19.748 \text{ gmol/hr}$
	$\text{CH}_3\text{OH} = 0.00325 \text{ gmol/hr}$

### ENTRA:

Calor dado por resistencia eléctrica =  $Q_1$

### SALE:

Calor absorbido por descomposición de metanol =  $Q_2$

Entalpia gases de salida del reactor =  $Q_3$

a) Calor absorbido por descomposición de metanol.

Para la reacción:



$$\Delta H_{297^\circ\text{K}}^\circ = 21660 \text{ cal/gmol}$$

$$w_1 = \text{CH}_3\text{OH}_{\text{consumido}} = (9.875 - 0.00325) \text{ gmol/hr} = 9.8717 \text{ gmol/hr}$$

$$Q_2 = w_1 \Delta H_{298^\circ\text{K}}^\circ = 9.8717 \text{ gmol/hr} (21660 \text{ cal/gmol}) = 213822.1 \text{ cal/hr}$$

b) Entalpia gases de salida.

Con los siguientes datos de Hougen a  $T = 237.2^\circ\text{C}$

	$C_{p_i}$	$w_i$	$C_{p_i} w_i$
CO	7.035	9.8740	= 69.46300
H <sub>2</sub>	6.963	19.7480	= 137.75500
CH <sub>3</sub> OH	7.630	0.0325	= 0.02479
			total = 207.2436 cal/hr°C

$$Q_3 = w_i C_{p_i} \Delta T = 207.2436 \text{ cal/hr}^\circ\text{C} (450 - 25)^\circ\text{C} = 88078.568 \text{ cal/hr}$$

c) Calor dado por resistencia.

$$Q_1 = Q_2 + Q_3 = (213822.1 + 88078.568) \text{ cal/hr} = 301999.66 \text{ cal/hr}$$

Resumen reactor,

ENTRA:

$Q_1$

$$= 301900.66 \text{ cal/hr}$$

SALE:

$$Q_2 + Q_3 = 213822.1 + 88078.568 = 301900.66 \text{ cal/hr}$$

CAMBIADOR DE CALOR.

Condiciones de diseño:

<u>Entrada</u>	<u>Salida</u>
$T_2 = 450^\circ\text{C}$	$T_3 = 40^\circ\text{C}$
$\text{CO} = 9.874 \text{ gmol/hr}$	$\text{CO} = 9.874 \text{ gmol/hr}$
$\text{H}_2 = 19.748 \text{ gmol/hr}$	$\text{H}_2 = 19.748 \text{ gmol/hr}$
$\text{CH}_3\text{OH} = 0.00325 \text{ gmol/hr}$	$\text{CH}_3\text{OH} = 0.00325 \text{ gmol/hr}$

ENTRA:

Entalpia gases de salida del reactor =  $Q_3$

SALE:

Calor absorbido por agua de enfriamiento =  $Q_4$

-Calor de condensación de metanol =  $Q_5$

Entalpia gases de salida del cambiador =  $Q_6$

Pérdidas de calor =  $Q_7$

a) Calor absorbido por agua de enfriamiento.

De los datos de Hougen<sup>4</sup>  $C_{p_m} = 5.54 \text{ cal/gmol}^\circ\text{C}$

$$Q_4 = w_m C_{p_m} \Delta T = 29.66 \text{ gmol/hr} (5.54 \text{ cal/gmol}^\circ\text{C}) (450 - 40)^\circ\text{C}$$

$$Q_4 = 67369.724 \text{ cal/hr}$$

b) Calor por condensación de metanol.

De los datos de Kistiyakowsky<sup>4</sup> con  $T_b = 65^\circ\text{C}$

$$\lambda_b = (8.75 + 4.57 \log(65+273))(65+273) = 6864.67 \text{ cal/gmol}$$

$$Q_5 = \lambda_b w_{\text{CH}_3\text{OH}} = (6864.67 \text{ cal/gmol})(0.00325 \text{ gmol/hr})$$

$$Q_5 = 22.31 \text{ cal/hr}$$

c) Entalpia gases de salida.

De los datos de Hougen<sup>4</sup> a  $T = 32.5^\circ\text{C}$

	$C_{p_i}$	$w_i$	$C_{p_i} w_i$
CO	6.9668	9.87400	= 68.790
H <sub>2</sub>	6.8970	19.74800	= 136.201
CH <sub>3</sub> OH	5.2600	0.00325	= <u>0.017</u>
		total =	205.008 cal/hr°C

$$Q_6 = w_i C_{p_i} \Delta T = 205.008 \text{ cal/hr}^\circ\text{C}(40-25)^\circ\text{C} = 3075.12 \text{ cal/hr}$$

d) Pérdidas de calor por diferencia.

$$Q_7 = Q_3 - Q_4 + Q_5 - Q_6 = (88078.568 - 67369.724 + 22.31 - 3075.12)$$

$$Q_7 = 17656.034 \text{ cal/hr}$$

Resumen cambiador,

ENTRA:

$$Q_3 = 88078.568 \text{ cal/hr}$$

SALE:

$$Q_4 - Q_5 + Q_6 + Q_7 = (67369.724 - 22.31 + 3075.12 + 17656.034) \text{ cal/hr}$$

$$= 88078.568 \text{ cal/hr}$$

### SEPARADOR.

El gradiente de temperatura que habrá, es considerando la trayectoria desde la salida del cambiador hasta la salida del separador, es decir, se incluyen también las pérdidas de calor en ese tramo de tubería.

Condiciones de diseño:

<u>Entrada</u>	<u>Salida</u>
$T_3 = 40^\circ\text{C}$	$T_4 = 25^\circ\text{C}$
$\text{CO} = 9.874 \text{ gmol/hr}$	$\text{CO} = 9.874 \text{ gmol/hr}$
$\text{H}_2 = 19.748 \text{ gmol/hr}$	$\text{H}_2 = 19.748 \text{ gmol/hr}$
$\text{CH}_3\text{OH} = 0.00325 \text{ gmol/hr}$	$\text{CH}_3\text{OH} = 0.00325 \text{ gmol/hr}$

### ENTRA:

Entalpia gases de salida del cambiador =  $Q_6 = 3075.12 \text{ cal/hr}$

### SALE:

Entalpia gases de salida del separador = 0

Pérdidas de calor en tubería y separador =  $Q_8 = 3075.12 \text{ cal/hr}$

### COMPRESORA.

En este caso el trabajo desarrollado por la compresora si debe tomarse en cuenta, por que nos dará un gradiente de temperatura. Debido a que no se cuenta con el equipo real se tomará una eficiencia total de compresión = 0.4

Condiciones de diseño:

<u>Entrada</u>	<u>Salida</u>
$T_4 = 25^\circ\text{C}$	$T_5 = 38^\circ\text{C}$
$P_1 = 8 \text{ atm}$	$P_2 = 100 \text{ atm}$

Entra	Sale
CO = 9.874 gmol/hr	CO = 9.874 gmol/hr
H <sub>2</sub> = 19.743 gmol/hr	H <sub>2</sub> = 19.743 gmol/hr

Como breve nota cabe decir que el cálculo de la compresora se hizo antes de terminar el balance, por lo que en esta parte damos 4 datos de presión y temperatura ya calculados.

ENTRA:

Entalpia gases de salida del separador = 0

Calor por trabajo de compresión = Q<sub>9</sub>

SALE:

Entalpia gases de salida compresora = Q<sub>10</sub>

Pérdidas de calor por compresión = Q<sub>11</sub>

a) Calor por trabajo de compresión.

Se tendrá una compresora de  $\frac{1}{4}$  GHP con  $\eta = 0.4$

$$Q_9 = 0.25(0.4)\text{GHP} \times \frac{1 \text{ Kw}}{\text{HP}(1.341)} \times \frac{10^3 \text{ w}}{1 \text{ Kw}} \times \frac{0.2389 \text{ cal/seg}}{1 \text{ w}} \times \frac{3600 \text{ seg}}{1 \text{ hr}}$$

$$Q_9 = 16033.5 \text{ cal/hr}$$

b) Entalpia gases de salida compresora.

Con datos de Hougen a T = 32.5°C y P = 10 atm

$$C_{p_m} = 11.8754 \text{ cal/gmol}^\circ\text{C}$$

$$Q_{10} = w_m C_{p_m} \Delta T = 29.66 \text{ gmol/hr}(11.8754 \text{ cal/gmol}^\circ\text{C})(13^\circ\text{C})$$

$$Q_{10} = 4578.93 \text{ cal/hr}$$

c) Pérdidas de calor por compresión, por diferencia.

$$Q_{11} = Q_9 - Q_{10} = (16033.5 - 4578.93) \text{ cal/hr} = 11454.57 \text{ cal/hr}$$

Resumen compresora,

ENTRA:

$$Q_9 = 16033.5 \text{ cal/hr}$$

SALE:

$$Q_{10} + Q_{11} = 4578.93 + 11454.57 = 16033.5 \text{ cal/hr}$$

BALANCE TOTAL DE CALOR

ENTRADA:

$$\begin{aligned} \text{Calor dado por resistencia} &= Q_1 = 301900.66 \text{ cal/hr} \\ \text{Calor por trabajo de compresión} &= Q_9 = 16033.50 \text{ cal/hr} \end{aligned}$$

$$\text{total} = 317934.16 \text{ cal/hr}$$

SALIDA:

$$\begin{aligned} \text{Calor abs. por descomposición de } CH_3OH &= Q_2 = 213822.10 \text{ cal/hr} \\ \text{Calor abs. por agua enfriamiento} &= Q_4 = 67369.72 \text{ cal/hr} \\ \text{-Calor condensación de metanol} &= Q_5 = -22.31 \text{ cal/hr} \\ \text{Pérdidas en tubería y separador} &= Q_8 = 3075.12 \text{ cal/hr} \\ \text{Pérdidas en cambiador} &= Q_7 = 17656.03 \text{ cal/hr} \\ \text{Entalpia gases comprimidos} &= Q_{10} = 4578.93 \text{ cal/hr} \\ \text{Pérdidas de calor por compresión} &= Q_{11} = 11454.57 \text{ cal/hr} \end{aligned}$$

$$\text{total} = 317934.16 \text{ cal/hr}$$

### 4.3 SELECCION DE TUBERIA

#### DIAMETRO.

Para el tramo de tubería comprendido entre el tanque de alimentación y el reactor, el fluido (metanol) será líquido, - por lo que la velocidad económica de trabajo según diversos autores<sup>3</sup> es de 30.48 cm/seg.

Como nuestro gasto es de 400 ml/hr (0.11 cc/seg) el diámetro teórico será:

$$S = \frac{q}{v} = \frac{0.11 \text{ cc/seg}}{30.48 \text{ cm/seg}}$$

$$S = 0.0036 \text{ cm}^2$$

$$D = (4 S / \pi)^{\frac{1}{2}} = 0.068 \text{ cm}$$

Como se trata de un diámetro muy pequeño, escogeremos - el diámetro mínimo más comercial, es decir, 1/8 in. Por lo tanto de tablas<sup>12</sup> tenemos:

Diámetro nominal 1/8 in

ced 40

ced 80

$$DI = 0.269 \text{ in} \quad DI = 0.215 \text{ in}$$

$$S = 0.0568 \text{ in}^2 \quad S = 0.0364 \text{ in}^2$$

Para la tubería después del reactor usaremos  $\frac{1}{4}$  in, debido a que existirá un incremento en el volumen ya que el fluido será gaseoso con un aumento en el número de moles del producto por lo tanto de tablas obtenemos:

Diámetro Nominal  $\frac{1}{4}$  de pulgada

ced 40

ced 80

$$DI = 0.364 \text{ in} \quad DI = 0.302 \text{ in}$$

$$S = 0.1041 \text{ in}^2 \quad S = 0.0716 \text{ in}^2$$

## ESPESORES.

En esta parte se calculará el espesor de tubería en cada tramo del proceso. La ecuación que se aplicará es la que da Rase<sup>12</sup>:

$$t = M \left( \frac{PD}{2S} + C \right)$$

siendo

t = espesor, in

M = 1.125

P = presión de diseño, psi

D = diámetro de tubería, in

S = esfuerzo máximo permisible, psi

C = factor de corrosión, in/año

El material de tubería será de acero al carbón en la parte donde circula el metanol líquido y de acero inoxidable en la de gas de síntesis.

Analizando la literatura se encontró que los factores de corrosión son: 0.02 y 0.05 in/año para el metanol y el gas de síntesis respectivamente. Los datos de esfuerzo máximo permisible se obtuvieron del Rase. La presión de diseño se multiplica por un factor de 2, que es el factor de seguridad comúnmente usado en diseño. Igualmente para la temperatura, ésta se multiplicó por 1.5.

a).- Tramo del tanque de alimentación-bomba.

Acero al carbón A-83 grado A

Presión = (14.7)(2) = 29.4 psi

Temperatura = (25)(1.5) = 37.5°C

tomando ced 80

$$DI = 0.215 \text{ in}$$

$$S = 16000 \text{ psi}$$

$$C = 0.02 \text{ in/año}$$

$$t = 0.2272 \text{ in} (0.0577 \text{ cm})$$

$$t_{\text{fabricante}} = 0.243 \text{ in}$$

Como el espesor del fabricante es mayor que el de ced 80 no será necesario calcular el de ced 40 cuyo espesor es menor.

b).- Tramo bomba-reactor.

Acero al carbón A-83 grado A

$$\text{Presión} = (147)(2) = 294 \text{ psi}$$

$$\text{Temperatura} = (25)(1.5) = 37.5^\circ\text{C}$$

tomando ced 80

$$DI = 0.215 \text{ in}$$

$$S = 16000 \text{ psi}$$

$$C = 0.02 \text{ in/año}$$

$$t = 0.02472 \text{ in} (0.06279 \text{ cm})$$

$$t_{\text{fabricante}} = 0.243 \text{ cm}$$

Por lo que en este tramo será la tubería ced 80.

c).- Tramo reactor-enfriador.

Acero inoxidable T-316

$$\text{Presión} = (143)(2) = 286 \text{ psi}$$

$$\text{Temperatura} = (450)(1.5) = 675^\circ\text{C}$$

escogiendo ced 80

$$DI = 0.302 \text{ in}$$

$$S = 5500 \text{ psi}$$

$$C = 0.05 \text{ in/año}$$

$$t = 0.065 \text{ in} (0.1653 \text{ cm})$$

Como el espesor del fabricante es = 0.3022 cm, esta correcto usar ced 80.

d).- Tramo enfriador-separador.

Acero inoxidable T-316

Presión = (140)(2) = 280 psi

Temperatura = (40)(1.5) = 60°C

tomando ced 80

DI = 0.302 in

S = 18750 psi

C = 0.05 in/año

t = 0.05878 in ( 0.1493 cm)

t<sub>fabricante</sub> = 0.3022 cm

Para este tramo se usará nuevamente ced 80.

e).- Tramo separador-compresora.

Acero inoxidable T-316

Presión = (117)(2) = 234 psi

Temperatura = (25)(1.5) = 37.5°C

teniendo ced 80

DI = 0.302 in

S = 18750 psi

C = 0.05 in/año

t = 0.05837 in ( 0.1482 cm)

t<sub>fabricante</sub> = 0.3022 cm

También usaremos ced 80 en este tramo de tubería.

f).- Tramo compresora-tanque de almacenamiento.

Acero inoxidable T-316

Presión =  $(1470)(2) = 2940$  psi

Temperatura =  $(38)(1.5) = 57^{\circ}\text{C}$

tomando ced 80

$DI = 0.302$  in

$S = 18750$  psi

$C = 0.05$  in/año

$t = 0.0828$  in (  $0.2105$  cm)

$t_{\text{fabricante}} = 0.3022$  cm

Con los datos obtenidos anteriormente, podemos concluir que toda nuestra tubería será ced 80.

#### 4.4 TANQUE DE ALIMENTACION

##### DIMENSIONES.

En nuestro caso por tratarse de una planta piloto, el tiempo de operación que nos dará el tanque puede ser de ocho horas, es decir, un turno de trabajo, lo que es bastante conveniente para trabajar a nivel planta piloto.

Se requiere fijar otra variable de diseño, que puede estar entre el diámetro o la altura del tanque. Nosotros fijaremos el diámetro, siendo la forma del tanque cilíndrica.

Condiciones de diseño:

$$\text{tiempo de operación} = t = 8 \text{ hr}$$

$$\text{gasto} = q = 400 \text{ cm}^3/\text{hr}$$

$$\text{diámetro} = D = 10 \text{ cm}$$

Con estos datos podemos encontrar el volúmen y la altura del tanque:

$$\text{volúmen} = V = q t = (400 \text{ cm}^3/\text{hr}) (8 \text{ hr}) = 3200 \text{ cm}^3$$

$$\text{altura} = h = (4V)/(\pi D^2) = (4)(3200 \text{ cm}^3)/\pi (100) = 40.74 \text{ cm}$$

por lo que podemos tomar la altura como:

$$h = 41 \text{ cm}$$

## ESPESOR DEL TANQUE.

El espesor lo encontramos por la fórmula dada por Brownell<sup>13</sup>:

$$t = \frac{PD}{2 ES} + C$$

donde

t = espesor, cm

P = presión de operación por 2 (factor de seguridad), psi

E = eficiencia de junta

C = factor de corrosión, cm/año

S = esfuerzo máximo permisible, psi

con los datos de nuestro proceso obtenemos:

P = atmosférica = (580/760)(14.7)(2) = 22.66 psi

E = 0.8 (dado por Brownell)

C = 1/8 in/año = 0.3175 cm/año (dado por Brownell)

S = 12 650 psi (acero al carbón SA 283 grado C)

Sustituyendo los valores, el espesor será:

$$t = \frac{(22.66 \text{ psi})(10 \text{ cm})}{(2)(0.8)(12659 \text{ psi})} + 0.3175 \text{ cm} = 0.3286 \text{ cm}$$

## TAPAS

El tanque llevará dos tapas elípticas, la superior con una abertura para venteo y que además servirá para llenarlo. La inferior con una abertura de 0.5461 cm que servirá para conec--

tarse a la tubería. Para este tipo de tapas, tenemos las siguientes dimensiones calculadas en base a ecuaciones dadas por Brownell<sup>13</sup> y que se muestran en la figura (8):

$$D = 10 \text{ cm}$$

$$H = D/6 = 1.66 \text{ cm}$$

$$a = D/2 = 5 \text{ cm}$$

$$b = a/2 = 2.5 \text{ cm}$$

Esto nos da una ecuación de elipse que servirá para construir la tapa y que es:

$$\frac{x^2}{a^2} + \frac{y^2}{b^2} = 1$$

o sea,

$$\frac{x^2}{25} + \frac{y^2}{6.25} = 1$$

Suponiendo un valor de "x" o un valor de "y" encontramos el otro por medio de la ecuación anterior, así se van obteniendo valores hasta formar la tapa.

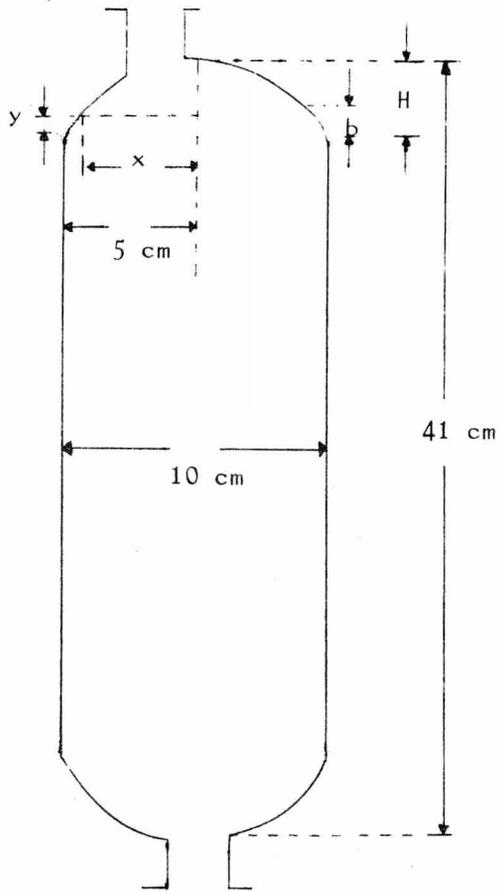


fig 8

GAS DE SINTESIS  
TANQUE DE ALIMENTACION  
DIMENSIONES  
UNAM

#### 4.5 POTENCIA DE BOMBEO

De la descripción de nuestro proceso vemos que el gasto de metanol debe ser constante y que debe llegar al reactor con una cierta presión, es por esto que se usará una bomba de pistón.

En estas bombas la acción de bombeo se efectúa por un pistón que se mueve en un ciclo recíprocante en el interior de un cilindro. El pistón va unido a una varilla que se mueve en el interior de un empaque en uno de los extremos del cilindro. Durante el recorrido del pistón en un sentido, se efectúa la succión a través de una válvula de flujo unidireccional; el recorrido del pistón en sentido opuesto representa la descarga de la bomba, cerrándose la válvula de succión y abriéndose la de descarga.

La potencia de bombeo se calculará entre el tramo del tanque de almacenamiento de metanol al reactor.

Los puntos de referencia serán:

- 1).- Superficie de metanol almacenado.
- 2).- Punto de entrada al reactor.

condiciones:	Punto (1)	Punto (2)
	$\text{CH}_3\text{OH}(\text{líq})$	$\text{CH}_3\text{OH}(\text{líq})$
	$P = 0.77 \text{ atm}$	$P = 10 \text{ atm}$
	$\mu = 0.56 \text{ cps}$	$\mu = 0.56 \text{ cps}$
	$T = 25 \text{ }^\circ\text{C}$	$T = 25 \text{ }^\circ\text{C}$
	$\rho = 0.79 \text{ g/cm}^3$	$\rho = 0.79 \text{ g/cm}^3$

Datos adicionales:

A) Tubería 1/8 in cd 80 Acero al carbón.

$$S = 0.23225 \text{ cm}^2$$

$$DI = 0.5461 \text{ cm}$$

B) Gasto  $Q = 400 \text{ ml/hr} = 0.111 \text{ cm}^3/\text{seg}$

$$w = 316 \text{ g/hr}$$

### BALANCE DE ENERGIA.

El balance está dado por la expresión<sup>14</sup>:

$$v^2/(2g_c) + Z/g_c - P_1V_1 + P_2V_2 = -W_f - \sum F \quad \dots\dots(4.1)$$

En la figura 9 vemos que casi no hay diferencias de altura, -- por lo que podemos cancelar ese término, además la velocidad -- es:

$$v = \frac{0.111 \text{ cm}^3/\text{seg}}{0.23225 \text{ cm}^2} = 0.4784 \text{ cm/seg}$$

Se ve que el término de energía cinética también se puede despreciar ya que tenemos una velocidad muy pequeña, con esto la ecuación (4.1) se reduce a:

$$P_2V_2 - P_1V_1 = -W_f - \sum F \quad \dots\dots(4.2)$$

siéndo:  $P_2$  = presión de entrada al reactor

$P_1$  = presión atmosférica

$V_2 = V_1 = 1/\rho$  (fluido incompresible)

$-W_f$  = trabajo requerido

$\sum F$  = pérdidas por fricción =  $\sum F_1 + \sum F_2 + \sum F_3$

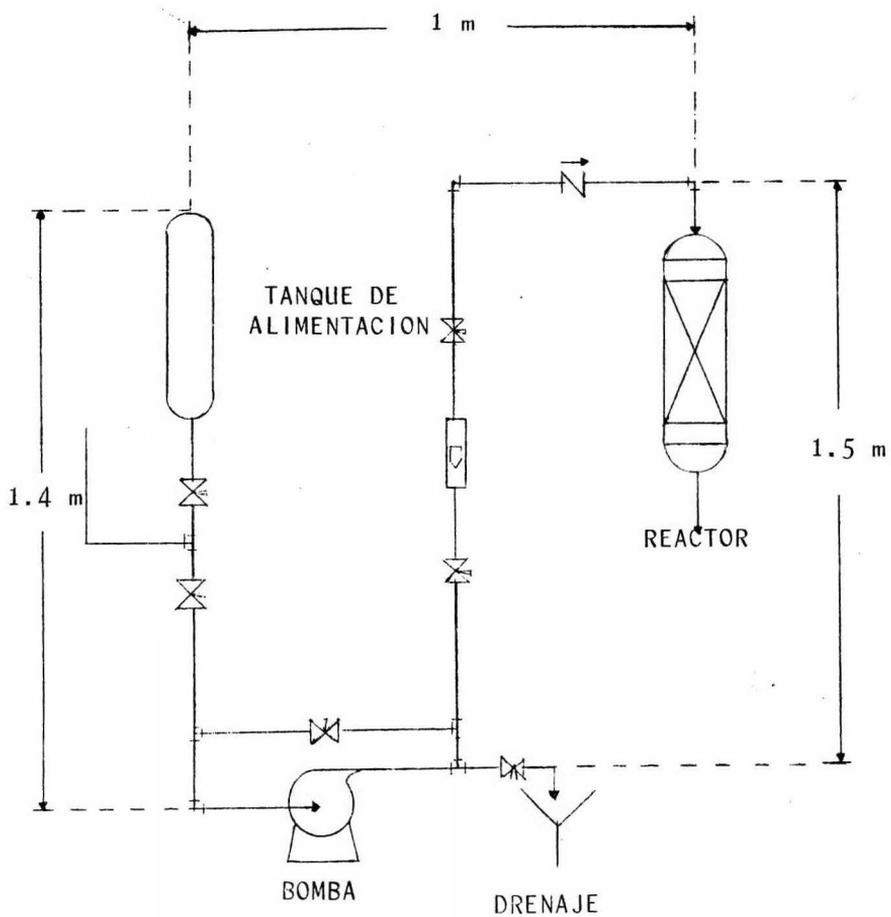


fig 9  
CALCULO DEL BERNOULLI

Las pérdidas 2 y 3 corresponden a la caída de presión en el rotámetro y en el reactor. El otro término es:

$$\sum F_1 = \frac{f v^2 \sum L}{2 g_c D} \dots\dots(4.3)$$

cada término corresponde a:

f = factor de fricción

$\sum L$  = longitud de accesorios + longitud recta =  $L_r + L_a$

$g_c$  = factor de conversión

D = diámetro interior del tubo

a) Cálculo pérdidas por fricción.

a-1.- Reynolds.

$$Re = \frac{Dv\rho}{\mu} = \frac{0.5461\text{cm}(0.4784\text{cm/seg})(0.79\text{g/cm}^3)}{(0.56 \text{ cps})(0.01 \text{ g/cmseg})/(1 \text{ cps})} = 36.87$$

a-2.- Factor de fricción.

$$f = 64/Re \text{ (laminar)} = 1.735$$

a-3.- Longitudes equivalentes<sup>15</sup> (fig 9)

$$L_r = (0.4 + 1 + 0.5 + 1.5 + 0.5) \text{ m} = 390 \text{ cm}$$

Accesorios(datos del Crane):

	<u>L/D</u>	<u>D (cm)</u>	
4 codos 90°	4x30 = 120	0.5461	
3 tees	3x20 = 60	0.5461	
1 válvula check	= 150	0.5461	
4 válvulas aguja	4x350 = 1400	0.5461	
	<u>L/D<sub>tot</sub> = 1720</u>	0.5461	y $L_{a1} = 939.29 \text{ cm}$

1 reducción  $K = 0.48$  por lo que  $L_{a2} = 27.43$  cm

$$L_a = L_{a1} + L_{a2} = (939.29 + 27.43) \text{ cm} = 966.62 \text{ cm}$$

a-4.- Longitud total.

$$\sum L = L_r + L_a = (390 + 966.62) \text{ cm} = 1356.62 \text{ cm}$$

a-5.- Pérdidas por fricción.

$$\sum F_1 = \frac{f v^2 \sum L}{2 g_c D} = \frac{1.735 (0.4784 \text{ cm/seg})^2 (1356.62 \text{ cm})}{2 (981 \text{ g cm/g}_f \text{ seg}^2) (0.5461 \text{ cm})}$$

$$\sum F_1 = 0.5027 \text{ g}_f \text{ cm/g}$$

a-6.- Pérdidas en rotámetro.

Las pérdidas se calculan en una parte posterior si su valor:

$$\sum F_2 = 0.0000315 \text{ atm} = 0.41246 \text{ g}_f \text{ cm/g}$$

a-7.- Pérdidas en reactor.

Igualmente éstas son calculadas posteriormente tener un valor de:

$$\sum F_3 = 0.202 \text{ atm} = 262 \text{ g}_f \text{ cm/g}$$

a-8.- Pérdidas totales.

$$\sum F = \sum F_1 + \sum F_2 + \sum F_3 = (0.5027 + 0.41246 + 262) \text{ g}_f \text{ cm/g}$$

$$\sum F = 262.9151 \text{ g}_f \text{ cm/g}$$

b) Cálculo energía por presión.

$$P_2 = (10 \text{ atm} \times \frac{14.7 \text{ lb/in}^2}{1 \text{ atm}} + 14.7 \text{ lb/in}^2) = 161.7 \text{ lb}_f/\text{in}^2$$

$$P_2 = 1.13788 \times 10^4 \text{ g}_f/\text{cm}^2$$

$$P_1 = (1 \text{ atm} \left( \frac{586}{760} \right) \left( \frac{14.7 \text{ lb/in}^2}{1 \text{ atm}} \right) + 14.7 \text{ lb/in}^2) = 26.034 \frac{\text{lb}_f}{\text{in}^2}$$

$$P_1 = 1.832 \times 10^3 \text{ g}_f/\text{cm}^2$$

La energía por presión será:

$$P_2 V_2 - P_1 V_1 = \frac{(P_2 - P_1)}{\rho} = \frac{(11378.8 - 1832) \text{ g}_f/\text{cm}^2}{0.79 \text{ g/cm}^3}$$

$$\frac{P_2 - P_1}{\rho} = 12084.5 \text{ g}_f \text{ cm/g}$$

c) Trabajo requerido.

En la ecuación (4.2) podemos sustituir las pérdidas por fricción, así como la energía por presión y obtenemos el trabajo requerido para bombeo.

$$- W'_f = \frac{(P_2 - P_1)}{\rho} + \sum F = (12084.5 + 262.9151) \text{ g}_f \text{ cm/g}$$

$$- W'_f = 12347.415 \text{ g}_f \text{ cm/g}$$

d) Potencia de bombeo.

Esta queda dada por la ecuación normal de Hp:

$$H_p = \frac{-W'_f w}{550 \eta} \quad \dots (4.4)$$

cada término representa:

-  $W'_f$  = trabajo requerido

w = gasto de operación

$\eta$  = eficiencia de la bomba (10 %)

Como conocemos todos los datos requeridos en la ecuación (4.4) podemos encontrar los Hp de bombeo.

$$\text{Hp} = \frac{(12347.415 \text{ g}_f \text{ cm/g})(316 \text{ g/hr})(1 \text{ hr}) / (3600 \text{ seg})}{(550 \text{ lb}_f/\text{seg})(30.48 \text{ cm/ft})(454 \text{ g}_f/\text{lb}_f)(0.1)}$$

$$\text{Hp} = 1.432 \times 10^{-3}$$

Esta potencia es pequeña porque el gasto manejado es mínimo. Se requerirá entonces de una microbomba que es el tipo de bomba que se utiliza generalmente en plantas piloto. Como los Hp requeridos son menores de 1, el valor mínimo más comercial que se puede encontrar es el de  $\frac{1}{4}$  Hp por lo que se escogerá este caballaje.

La bomba que se deberá pedir a los fabricantes debe tener un ajuste para controlar el flujo, con motor trifásico de corriente alterna, a prueba de explosión, 220/440 volts, 1750 RPM, capacidad aproximada de 2 lt/hr, con unos rangos para operación intermitente o continua de 0-25 ó 0-15 psi, respectivamente.

## 4.6 REACTOR

Para este cálculo partiremos de los balances de energía y de masa en el reactor. Especificando que el tipo de reactor es el llamado de "lecho fijo".

### BALANCE DE ENERGIA.

El propósito del balance de energía es el de ver como va variando la temperatura a lo largo del reactor. Así pues, tomando un elemento de volúmen en un cierto período de tiempo, el balance de energía se puede expresar:

$$\left( \begin{array}{l} \text{Energía en la corrien} \\ \text{te de entrada al ele-} \\ \text{mento de volúmen.} \end{array} \right) - \left( \begin{array}{l} \text{Energía en la corrien} \\ \text{te de salida del ele-} \\ \text{mento de volúmen.} \end{array} \right) + \left( \begin{array}{l} \text{Energía trans} \\ \text{ferida de los} \\ \text{alrededores al} \\ \text{ele. de vol.} \end{array} \right) = \left( \begin{array}{l} \text{Acumulación de energía} \\ \text{en el elemento de vol.} \end{array} \right)$$

Como a régimen permanente no hay acumulación, el cuarto término es cero.

Si la entalpia de la corriente a la entrada del elemento es  $H$  y  $(H + \Delta H)$  a la salida, el balance de energía se convierte en:

$$FH\Delta t - F(H + \Delta H)\Delta t + U(\Delta A_h)(T_s - T)\Delta t = 0$$

o sea,

$$-F \Delta H + U (\Delta A_h) (T_s - T) = 0 \quad \dots\dots\dots(4.5)$$

en donde F es el flujo másico, U el coeficiente global de -- transferencia de calor, A<sub>h</sub> el área efectiva de transferencia de calor y T<sub>s</sub> la temperatura de los alrededores. El cambio en entalpía ΔH en el elemento de volúmen dependerá del cambio - de temperatura y el cambio debido a la reacción (ΔH/M)Δx, es decir:

$$\Delta H = C_p \Delta T + (\Delta H/M) \Delta x \quad \dots\dots\dots(4.6)$$

sustituyendo en la ec. (4.5)

$$-F C_p \Delta T - F (\Delta H/M) \Delta x + U (\Delta A_h) (T_s - T) = 0$$

en forma diferencial, la ecuación para el balance de energía queda:

$$F C_p dT = U (T_s - T) dA_h + F (-\Delta H/M) dx \quad \dots\dots(4.7)$$

BALANCE DE MASA

El balance de masa para un reactivo, en un elemento de volúmen y en un cierto tiempo (Δt) esta dado por:

$$\left( \begin{array}{l} \text{Masa del reactivo} \\ \text{entrando al ele-} \\ \text{mento de volúmen.} \end{array} \right) - \left( \begin{array}{l} \text{Masa del reactivo} \\ \text{saliendo del ele-} \\ \text{mento de volúmen.} \end{array} \right) + \left( \begin{array}{l} \text{Masa del reacti-} \\ \text{vo convertido en} \\ \text{el elemento de vol.} \end{array} \right) = \left( \begin{array}{l} \text{Acumulación del reactivo en} \\ \text{el elemento de volúmen.} \end{array} \right)$$

Como a régimen permanente no hay acumulación, por lo tanto el cuarto término se vuelve cero.

Si el flujo másico de alimentación al reactor es  $F$  y la conversión de éste reactivo a la entrada del elemento de volúmen es  $x$ , siendo  $(x + \Delta x)$  la conversión a la salida del elemento de volúmen, el balance de masa se convierte en:

$$F(1 - x)\Delta t - F(1 - x - \Delta x)\Delta t - r\Delta V\Delta t = 0$$

o sea,

$$F\Delta x - r\Delta V = 0 \quad \dots\dots(4.8)$$

en donde  $r$  es la velocidad de reacción. En forma diferencial nos queda:

$$F dx = r dV \quad \dots\dots(4.9)$$

Para reactores de flujo tubular y empacados con partículas de catalizador, la expresión anterior nos queda:

$$r_p dW = F dx \quad \dots\dots(4.10)$$

en donde  $r_p$  es la velocidad global de reacción por unidad de masa de catalizador,  $W$  la masa de catalizador,  $F$  gasto de alimentación del reactivo y  $x$  la conversión del reactivo. Como la masa del catalizador se puede expresar como

$$dW = \rho_B A_C dz$$

en donde  $A_C$  es el área transversal y  $\rho_B$  es la densidad del catalizador empacado, sustituyendo en la ecuación (4.10) obteng

mos la expresión para el balance de masa:

$$F dx = r_p \rho_B A_c dz \quad \dots\dots(4.11)$$

Una vez que hemos obtenido las expresiones para el balance de masa y de energía, podemos empezar el cálculo del reactor. Para ello, necesitaremos la expresión para la velocidad de la reacción, las propiedades del catalizador, las propiedades del fluido a la temperatura y presión de operación, y la forma en que operará el reactor (adiabático, isotérmico).

Según estudios experimentales realizados por Ogino y Uchida<sup>16</sup>, la ecuación de velocidad para la reacción:



está dada por:

$$r_p = k \left[ (P_{\text{CO}} P_{\text{H}_2}^2)^{-0.7} - \frac{P_{\text{CH}_3\text{OH}} (P_{\text{CO}} P_{\text{H}_2}^2)^{0.3}}{K} \right] \dots(4.12)$$

en donde la constante de velocidad de reacción (k), según la ecuación de Arrhenius es:

$$k = A \exp(-E/R_g T) \quad \dots\dots(4.13)$$

donde<sup>17</sup>,

$$E = 9.4 \text{ Kcal/gmol}$$

$$A = 0.278 \times 10^2 \text{ m mol/min m}^2$$

$$R_g = 1.98 \text{ cal/gmol } ^\circ\text{K}$$

$$T = ^\circ\text{K}$$

sustituyendo los valores en la ec. (4.13)

$$k = 1.668 \exp(-4747.5/T) \text{ gmol/hr m}^2$$

como el área superficial específica del catalizador es  $90 \frac{\text{m}^2}{\text{g}_{\text{cat}}}$  obtenemos:

$$k = 150.12 \exp(-4747.5/T) \text{ gmol/hr g}_{\text{cat}}$$

Suponiendo un funcionamiento adiabático para el reactor a las condiciones de operación determinadas en el capítulo de termodinámica ( $T = 450 \text{ }^\circ\text{C}$ ,  $P = 10 \text{ atm}$ ) con un diámetro de reactor de 2.54 cm, la ecuación de balance de energía (4.7) se convierte en:

$$F C_p dt = F (-\Delta H/M) dx \quad \dots\dots(4.14)$$

en donde,

$$\Delta H = 24161 \text{ cal/mol}$$

$$M_{\text{CH}_3\text{OH}} = 32 \text{ g/gmol}$$

$$C_p = 18.84 \text{ cal/g}^\circ\text{K}$$

sustituyendo los datos anteriores y cancelando términos, obtenemos la expresión de temperatura en función de la conversión:

$$dT = -40 dx$$

Integrando desde  $T_{\text{inicial}} = 723 \text{ }^\circ\text{K}$  hasta  $T_{\text{final}} = T$  y de  $x_{\text{inicial}} = 0$  hasta  $x_{\text{final}} = x$ , la ecuación se transforma en:

$$T = 723 - 40 x \quad \dots\dots(4.15)$$

Utilizando ahora la ecuación del balance de masa podemos obtener la altura del lecho catalítico en términos de conversión.

Escribiendo la ecuación (4.11) en forma

$$dz = \frac{F}{r_p \rho_B A_c} dx$$

donde:  $F = 9.875 \text{ gmol/hr}$  de metanol

$$\rho_B = 2.64 \text{ g/cm}^3$$

$$A_c = 5.067 \text{ cm}^2$$

analizando las unidades de las variables tenemos:

$$dz = \frac{\frac{\text{gmol/hr}}{\text{hr g}_{\text{cat}}}}{\frac{\text{g}_{\text{cat}}}{\text{cm}^3} \text{ cm}^2} dx$$

es decir, dz estará dada en cm. Sustituyendo los valores anteriores, obtenemos:

$$dz = 0.7389 dx/r_p \quad \dots$$

Como la ecuación de velocidad está expresada en términos de presiones parciales de productos como de reactivos, tendremos que expresar a estas presiones parciales en términos de la conversión. Así pues, a una conversión (x), las presiones parciales de cada componente son:

Metanol	1 - x
Monóxido de carbono	x
Hidrógeno	2x
Moles Totales	= 1 + 2x

a una presión de 10 atm, las presiones parciales para cada componente serán:

$$P_{\text{CH}_3\text{OH}} = \frac{1 - x}{1 + 2x} \quad (10)$$

$$P_{\text{CO}} = \frac{x}{1 + 2x} \quad (10)$$

$$P_{\text{H}_2} = \frac{2x}{1 + 2x} \quad (10)$$

por lo tanto la ecuación de velocidad (4.12) estará dada en función de conversión como:

$$r_p = 150.12e^{-4747.5/T} \left\{ \left[ \frac{10x}{1+2x} \left( \frac{20x}{1+2x} \right)^2 \right]^{-0.7} - \frac{\left[ \frac{1-x(10)}{1+2x} \right] \left[ \frac{10x}{1+2x} \left( \frac{20x}{1+2x} \right)^2 \right]^{0.3}}{K} \right\}$$

la constante de equilibrio obtenida en el capítulo de termodinámica es  $K = 2.3108 \times 10^4$ .

Sustituyendo el valor de la ecuación de velocidad en la ecuación (4.16), tendremos así la expresión para la altura del lecho catalítico en términos de conversión y de temperatura:

$$dz = 0,00493 e^{4747.5/T} \left( \left[ \frac{4000x}{(1+2x)^3} \right]^{-0.7} - \frac{\left[ \frac{1-x(10)}{1+2x} \right] \left[ \frac{4000x}{(1+2x)^3} \right]^{0.3}}{2.3108 \times 10^4} \right)^{-1} dx \quad \dots(4.17)$$

Las ecuaciones (4.15) y (4.17) se pueden resolver numéricamente para la altura del catalizador para cualquier conversión. Siguiendo el procedimiento de Smith<sup>5</sup> tenemos:

Si el coeficiente de dx lo llamamos  $\alpha$  y trabajando en forma de incrementos, podemos escribir la ecuación (4.17) como:

$$\Delta z = \bar{\alpha} \Delta x \quad \dots\dots(4.18)$$

Se tomará un incremento  $\Delta x$  de 0.1 en todos los casos, con ellos se calcula la temperatura por medio de la ecuación (4.15). Con el valor de temperatura se calculan las  $\alpha$  al inicio y al final del incremento, obteniendo después la  $\bar{\alpha}$  que multiplicada por el valor de 0.1 nos da la altura de catalizador para dicho incremento. Así pues, haciendo cálculos tenemos,

$$a \quad z = 0, \quad x = 0 \quad \text{y} \quad T_{\text{entrada}} = 723 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$\alpha_0 = 0$$

Para un incremento de  $\Delta x = 0.1$ , la temperatura por medio de la ecuación (4.15) es:

$$T_1 = 723 - 40(0.1) = 719 \text{ } ^\circ\text{K}$$

y al final del primer incremento  $x = 0.1$

$$\alpha_1 = 3.63314(0.5557 - 0.000417)^{-1} = 6.5428$$

la altura del catalizador requerida para el primer incremento ecuación (4.18) es:

$$\Delta z = \frac{0 + 6.5428}{2} (0.1) = 0.326 \text{ cm}$$

para el segundo incremento  $\Delta x = 0.1$ , pero  $x = 0.2$ , siendo la temperatura al final del incremento:

$$T_2 = 723 - 40 (0.2) = 715 \text{ }^\circ\text{K}$$

teniendo,

$$\alpha_2 = 3.7698 (0.179 - 0.00051)^{-1} = 21.12$$

la altura del catalizador para el segundo incremento por la ec. (4.18) es

$$\Delta z = \frac{6.5428 + 21.12}{2} (0.1) = 1.38 \text{ cm}$$

para el tercer incremento  $\Delta x = 0.1$ , pero  $x = 0.3$  y la temperatura será:

$$T_3 = 723 - 40 (0.3) = 711 \text{ }^\circ\text{K}$$

siendo

$$\alpha_3 = 3.9133(0.1012 - 0.0005)^{-1} = 38.861$$

la altura para este tercer incremento según la ecuación(4.18) será

$$\Delta z = \frac{21.12 + 38.861}{2} (0.1) = 3 \text{ cm}$$

Los resultados obtenidos por medio de este procedimiento se pueden ver en la tabla XIV.

TABLA XIV

DATOS DE CONVERSION PARA LA REACCION METANOL  
A GAS DE SINTESIS EN UN REACTOR ADIABATICO.

Conversión	Temperatura		Altura del catalizador (cm)
	°K	°C	
0.000	723	450	0.000
0.100	719	446	0.326
0.200	715	442	1.380
0.300	711	438	3.000
0.400	707	434	4.800
0.500	703	430	6.700
0.600	699	426	8.600
0.700	695	422	10.490
0.800	691	418	12.360
0.900	687	414	14.220
0.990	684	411	15.850
0.999	683	410	16.000

Como se puede apreciar, para una conversión dada, en un reactor isotérmico la altura de catalizador es menor que en un reactor adiabático, resultando también un reactor más económico ya que se utilizará menor cantidad de catalizador; evitando también el inconveniente de que pueda disminuir la temperatura a lo largo de todo el reactor como pudiera ocurrir en el adiabático, a tal grado de que la temperatura de entrada fuera menor a los 450 °C, disminuyendo así el grado de conversión deseada. Es por esto por lo que nos inclinamos por el reactor isotérmico para esta planta piloto.

En la figura 10 se puede apreciar el efecto de la altura con respecto a la conversión en los dos reactores antes mencionados.

### ESPESOR DEL REACTOR

Para calcular el espesor del reactor se usará la siguiente ecuación:

$$t = \frac{PD}{2 SE} + C$$

donde: P = presión de diseño, Kg/cm<sup>2</sup>

D = diámetro del reactor, cm

S = esfuerzo máximo permisible del material, Kg/cm<sup>2</sup>

E = eficiencia de unión

C = corrosión del material, cm/10 años

La presión de diseño estará dada por la presión dentro

## REACTOR ISOTERMICO.

Este tipo de reactor se puede adaptar también a nuestro proceso, ya que con la instalación de una o varias resistencias se puede alcanzar el funcionamiento isotérmico y usando también un aislante de media caña de silicato de calcio se evitan las pérdidas de calor hacia el exterior, En este caso la ecuación para la altura del lecho catalítico (4.17) se transforma en:

$$dz = 3.5028 \left( \left[ \frac{4000 x}{(1+2x)^3} \right]^{-0.7} - \frac{\left[ \frac{1-x(10)}{1+2x} \right] \left[ \frac{4000 x}{(1+2x)^3} \right]^{0.3}}{2.3108 \times 10^4} \right)^{-1} dx$$

.....(4.19)

Siguiendo el mismo procedimiento que para el reactor -- adiabático, la altura del empaque para cada incremento será:

$$a \quad z = 0, \quad x = 0 \quad y \quad \alpha_0 = 0$$

para un incremento de  $\Delta x = 0.1$  y una conversión de  $x = 0.1$

$$\alpha_1 = 3.5028 (0.5557 - 0.000417)^{-1} = 6.306$$

la altura del catalizador para este primer incremento usando la ec. (4.18) es:

$$\Delta z = \frac{0.0 + 6.306}{2} (0.1) = 0.3153 \text{ cm}$$

para el segundo incremento  $\Delta x = 0.1$  y  $x = 0.2$  obteniendo:

$$\alpha_2 = 3.5028 (0.179 - 0.0005166)^{-1} = 19.625$$

la altura para este segundo incremento será:

$$\Delta z = \frac{6.306 + 19.625}{2} (0.1) = 1.29 \text{ cm}$$

para el tercer incremento  $\Delta x = 0.1$  y  $x = 0.3$  obteniéndose,

$$\alpha_3 = 3.5028 (0.1012 - 0.0005052)^{-1} = 34.78$$

y la altura para el tercer incremento es:

$$\Delta z = \frac{19.625 + 34.78}{2} (0.1) = 2.72 \text{ cm}$$

los demás resultados obtenidos por este procedimiento se pueden ver en la tabla XV.

TABLA XV

DATOS DE CONVERSION PARA LA REACCION METANOL  
A GAS DE SINTESIS EN UN REACTOR ISOTERMICO.

Conversion	Temperatura		Altura del catalizador (cm)
	°K	°C	
0.000	723	450	0.000
0.100	723	450	0.315
0.200	723	450	1.290
0.300	723	450	2.720
0.400	723	450	4.210
0.500	723	450	5.660
0.600	723	450	6.990
0.700	723	450	8.200
0.800	723	450	9.290
0.900	723	450	10.270
0.990	723	450	10.800
0.999	723	450	11.000

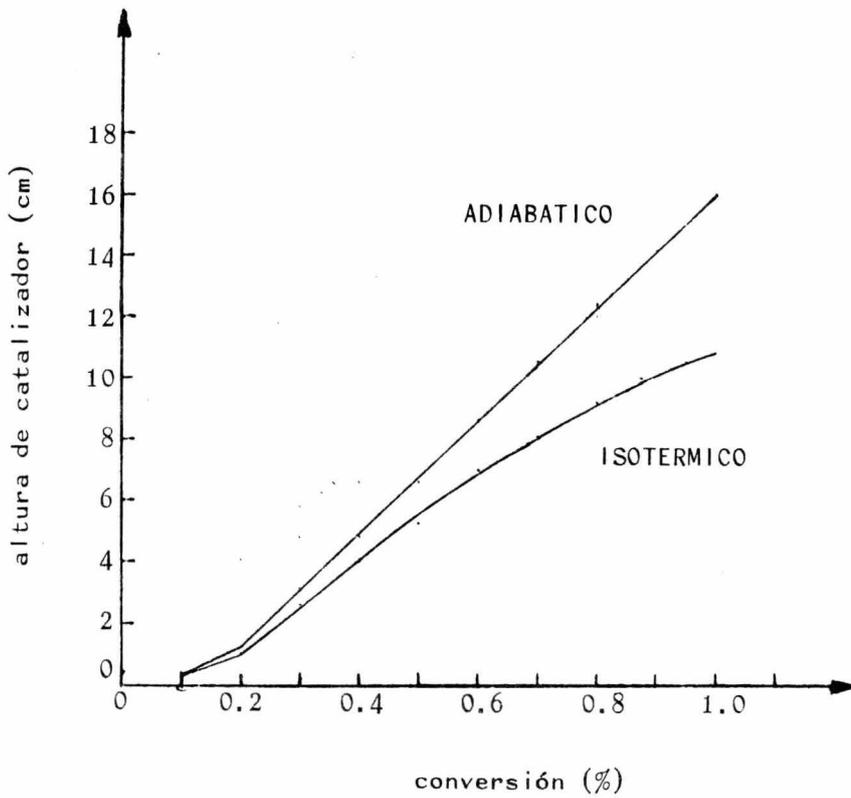


fig 10  
VARIACION DE ALTURA  
CON EL TIPO DE REACTOR.

del reactor y multiplicado por el coeficiente de seguridad.

$$P = (10.335 \text{ Kg/cm}^2)(2) = 20.67 \text{ Kg/cm}^2$$

El esfuerzo máximo permisible se obtiene a partir de  $t_u$  blas y a una cierta temperatura, la cuál será dada por la temperatura dentro del reactor multiplicada por el coeficiente de seguridad.

$$T = (450 \text{ }^\circ\text{C})(1.5) = 675 \text{ }^\circ\text{C}$$

usando la tabla del Rase<sup>12</sup>, para acero inoxidable 316 y a esa temperatura,

$$S = 281.2346 \text{ Kg/cm}^2$$

La corrosión para mezclas gaseosas de monóxido de carbono e hidrógeno<sup>18</sup>,

$$C = 0.2 \text{ in (0.508 cm)}$$

por lo tanto el espesor del reactor será:

$$t = \frac{(20.67)(2.54)}{2(281.23)(1)} + 0.508$$

$$t = 0.61 \text{ cm}$$

## RESISTENCIAS ELECTRICAS

Como se obtuvo anteriormente en el balance de calor, la cantidad de energía calorífica que deben ceder las tres resistencias es:

$$Q_r = 301\ 900.66 \text{ cal/hr}$$

considerando como base una hora tenemos,

$$q_r = (301\ 900.66 \text{ cal})(1/860 \text{ watts-hora/cal})$$

$$q_r = 350.2 \text{ watts-hora}$$

El calor que cede una resistencia eléctrica está dado - por la siguiente relación<sup>19</sup>:

$$q_r = r i^2 t = (e^2/r) t$$

donde:

$r$  = resistencia del elemento de calefacción, ohm

$e$  = tensión aplicada, volt

$t$  = tiempo en el cual circula la corriente, hr

$q_r$  = calor que cede el elemento, watts-hora (w-hr)

Por lo tanto, si se requieren de 350.2 w-hr y se cuenta con un voltaje de 220 volts como es común en la industria, entonces la resistencia para cada elemento de calefacción en -- nuestro reactor será:

$$r = \frac{e^2}{q_r} = \frac{(220 \text{ volts})^2}{350.2 \text{ w-hr}}$$

$$r = 137.8 \text{ ohms}$$

Los elementos de calefacción que utilizaremos son de -- una aleación B 82 (80% Ni-20% Cr) según la ASTM, ya que este - tipo de elemento tiene una resistencia de 133.21 ohms a 20 °C, para una temperatura mayor es 3.3 % mayor, o sea, una resisten - cia de 137.6 ohm a 450 °C. Esta aleación posee la primordial - característica de resistir la oxidación, sus coeficientes de - dilatación son bajos, la variación de la resistencia con la -- temperatura es pequeña y su temperatura máxima de trabajo es - de 1160 °C.

Dado que el calor que cederá la resistencia será el ca - lor necesario que se requiere para llevar a cabo la reacción, debemos evitar las pérdidas de calor lo más posible, por lo que será necesario una cámara de calefacción, para que el reac - tor reciba todo el calor producido por la resistencia.

De la tabla 11.13 del Perry<sup>3</sup>, el espesor económico de - aislante para construir la cámara de calefacción de silicato - de calcio en bloque (media caña), es de 3.81 cm para cuando se tiene una temperatura interna entre 427 y 538 °C. Por lo que - para mayor seguridad se puede utilizar 5 cm (2 in) de espesor del aislante de silicato de calcio en bloque.

### CAIDA DE PRESION DENTRO DEL REACTOR.

Esta caída de presión se calcula en base a una ecuación y una gráfica dadas por Cremer<sup>20</sup>, la ecuación es la siguiente:

$$\Psi = \frac{\Delta p e^3}{h \rho S_1 v^2}$$

en donde:

$\Psi$  = factor obtenido de gráfica, en función del Reynolds

$p$  = caída de presión,  $\text{lb}_f/\text{in}^2$

$e$  = porosidad del catalizador = 0.39

$h$  = altura de la cama, ft

$\rho$  = densidad del fluido =  $0.110465 \text{ lb}/\text{ft}^3$

$v$  = velocidad del fluido, ft/seg

$S_1$  = constante = 969.1

La velocidad será:

$$v = q/s$$

$$q = 4.7088 \times 10^{-4} \text{ ft}^3/\text{seg}$$

$$s = \text{área del reactor} = 5.435 \times 10^{-3} \text{ ft}^2 \text{ (DI} = 1 \text{ in)}$$

por lo tanto

$$v = 0.0864 \text{ ft}/\text{seg}$$

El Reynolds será:

$$\text{Re} = D v \rho / \mu$$

donde,

$$\mu = 0.03229 \text{ cps}$$

sustituyendo obtenemos:

$$Re = 36.639$$

con este Re y la gráfica 17 del Cremer encontramos,

$$\psi = 0.48$$

Es costumbre que a la altura del catalizador calculada se le de una altura de exceso, debido a que se presenta envenamiento en el lecho catalítico, lo cuál ocasionaría que -- disminuyera la actividad del catalizador, disminuyendose así la altura real del catalizador. Por este motivo, creemos conveniente utilizar una altura de 14 cm.

Ahora bien, sustituyendo en la ecuación antes mencionada los valores correspondientes obtenemos la caída de presión

$$\Delta p = \frac{(0.462)(0.110465)(969.1)(0.48)(0.0864)^2}{(0.39)^3}$$

$$\Delta p = 2.975 \text{ lb/in}^2$$

o sea,

$$\Delta p = 0.202 \text{ atm}$$

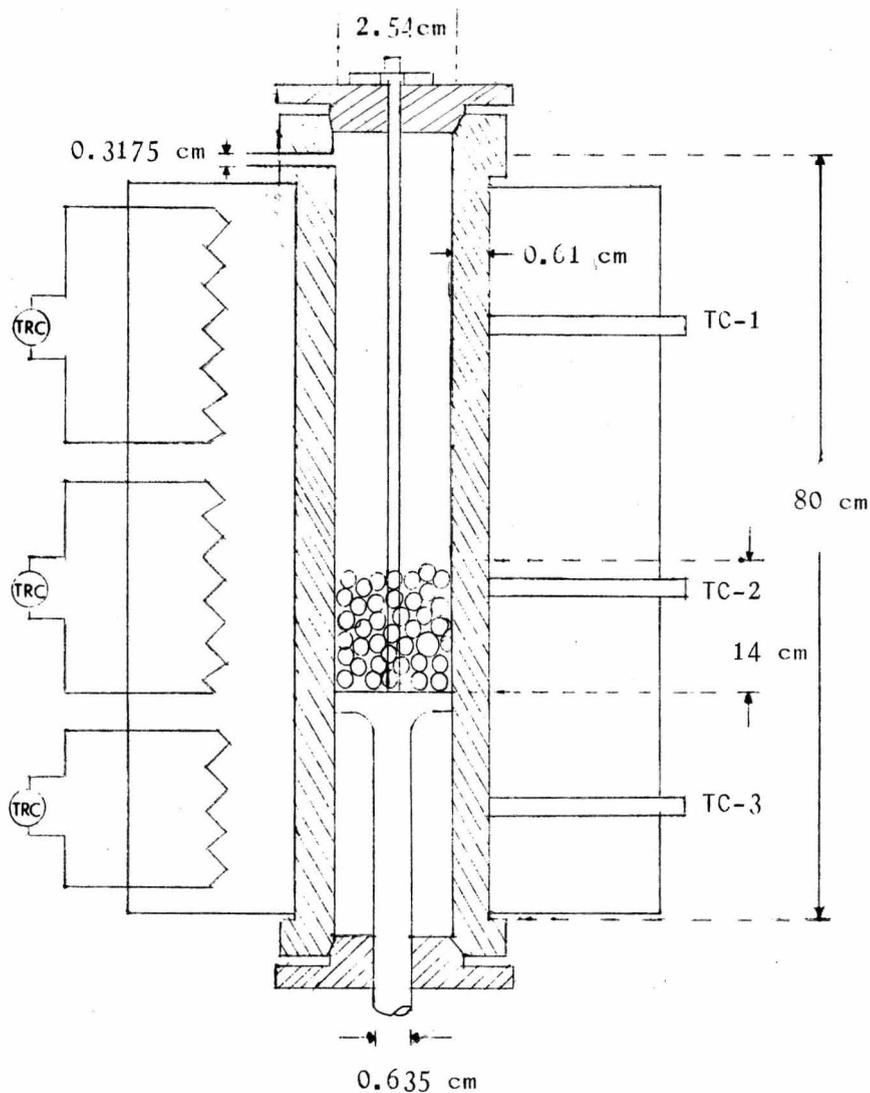


fig 11

DIMENSIONES DEL REACTOR

GAS DE SINTESIS  
 TESIS  
 UNAM

#### 4.7 ENFRIADOR

El diseño del enfriador se hará como un intercambiador - de doble tubo, por ser este extremadamente útil, ya que se puede ensamblar en cualquier taller de plomería a partir de partes estandar, proporcionando además superficies de transferencia de calor a bajo costo. Los intercambiadores de doble tubo encuentran su mayor uso en donde la superficie total de transferencia requerida es pequeña, 100 a 200 ft<sup>2</sup> como es nuestro caso.

A).- Bases de diseño.

a.- El gasto de entrada al intercambiador de gas de síntesis es el mismo que a la salida del reactor el que está dado por:

$$W' = (\text{gasto a la entrada del reactor})(\text{moles})(\text{conversión})$$

o sea,

$$W' = 0.0218 \text{ lb mol/hr}(3)(0.998)(454 \text{ gmol/lbmol}) = 29.66 \frac{\text{gmol}}{\text{hr}}$$

para el gas de síntesis tenemos,  $\bar{M} = 10.5 \text{ g/gmol}$

entonces

$$W = (29.66 \text{ gmol/hr})(10.5 \text{ g/gmol}) = 316 \text{ g/hr}$$

b).- Temperatura: la temperatura de entrada al intercambiador ( $T_1$ ) se considera como la misma temperatura que se tiene a la salida del reactor (450°C), ya que la tubería va necesariamente aislada y suponemos que la disminución de temperatura es mínima. La temperatura de salida debe ser menor de 60°C ya

que a menos de esa temperatura y una presión de trabajo de 9.7 atm podremos separar el metanol que no reaccionó, por lo que la temperatura de salida ( $T_2$ ) será de 40°C.

Nuestro fluido frío será agua que tendrá una temperatura ( $t_1$ ) de entrada de 20°C y una temperatura ( $t_2$ ) de salida de 70°C.

c.- Diámetros

Tubo interior: Acero inoxidable T 316

Diámetro nominal de 0.635 cm ( $\frac{1}{4}$  in)  
ced 80

Tubo exterior: Acero comercial (ASA-B36)  
(anulo)

Diámetro nominal = 2.54 cm (1 in)  
ced 40

B).- Cálculos.

Para esta parte del diseño seguimos el procedimiento de Kern.<sup>21</sup>

1).- Balance de Calor.

$$Q = W C_p \Delta T = w c_p \Delta T \quad \dots\dots(4.20)$$

a.- Temperaturas promedio.

$$\bar{T} = (450 + 40)/2 = 245^\circ\text{C} \quad (518^\circ\text{K})$$

$$\bar{t} = (70 + 20)/2 = 45^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = 450 - 40 = 410^\circ\text{C}$$

$$\Delta t = 70 - 20 = 50^\circ\text{C}$$

b.- Flujo de calor.

De la ecuación (1.11) de la parte de las propiedades termodinámicas del gas de síntesis obtenemos a  $T = 518^\circ\text{K}$

$$C_p = 5.54 \frac{\text{cal}}{\text{gmol}^\circ\text{C}} \cdot \frac{\text{gmol}}{10.57 \text{ g}} = 0.52 \text{ cal/g}^\circ\text{C}$$

sustituyendo en la ecuación (4.20),

$$Q = (29.66 \text{ gmol/hr})(5.54 \text{ cal/gmol}^\circ\text{C})(410^\circ\text{C})$$

$$Q = 67\,370 \text{ cal/hr}$$

c.- Gasto de agua.

Para el agua a  $\bar{t} = 45^\circ\text{C}$  el  $c_p = 1 \text{ cal/g}^\circ\text{C}$ , despejando - de la ecuación (4.20) el gasto de agua ( $w$ ) y sustituyendo valores:

$$w = \frac{Q}{c_p \Delta t} = \frac{67370}{(1)(50)} = 1347.4 \text{ g/hr}$$

2).- Temperatura logarítmica media (LMTD) para flujo a contracorriente.

$$\text{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \left( \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1} \right)} = 122.4^\circ\text{C}$$

3).- Areas de flujo.

$$\text{Anulo} \quad A_a = \pi (D_2^2 - D_1^2) / 4$$

donde,

$$D_2 = \text{diámetro interno del tubo exterior} = 2.6645 \text{ cm}$$

$$D_1 = \text{diámetro externo del tubo interior} = 1.3716 \text{ cm}$$

entonces,

$$A_a = 0.785(2.6645)^2 - (1.3716)^2 = 4.1 \text{ cm}^2$$

### Tubos

$$A_t = \pi D^2/4$$

donde D es el diámetro interno del tubo interior = 0.767 cm.

$$A_t = 0.785(0.767)^2 = 0.462 \text{ cm}^2$$

Puesto que el área de flujo del anulo es mayor, entonces el mayor flujo que es el del agua fluirá por el ánulo y el gas de síntesis fluirá por los tubos. Además de que se facilitará la instalación de este tipo de intercambiador, puesto que la tubería que sale de nuestro reactor es de la misma nominación del tubo interior del intercambiador ( $\frac{1}{4}$ ).

Ya que se trata de fluidos poco viscosos podemos obtener sus propiedades a las temperaturas promedio y considerar también que las relaciones de viscosidad a temperatura promedio entre viscosidad a temperatura de la pared son aproximadamente igual a 1;  $(\mu/\mu_w)^{0.14} = 1$ .

4).- Cálculo del  $h_{i0}$  (tubos interiores)

a) Masa velocidad

$$G_t = \frac{W}{A_t} = \frac{313.5 \text{ g/hr}}{0.462 \text{ (cm)}^2} = 678.57 \text{ g/hr-cm}^2$$

b) Cálculo de la viscosidad y de la conductividad térmica del gas de síntesis a la temperatura promedio de 245°C y una presión de 9.5 atm.

La viscosidad a esas condiciones de presión y temperatura y utilizando las ecuaciones (1.7), (1.8) y (1.9) será:

$$\mu_m = 0.02487 \text{ cps} = 0.895 \text{ g/hr-cm}$$

A una temperatura de 245°C y 1 atm los valores de la conductividad térmica ( $k$ ) de la tabla 5 del Kern<sup>24</sup> para los componentes puros son:

$$K_{CO}^{\circ} = 0.0135 \text{ Btu}/(\text{hr ft}^{\circ}\text{F})$$

$$K_{H_2}^{\circ} = 0.178 \text{ Btu}/(\text{hr ft}^{\circ}\text{F})$$

Para corregir por presión utilizamos la figura 3.59 de Perry<sup>3</sup> obtenemos:

$$\text{para el CO} \quad k/k^{\circ} = 1.1$$

$$\text{para el H}_2 \quad k/k^{\circ} = 1.1$$

entonces para una temperatura de 245°C y presión de 9.5 atm

$$k_{CO} = k_{CO}^{\circ} (1.1) = (0.0135)(1.1) = 0.01485 \text{ Btu}/(\text{hr ft}^{\circ}\text{F})$$

$$k_{H_2} = k_{H_2}^{\circ} (1.1) = (0.178)(1.1) = 0.196 \text{ Btu}/(\text{hr ft}^{\circ}\text{F})$$

aplicando la ecuación 3-100 de la referencia obtenemos la conductividad térmica para el gas de síntesis:

$$k_m = \frac{\sum y_i k_i (M_i)^{1/3}}{\sum y_i (M_i)} = 0.0973 \text{ Btu}/(\text{hr ft}^{\circ}\text{F})$$

$$k_m = 144.6 \text{ cal}/(\text{hr m}^{\circ}\text{C})$$

c) Número de Reynolds.

$$N_{Re} = D G_t / \mu = (0.767)(678.57)/(0.895) = 581.52$$

d) Para flujo laminar se cumple la ecuación de Sieder y Tate<sup>30</sup> tanto para enfriamiento como para calentamiento:

$$\frac{h_i D}{k} = 1.86 \left[ (DG/\mu)(C_p \mu/k)(D/L) \right]^{1/3} (\mu/\mu)^{0.14} \dots (1.21)$$

si tomamos a  $L = 30.48 \text{ cm} (12 \text{ in})$  sustituyendo valores y despejando  $h_i$  obtenemos:

$$h_i = 100267.63 \text{ cal}/(\text{hr m}^2\text{°C})$$

e) Cálculo de  $h_{i0}$ .

$$h_{i0} = h_i (D_i/DE)$$

$$h_{i0} = 56070 \text{ cal}/(\text{hr m}^2\text{°C})$$

5).- Cálculo del  $h_o$  (para el lado del anulo).

a) Diámetro equivalente.

$$De = (D_2^2 - D_1^2) / D_1$$

$$De = [(2.6645)^2 - (1.3716)^2] / 1.3716 = 3.804 \text{ cm}$$

b) Masa velocidad.

$$G_a = \frac{w}{A_a} = (1374.4 \text{ g/hr})(4.1 \text{ cm}^2) = 328.63 \text{ g/hr cm}^2$$

c) Número de Reynolds.

A la temperatura promedio de  $45^\circ\text{C}$  tenemos:

$$\mu = 0.65 \text{ cps} = 23.4 \text{ g/hr cm}$$

para agua

$$k = 0.368 \text{ Btu/hr ft}^\circ\text{F} = 548 \text{ cal/hr m}^\circ\text{C}$$

$$N_{Re} = (3.804)(328.63)/(23.4) = 53.37$$

d) Utilizando la ec. (4.21) despejando  $h_o$  y sustituyendo los valores respectivos para el agua obtenemos:

$$h_o = 81\ 878 \text{ cal/hr m}^2\text{°C}$$

6).- Cálculo del coeficiente total limpio ( $U_c$ ).

$$U_c = \frac{h_{i_o} h_o}{h_{i_o} + h_o}$$

$$U_c = (56070)(81878)/(137948) = 33280 \text{ cal/hr m}^2\text{°C}$$

7).- Cálculo del coeficiente total de diseño ( $U_d$ )

De la tabla 12 del Kern se recomienda:

para el agua un  $R_d = 0.001 \text{ hr ft}^2\text{°F/Btu}$

y para el gas de síntesis  $R_d = 0.01 \text{ hr ft}^2\text{°F/Btu}$  por lo que

$$R_{d_t} = \sum R_{d_i} = 0.001 + 0.01 = 0.011 \text{ hr ft}^2\text{°F/Btu}$$

$$R_{d_t} = 2.2 \times 10^{-6} \text{ hr m}^2\text{°C/cal}$$

como  $1/U_d = 1/U_c + R_{d_t}$

obtenemos que

$$U_d = 31\ 056 \text{ cal/hr m}^2\text{°C}$$

8).- Cálculo del área de transferencia.

$$Q = A U_d \text{ LMTD} \quad \dots\dots\dots(4.22)$$

despejando el área y sustituyendo los valores respectivos,

$$A = (67370 \text{ cal/hr})/(31056 \text{ cal/hr m}^2\text{°C})(122.4\text{°C}) = 177 \text{ cm}^2$$

9).- Número de tubos ( $N_t$ )

El número de tubos está dado por la siguiente relación

$$N_t = A/a''L$$

donde  $a'' =$  superficie ext. por unidad de long. =  $4.3 \text{ cm}^2/\text{cm}$   
 $L = 30.48 \text{ cm}$

$$N_t = 177/(4.3)(30.48) = 1.35$$

por lo que utilizaremos 2 tubos o sea una horquilla.

10).- Area real.

$$A_r = a''L N_t = (4.3)(30.48)(2) = 262.128 \text{ cm}^2$$

11).- Coeficiente total de diseño real.

Despejando de la ec. (4.22) y sustituyendo valores,

$$U_d = (67370)/(0.0262)(122.4) = 21008 \text{ cal/hr m}^2\text{°C}$$

12).- Factor de obstrucción real.

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c U_d} = \frac{(33280 - 21008)}{(33280)(21008)} = 1.75 \times 10^{-5}$$

Caídas de presión.

Anulo: a).- Diámetro equivalente.

$$D_e = D_2 - D_1 = 1.2929 \text{ cm}$$

b).- Número de Reynolds

$$N_{Re} = (1.2929 \text{ cm})(328.63 \text{ g/hr cm})(23.4 \text{ g/h-cm}) = 18.16$$

c).- Factor de fricción.

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{(N_{Re})^{0.42}} = 0.078$$

d).- Cálculo de  $\Delta F_a$

$$\Delta F_a = \frac{2 f G_a^2 L_t}{g \rho^2 D_e}$$

como

$$L_t = 2 (30.48) = 60.96 \text{ cm}$$

$$g = 1.27 \times 10^8 \text{ cm/h}^2$$

$$\rho = 1 \text{ g/cm}^3$$

entonces

$$\Delta F_a = 6.291 \times 10^{-3} \text{ cm}$$

e).- Cálculo de  $\Delta F_1$  que está dado por:

$$\Delta F_1 = n (V^2/2g)$$

donde

$$n = \text{número de horquillas} = 1$$

$$V = \text{velocidad del fluido} = G_a/3600 = 0.0913 \text{ cm/seg}$$

$$g' = 981.46 \text{ cm/seg}^2$$

entonces

$$\Delta F_1 = 4.2 \times 10^{-6} \text{ cm}$$

f).- Caída de presión en el anulo

$$\Delta P_a = (\Delta F_a + \Delta F_1) \rho = 6.3 \times 10^{-3} \text{ g/cm}^2$$

$$\Delta P_a = 6.3 \times 10^{-6} \text{ kg/cm}^2$$

La caída de presión permitida es de  $0.703 \text{ Kg/cm}^2$ , por lo que nuestra caída de presión en el anulo es mínima.

Tubos.

a).- Cálculo de  $\Delta F_t$ , está dado por:

$$\Delta F_t = \frac{2 f L_t G_t^2}{g \rho_m^2 D}$$

donde

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{(581.52)^{0.42}} = 0.0245$$

la densidad del aire a nuestras condiciones es:

$$\rho_a = 0.00717 \text{ g/cm}^3$$

por lo que la densidad del gas de síntesis será:

$$\rho_m = (0.00717)(0.36) = 0.0026 \text{ g/cm}^3$$

así que

$$\Delta F_t = 2086.7 \text{ cm}$$

b) Caída de presión en los tubos.

$$\Delta P_t = \Delta F_t (\rho_m)$$

$$\Delta P_t = (2086.7 \text{ cm})(0.0026 \text{ g/cm}^3) = 5.425 \text{ g/cm}^2$$

$$\Delta P_t = 0.005425 \text{ Kg/cm}^2$$

Como podemos ver, la caída de presión en los tubos es -- también pequeña, por lo tanto nuestro intercambiador de doble tubo está dentro de los límites permitidos.

C).- Resumen de resultados.

Flujo de agua,  $w = 1347.4 \text{ g/hr}$

Flujo de calor,  $Q = 67370 \text{ cal/hr}$

$h_{i0} = 56070 \text{ cal/hr m}^2\text{°C}$

$h_o = 81878 \text{ cal/hr m}^2\text{°C}$

$U_c = 33280 \text{ cal/hr m}^2\text{°C}$

$U_d = 21008 \text{ cal/hr m}^2\text{°C}$

$R_d = 1.75 \times 10^{-5} \text{ hr m}^2\text{°C/cal}$

Caídas de presión:

permitida,  $\Delta P_p = 0.703 \text{ kg/cm}^2$

ánulo,  $\Delta P_a = 6.295 \times 10^{-6} \text{ kg/cm}^2$

tubos,  $\Delta P_t = 0.0054 \text{ kg/cm}^2$

Area de flujo,  $A = 262 \text{ cm}^2$

Número de tubos,  $N_t = 2$  ( 1 horquilla)

Longitud de tubo,  $L = 30.48 \text{ cm}$  ( 12 in)

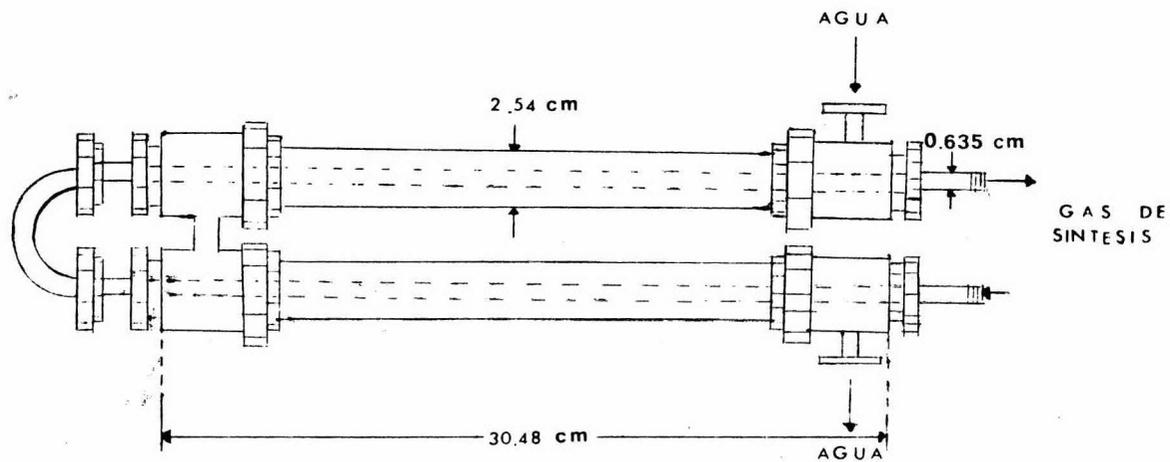


fig 12

GAS DE SINTESIS  
 INTERCAMBIADOR DOBLE TUBO  
 U.N.A.M.

## 4.8 SEPARADOR

La separación de un material disperso de un fluido, es una operación casi imposible de evitar en cualquier planta industrial.

Cuando la fase dispersa es un líquido y la fase continua es un gas, la separación puede ser por: separación centrífuga en ciclones, separación por choques contra barreras colocadas en la dirección de la corriente, separación húmeda por columnas, precipitación eléctrica, o cámaras en las que se utiliza la gravedad.

Para sistemas en los cuáles la fase dispersa es un líquido, se debe tener cuidado en evitar la formación de emulsiones inseparables o nieblas, debido a la división de las gotas del líquido por la turbulencia y gradientes de velocidad. La fragmentación de las gotas se ve también afectada por otros factores, tales como la tensión interfacial, la viscosidad del líquido o la presencia de varios componentes en pequeñas cantidades.

El efecto contrario, es decir, la coalición de pequeñas a grandes gotas también ocurre, particularmente en flujo laminar sobre las paredes de la tubería y de recipientes, estableciendo un equilibrio entre la coalición y la división. Por esta razón es difícil predecir el método más prometedor de separación para un problema particular. Sin embargo, los ciclones juegan una parte muy importante en este campo y son los apar-

tos más ampliamente usados para separar dispersiones líquido--gas. Debido a un esfuerzo cortante más bajo que en los siste--mas líquido-líquido, hay en este caso una mucho menor tenden--cia a la división.

Como decíamos, uno de los recolectores menos caros y más ampliamente usados, es el separador tipo ciclón. Consiste de un cilindro en el que el aerosol es introducido tangencialmente y a una velocidad alta, con una cámara cónica debajo. La separación principal ocurre debajo de la sección cilíndrica, en el cono invertido. La corriente del gas baja en forma espiral (fig 13), luego, sube por dentro de la espiral descendente y --descarga a través de la salida. Las partículas más pequeñas --son separadas en la zona donde se lleva a cabo la formación de espiral doble, no solo por la acción centrífuga originada por el diámetro más pequeño, sino también por la velocidad relativa entre la espiral externa e interna.

Los ciclones son aplicables para separar sólidos o líquidos de gases cuando las partículas tienen diámetros mayores a 5 micrones; si el diámetro es menor la eficiencia de recolec--ción será baja. Los ciclones también son utilizados para separar partículas con diámetros mayores a los 200 micrones, pero en tales casos, las cámaras de gravedad son más convenientes.

Las dimensiones del separador ciclón están en función --del valor del diámetro, como se puede ver en la figura 14; las ecuaciones a utilizar para el cálculo del diámetro del separador serán:<sup>22</sup>

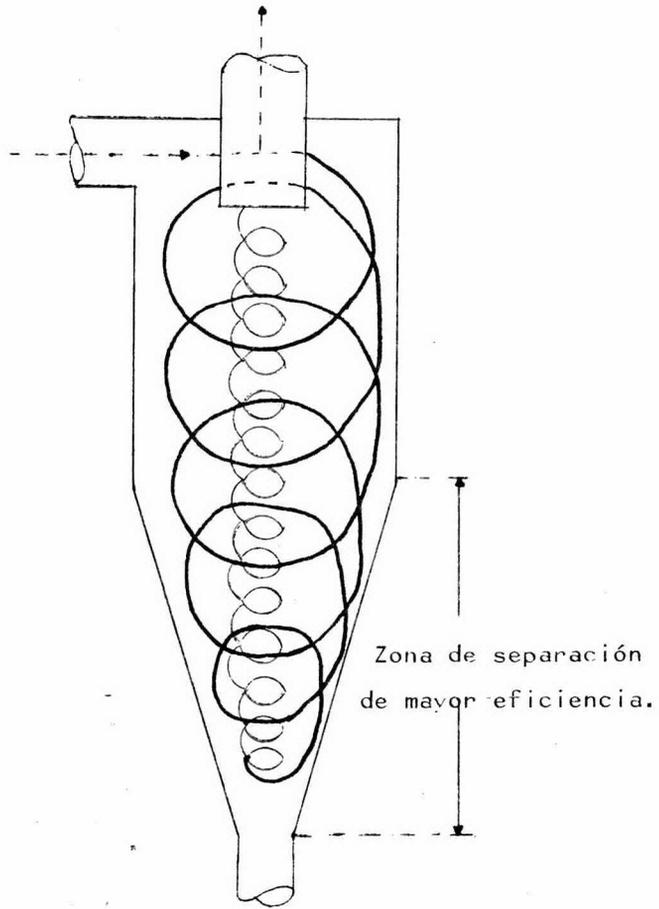


fig 13

FUNCIONAMIENTO DEL SEPARADOR CICLON.

GAS DE SINTESIS  
TESIS  
UNAM

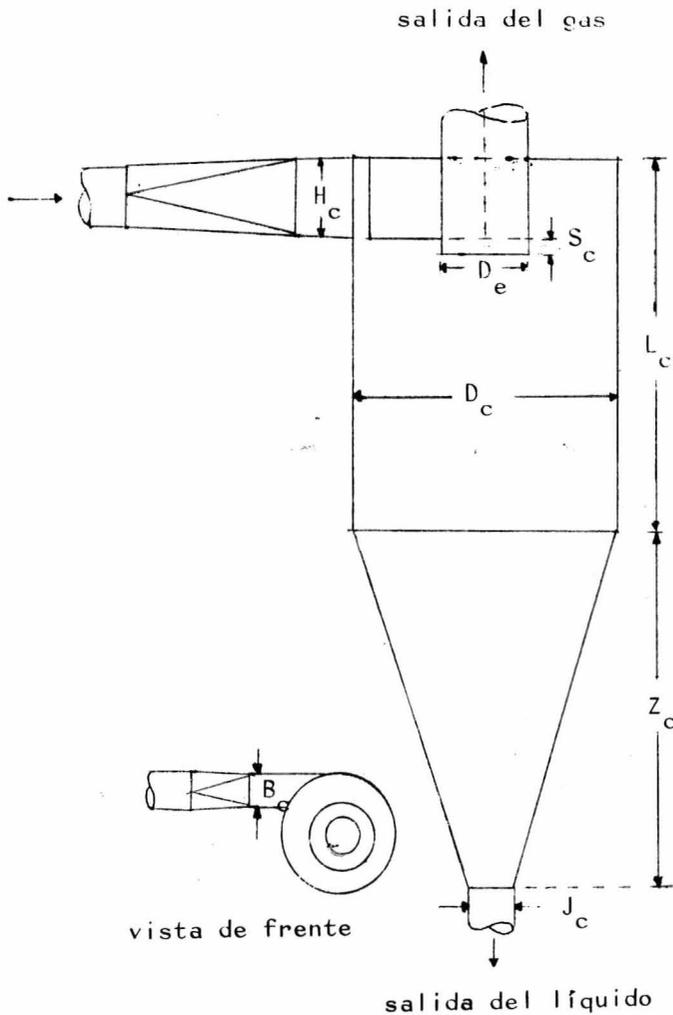


fig 14  
 DIMENSIONAMIENTO DEL SEPARADOR CICLON

$$u_{\max} = k \left( \frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right)^{1/2} \dots\dots\dots(4.23)$$

$$u_D = R_d u_{\max} \dots\dots\dots(4.24)$$

$$A_s = G / u_D \dots\dots\dots(4.25)$$

$$D_s = \left( \frac{A_s}{0.785} \right)^{1/2} \dots\dots\dots(4.26)$$

cada término corresponde a:

$u_{\max}$  = velocidad superficial máxima, cm/seg

$k$  = 0.63 (para planta piloto)

$u_D$  = velocidad superficial de diseño, cm/seg

$G$  = flujo del gas,  $\text{cm}^3/\text{seg}$

$R_D$  = 0.115 (dado por Younger)<sup>23</sup>

$D_s$  = diámetro del separador

según la reacción:



por cada mol de metanol se producen 3 de producto por tanto:

$$\rho_{\text{Gas}} = \frac{(9.5 \text{ atm})(28 \times 0.33 + 2 \times 0.66)}{(0.082)(40 + 273)} = 3.94 \times 10^{-3} \text{ g/cm}^3$$

$$G = \frac{(29.66)(28 \times 0.33 + 2 \times 0.66)}{3.94 \times 10^{-3}} = 22.3 \text{ cm}^3/\text{seg}$$

La densidad del metanol a esa temperatura es de  $0.736 \text{ g/cm}^3$ . -

Por lo tanto el diámetro del separador por la ecuación (4.23)

será:

$$u_{\max} = 0.063 \left( \frac{-736 - 3.94}{3.94} \right)^{1/2} (30.48) = 25.9 \text{ cm/seg}$$

$$u_D = (0.115)(25.9) = 2.97 \text{ cm/seg}$$

$$A_s = \frac{22.3}{2.97} = 7.52 \text{ cm}^2$$

$$D_s = \left( 7.52 / 0.785 \right)^{1/2} = 3.1 \text{ cm}$$

como este diámetro se acerca al valor de  $1\frac{1}{4}$  in, tomaremos el diámetro igual a 3.175 cm.

#### DIAMETRO DE GOTA.

El diámetro de gota que un ciclón puede separar con una eficiencia alta, está en función de una velocidad promedio de entrada al separador ( $V_c$ ), es decir, la velocidad desde el punto de la reducción hasta el punto en que entra la partícula al cilindro del separador. Así pues, la variación del diámetro de gota ( $D_p$ ) con respecto a la velocidad ( $V_c$ ), está dado por la ecuación de Lapple<sup>24</sup>:

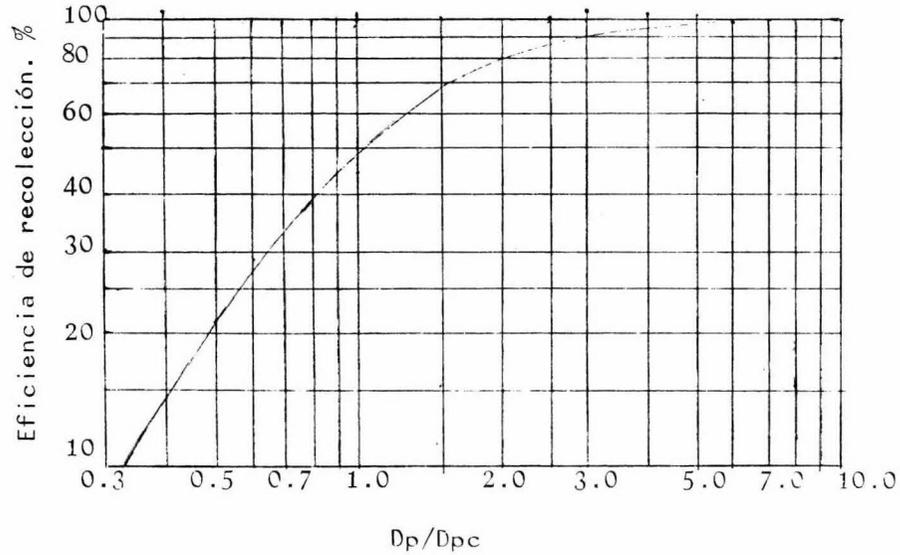
$$D_{pc} = \sqrt{\frac{9 B_c \mu}{2 N_e V_c^2 (\rho_L - \rho_G)}} \quad \dots (4.27)$$

y utilizando la grafica II de Lapple, para una eficiencia de 98%,  $(D_p/D_{pc}) = 6.0$ . Las variables de la ecuación anterior son:

$D_{pc}$  = diámetro de partícula recortada, que es el tamaño de partícula que un ciclón recogerá en un 50%, cm

Figura II de Lapple.

Relación entre la eficiencia de recolección y diámetro de partícula para el separador tipo ciclón.



- $\mu$  = viscosidad del gas, g/(cm seg)  
 $E_c$  = ancho de la entrada rectangular al ciclón, cm  
 $N_e$  = número efectivo de vueltas realizadas por la corriente del gas en el ciclón.  
 $V_c$  = velocidad promedio de entrada al ciclón, cm/seg  
 $\rho_L$  = densidad del líquido, g/cm<sup>3</sup>  
 $\rho_G$  = densidad del gas, g/cm<sup>3</sup>

Así pues, si variamos el valor de la velocidad obtendremos diferentes valores para  $D_{pc}$  y  $D_p$ . Los datos así obtenidos podemos verlos en la siguiente tabla y en la figura 15. Se utilizaron los siguientes valores, obtenidos a las condiciones de 0.5 atm y T = 40°C .

$$\mu = 0.0001756 \text{ g/(cm seg)}$$

$$E_c = 0.79375 \text{ cm}$$

$$N_e = 5 \text{ (para las dimensiones del ciclón de la fig 14)}$$

$$\rho_L = 0.736 \text{ g/cm}^3$$

$$\rho_G = 0.00394 \text{ g/cm}^3$$

TABLA XVI

VARIACION DEL DIAMETRO DE PARTICULA CON LA VELOCIDAD.

Velocidad prom. de entrada. $V_c$ (cm/seg)	Diámetro de part. recortada. $D_{pc}$ (cm)	Diámetro de gota. $D_p$ (cm)
152.4	0.000598	0.003589
304.8	0.000423	0.002538
609.6	0.000300	0.001800
914.4	0.000234	0.001400
1219.2	0.000211	0.001266
1524.0	0.000181	0.001083

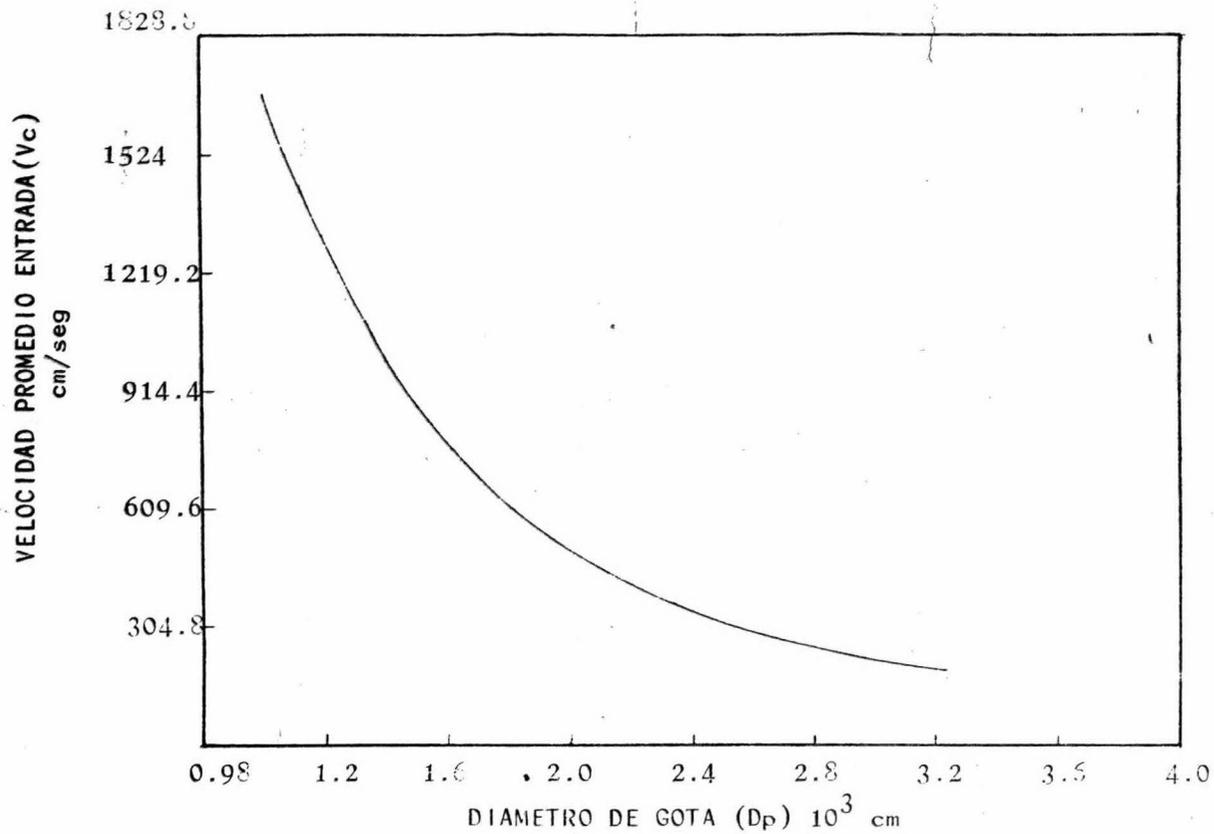
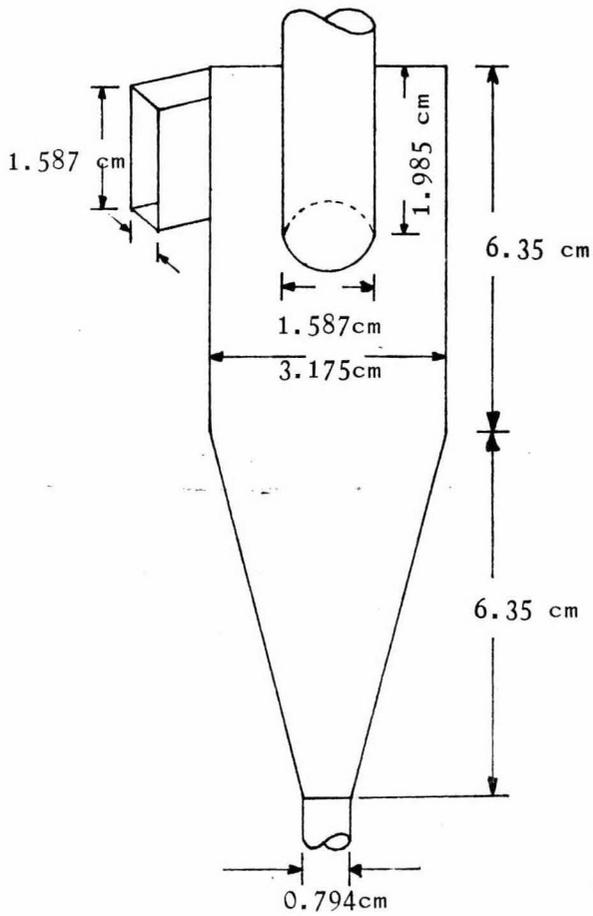


fig 15  
EFECTO DE LA VELOCIDAD EN  
EL DIAMETRO DE GOTA.



GAS DE SINTESIS

SEPARADOR

UNAM

Es difícil conocer el diámetro real que puedan tener las gotas de metanol condensado, por lo que estas velocidades promedio de entrada se pueden ir variando ya en la práctica, hasta determinar cuál será la más apropiada para obtener un porcentaje alto de separación.

Así por ejemplo, para una velocidad de 914 cm/seg el diámetro teórico de partícula que se puede recolectar con una eficiencia mínima del 50 % es de 0.000234 cm, aumentando este porcentaje de recolección a medida que aumente el diámetro hasta llegar a un 98 % de eficiencia a partir de un diámetro teórico de 0.0014 cm; a diámetros mayores que este, la eficiencia también será mayor.

#### ESPEJOR DEL SEPARADOR.

El espesor se puede obtener de la siguiente ecuación:

$$t = \frac{P D}{2 S E} + C$$

donde

P = presión de diseño, Kg/cm<sup>2</sup>

D = diámetro del separador, cm

S = esfuerzo máximo permisible, Kg/cm<sup>2</sup>

E = eficiencia de unión

C = corrosión del material

nuestros datos son:

$$P = (9.8186 \text{ Kg/cm}^2)(2) = 19.637 \text{ Kg/cm}^2$$

debido a que es la presión del separador por un coeficiente de

seguridad.

$$T = 40^{\circ}\text{C} \times 1.5 = 60^{\circ}\text{C}$$

nuevamente se multiplicó por otro coeficiente de seguridad, que para la temperatura es de 1.5. Con este valor de temperatura - encontramos el esfuerzo máximo permisible en tablas para acero inoxidable 316 cuyo valor es:

$$S = 1318.287 \text{ Kg/cm}^2$$

El único dato que nos falta para poder calcular el espesor del separador es la corrosión; el valor de ella para mezclas gaseosas de monóxido de carbono e hidrógeno es:

$$C = 0.2 \text{ in/año} = 0.508 \text{ cm/año}$$

por lo tanto el espesor será

$$t = \frac{(19.637)(3.175)}{2(1318.287)(0.8)} + 0.508$$

$$t = 0.6 \text{ cm}$$

#### 4.9 POTENCIA DE COMPRESION

La potencia de la compresora se calculará en base a las ecuaciones dadas por Handbook Compressor<sup>25</sup> y por Hougen<sup>4</sup>.

1).- La entalpia se puede obtener por:

$$\Delta H = (C_{p_m}/M_m) (T_2 - T_1) \quad \dots\dots\dots(4.28)$$

donde,

$M_m$  = peso molecular de la mezcla = 10.5 g/gmol

$C_{p_m}$  = capacidad calorífica de la mezcla

$T_1$  = temperatura de entrada

$T_2$  = temperatura de salida

En esta parte no se conoce la temperatura de salida, por lo que hay que hacer un procedimiento de prueba y error para calcular dicha temperatura, ayudandonos de la ecuación:

$$T_2 = T_1 (P_2/P_1)^n \quad \dots\dots\dots(4.29)$$

siéndo,

$P_2$  = presión a la salida de la compresora = 100 atm

6  $P_2 = 1470 \text{ lb/in}^2$

$P_1$  = presión de entrada a la compresora = 8 atm

6  $P_1 = 117.6 \text{ lb/in}^2$

$n = (K-1)/K$

$K$  = relación de capacidades caloríficas =  $C_p/C_v$

La presión de salida de la compresora se seleccionó en función del rango de presiones de almacenaje.

2).- La eficiencia hidráulica será:

$$\% \eta_p = 1.2854 \times 10^{-3} W_p / (H_2 - H_1) \quad \dots (4.30)$$

donde,

$$W_p = \text{trabajo a desarrollar} = 144 \int dP/\rho = \text{ft lb}_f/\text{lb}$$

$$(H_2 - H_1) = \text{cambio de entalpia} = \text{Btu/lb} = \Delta H$$

3).- Potencia.

$$\text{GHP} = (w)(H_p) / (33000)\eta_p \quad \dots (4.31)$$

siendo,

$$w = \text{gasto de gas de síntesis} = 1.14327 \times 10^{-2} \text{ lb/min}$$

$$= 0.065533 \text{ lbmol/hr}$$

$$\eta_p = \text{eficiencia hidráulica, dada por la ec. (4.30)}$$

$$H_p = (Z_m)(R)(T_1)(\eta_p/n) (P_2/P_1)^{n/\eta_p} - 1 \quad \dots (4.32)$$

$$H_p = \text{ft lb}_f/\text{lb}$$

$$Z_m = \text{factor de compresibilidad de mezcla} = 0.504$$

$$R = \text{constante de los gases} = 1545/M_m$$

A continuación se presenta formalmente el cálculo de la -  
compresora.

A).- Cálculo de la temperatura de salida.

a).- Suponiendo  $T_2 = 38^\circ\text{C} = 311^\circ\text{K}$

b).- Las capacidades caloríficas con las temperaturas de  
entrada y de salida de los componentes puros son:

$$C_{p_{CO}} = 7.4336 \text{ cal/gmol}^\circ\text{K}$$

$$C_{p_{H_2}} = 7.0566 \text{ cal/gmol}^\circ\text{K}$$

c).- La capacidad calorífica de la mezcla será:

$$C_{p_m} = (7.4336)(0.33) + (7.0566)(0.66) = 11.8748 \text{ cal/gmol}^\circ\text{K}$$

d).- Cálculo de  $C_v$

$$C_v = C_{p_m} - R = 11.8748 - 1.987 = 9.8878 \text{ cal/gmol}^\circ\text{K}$$

e).- Cálculo de la relación de capacidades caloríficas.

$$K = C_{p_m}/C_v = 11.8748/9.8878 = 1.20094$$

f).- Comprobación con la ec. (4.29) de la temperatura de salida de la compresora.

$$T_2 = \left[ (25)(100/8) \right]^{(0.20094)/(1.20094)} = 38.1^\circ\text{C}$$

la cuál está de acuerdo con la temperatura supuesta.

B).- Cálculo del cambio de entalpia.

Utilizando la ec. (4.28) tenemos que:

$$\Delta H = (11.8748/10.5)(311 - 298) = 14.7 \text{ cal/g}$$

$$\Delta H = 26.432 \text{ Btu/lb}$$

C).- Eficiencia hidráulica.

$$\rho = 0.11046 \text{ lb/ft}^3$$

$$W_p = 144(P_2 - P_1)/\rho = 144(1470 - 117.6)/(0.11046)$$

$$W_p = 1.763 \times 10^6 \text{ ft lb}_f/\text{lb}$$

sustituyendo en la ecuación (4.30) obtenemos:

$$\% \eta_p = \frac{(1.2854 \times 10^{-3})(1.763 \times 10^6)}{26.432} = 0.8573$$

D).- Potencia de la compresora.

$$n = (1.20094 - 1)/(1.20094) = 0.166$$

utilizando la ecuación (4.32) tenemos:

$$H_p = (0.504)(1545/10.5)(539^\circ R)(0.8573/0.166)\left(-\frac{100}{8}\right)^{\frac{0.166}{0.8573}}$$

$$H_p = 1.3048 \times 10^5 \text{ ft lb}_f/\text{lb}$$

empleando los valores obtenidos anteriormente y la ecuación -- (4.31) encontramos:

$$\text{GHP} = \frac{(1.14327 \times 10^{-2})(1.3048 \times 10^5)}{(33000) (0.8573)}$$

$$\text{GHP} = 0.05272$$

Como se puede observar, el valor obtenido es aproximadamente de 1/20 de caballo, el que no se encuentra comercialmente y al igual que en la mayoría de los equipos usaremos un sobrediseño, que en este caso corresponderá al tamaño mínimo que existe comercialmente, o sea  $\frac{1}{4}$  de GHP.

## INSTRUMENTACION

Tomando en consideración que la instrumentación dará normalidad a la operación y para la obtención de datos, es adecuado presentar en una forma breve el tipo de instrumentación que requerirá la planta piloto.

### 5.1 ACCESORIOS

El tipo de accesorios y válvulas que se requerirán, son de los más comúnmente utilizados en cualquier planta como son: codos, tees, bridas y válvulas de aguja, de globo y de retención.

A continuación se enlistan los accesorios y válvulas que requerirá cada una de las corrientes señaladas en el diagrama de tubería e instrumentación.

#### Corriente $\triangle 1$

- 1 codo de 90° estandar de 1/8 in. Acero al carbón, # 1240
- 1 brida de 1/8 in. Acero al carbón
- 1 medidor de nivel de 1/2 in, # 18 898
- 1 válvula de aguja de 1/8 in. Acero al carbón, # 88, 150 lb

#### Corriente $\triangle 2$

- 2 codos de 90° estandar de 1/8 in. Acero al carbón, # 1240
- 1 brida de 1/8 in. Acero al carbón
- 1 tee de 1/8 in. Acero al carbón, # 1241
- 1 válvula de aguja de 1/8 in. Acero al carbón # 88, 150 lb
- 1 válvula de retención de 1/8 in. Acero al carbón, 150 lb

Corriente  $\triangle_3$

- 1 codo de 90° estandar de 1/4 in SS 316, # 18 860
- 2 bridas de 1/4 in SS 316
- 3 tees de 1/4 in SS 316, # 18 868
- 4 válvulas de aguja de 1/4 in SS 316, # 222 H, 150 lb
- 1 válvula de globo de 1/4 in SS 316, 222 H, 150 lb

Corriente  $\triangle_4$

- 1 codo de 90° estandar de 1/4 in SS 316, # 18 860
- 2 bridas de 1/4 in SS 316
- 1 válvula de aguja de 1/4 in SS 316, #222 H, 150 lb

Corriente  $\triangle_5$

- 2 codos de 90° estandar de 1/4 in SS 316, # 18 860
- 1 brida de 1/4 in SS 316
- 5 tees de 1/4 in SS 316, # 18 868
- 3 válvulas de aguja de 1/4 in SS 316, #222 H, 150 lb
- 1 válvula de globo de 1/4 in SS 316, #222 H, 150 lb

Corriente  $\triangle_6$

- 3 codos de 90° estandar de 1/4 in SS 316, # 18 860
- 1 tee de 1/4 in SS 316, # 18 868
- 2 válvulas de aguja de 1/4 in SS 316, # 222 H, 150 lb

Corriente  $\triangle_7$

- 2 bridas de 1/4 in SS 316
- 1 válvula de aguja de 1/4 in SS 316, # 222 H, 150 lb

Corriente  $\triangle_8$

- 2 codos de 90° estandar de 1/4 in SS 316, # 18 860
- 2 válvulas de aguja de 1/4 in SS 316, # 222 H, 150 lb

**FA-1**  
TANQUE DE  
ALIMENTACION DE  
METANOL

PRES	11	PSIG
TEMP	25	°C

**RR-1**  
REACTOR DE  
LECHO FIJO

PRES	147	PSIG
TEMP	450	°C

**EA-1**  
ENFRIADOR DE  
DOBLES TUBOS

6800 cal/hr

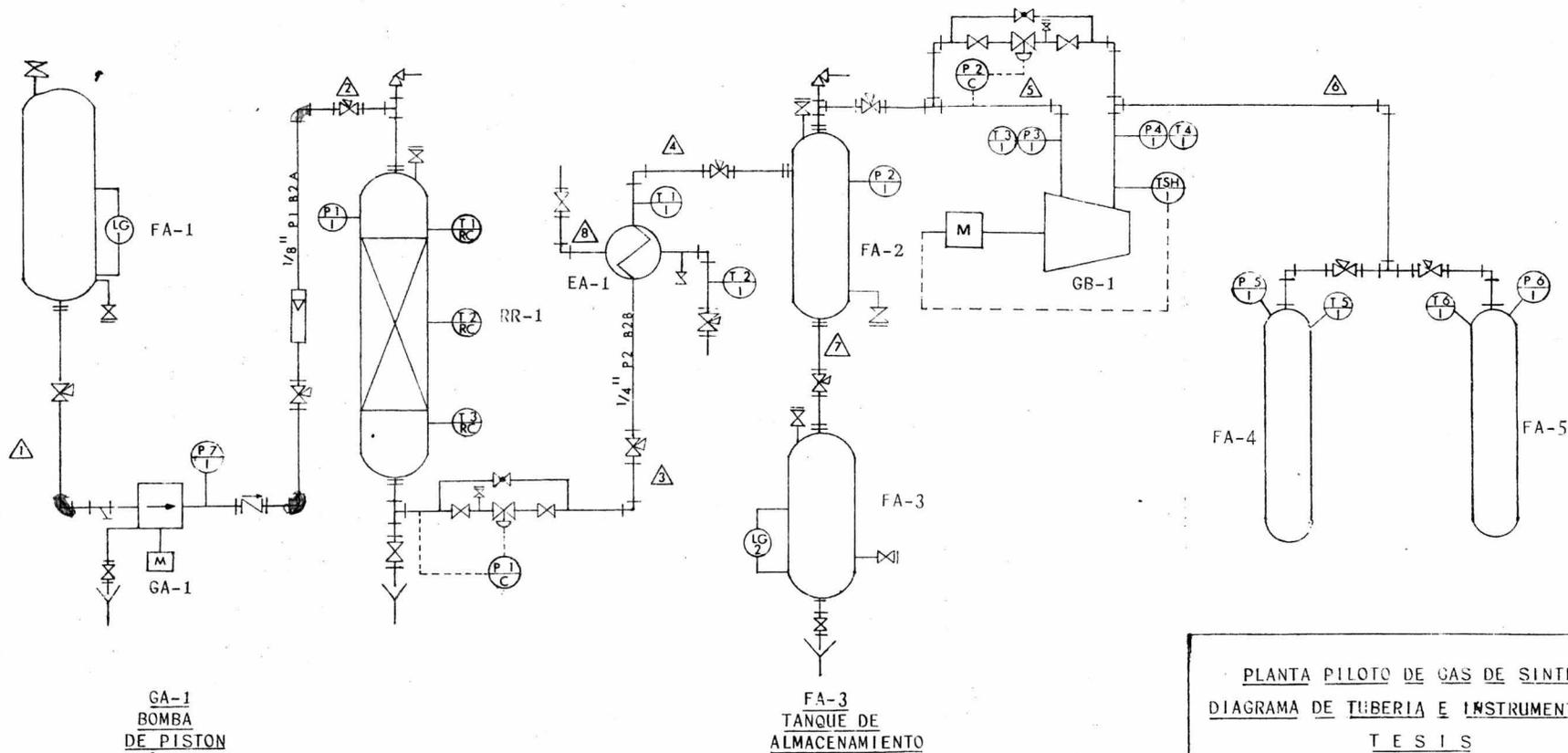
**FA-2**  
SEPARADOR  
TIPO CICLON

PRES	144	PSIG
TEMP	25	°C

**GB-1**  
COMPRESORA  
CENTRIFUGA

¼ Hp

**FA-4 y FA-5**  
TANQUES DE  
ALMACENAMIENTO



**GA-1**  
BOMBA  
DE PISTON  
¼ Hp

**FA-3**  
TANQUE DE  
ALMACENAMIENTO

PLANTA PILOTO DE GAS DE SINTESIS  
DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION

TESIS  
UNAM

Los números que se dan al final de algunos accesorios y - válvulas, corresponden al número comercial que da Crane.

## 5.2 VALVULAS DE CONTROL

Para el control de la presión de nuestra planta piloto - se requerirá de este tipo de válvulas por lo que creemos conve niente dar algunas generalidades sobre su funcionamiento.

La válvula se considera formada de dos partes, l la parte inferior llamada cuerpo de la válvula y la parte superior llama- mada parte motriz. Aún cuando la parte motriz más utilizada es la neumática, hay la posibilidad de sustituirla por alguna de otro tipo, por ejemplo, una eléctrica cuando se trata de válvu las con determinados tipos de cuerpos. Lo que se busca en una parte motriz de tipo neumático, es que a cada valor de la presi- ón recibida por la válvula corresponda una posición determi- nada del vástago.

En algunas aplicaciones la parte móvil de la válvula que da sujeta no sólo a la influencia de las fuerzas correspondien- tes a la presión del aire y al resorte, sino también a otras - fuerzas que pueden tener un valor apreciable. En tal caso la - posición del tapón no podría ser fijada con precisión y una ma nera de resolver este problema consiste en usar un posiciona-- dor. Cuando se usa un posicionador, la presión del controlador no es recibida por la válvula, sino por el posicionador (ver - fig. 16), este recibe a la vez una indicación de la posición -

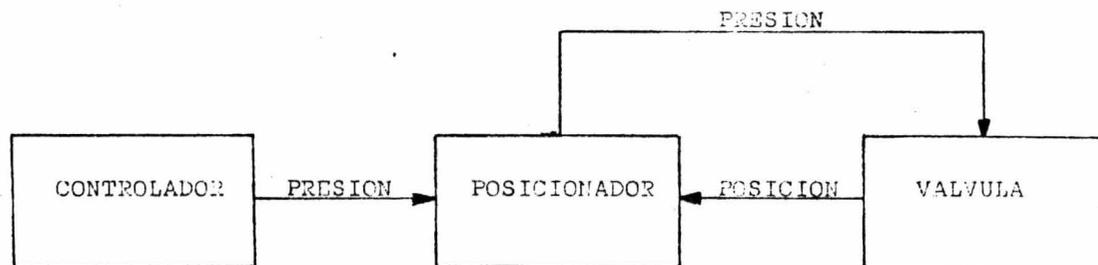


Fig. 16, OPERACION DE LA VALVULA DE CONTROL.

de la válvula y hace una comparación de las dos señales recibidas; si no hay correspondencia entre ellas, envía a la válvula presión de aire necesaria para que la válvula tome la posición que debe corresponder a la presión que está enviando - el controlador.

Como se ve, la presión que el posicionador envía a la válvula, es la necesaria para obtener la posición deseada, independientemente de los valores que puedan tener las demás -- fuerzas que actúan sobre la parte móvil.

El posicionador funciona bajo el principio de equili-- brio de fuerzas, es decir, las dos señales recibidas por él - (presión del controlador y posición de la válvula), son transformadas en fuerzas para poder compararlas. Cuando hubiera alguna diferencia entre dichas fuerzas, automáticamente se modificaría la posición de la válvula en la dirección necesaria - para restablecer el equilibrio.

La figura 17 representa esquemáticamente la forma en que funciona el posicionador. La presión del controlador al aplicarse a los fuelles, produce una fuerza que actúa hacia arriba. A esta fuerza se opone la debida a la compresión del resorte, que depende de la posición en que se encuentre el - vástago de la válvula. Cuando la primera fuerza sea mayor el conjunto de los muelles se moverá hacia arriba, cerrando el - escape del aire a la atmósfera y abriendo el suministro de aire que aumenta la presión en la válvula y mueve el vástago ha-  
cia abajo: esto ocasionaría que el resorte se fuera compri---

VALVULA

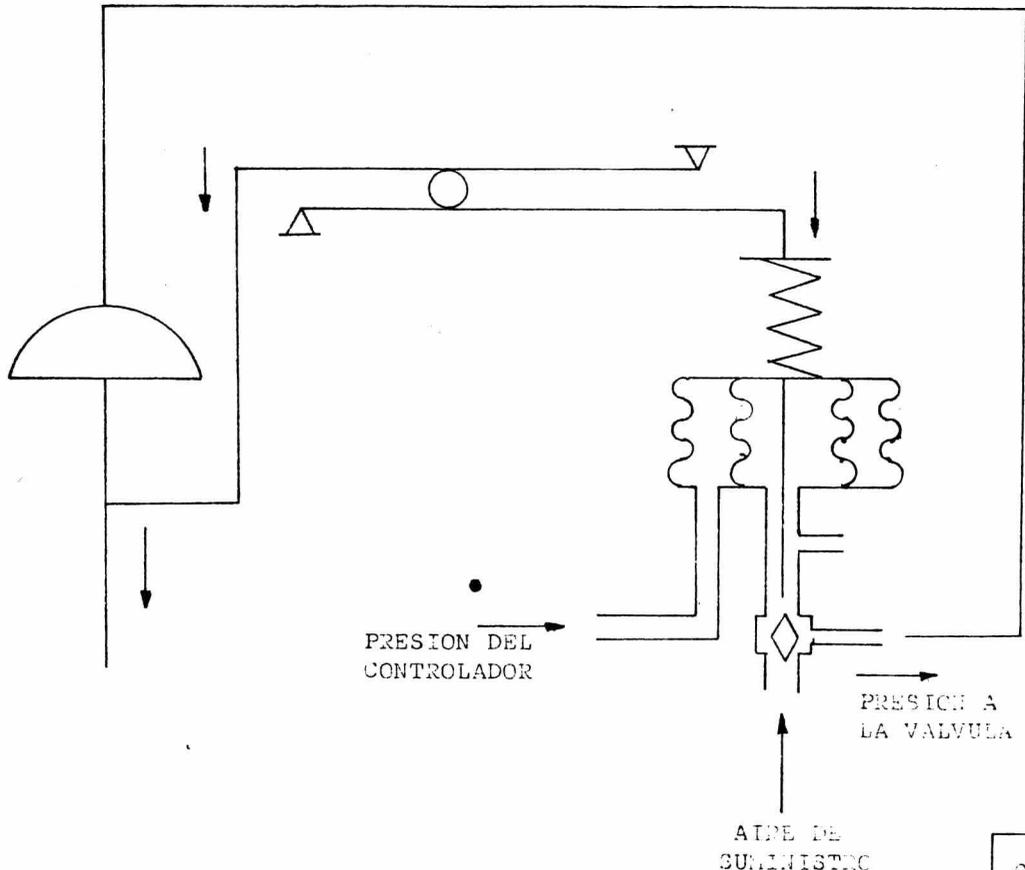


FIG. 17. OPERACION DEL POSICIONADOR.

GAS DE SINTESIS  
TESIS  
UNAM

miendo más, hasta que las fuerzas correspondientes del resorte fuera igual a la fuerza debida a la presión. Si esta fuerza - originada por la presión disminuyera, los fuelles se moverían hacia abajo, se cerraría el suministro de aire y se abriría - el escape a la atmósfera, disminuyendo la presión suministrada a la válvula, esto haría que el vástago se moviera hacia - arriba estableciendose de nueva cuenta el equilibrio de fuerzas.

### MANOMETROS

Se requerirá de manómetros del tipo que se encuentra comúnmente en el mercado (Metrón), debiendo ser 3 para un rango de presiones de 0 a 20  $\text{Kg/cm}^2$  y 3 para 0 a 100  $\text{Kg/cm}^2$ , dadas las condiciones que se requerirán a lo largo del proceso. Con Burdón de bronce y que tenga diafragma.

### 5.3 CONTROLADOR AUTOMÁTICO<sup>28</sup>

Luego de haber visto las válvulas de control, es necesario hablar de los controles automáticos. La primera cosa que un controlador automático debe hacer, es medir la variable que debe controlar. Es precisamente la habilidad de sentir o medir la variable, lo que diferencia a un controlador automático de uno que no lo es.

Un controlador automático es un instrumento que mide -- una variable y actúa en una forma determinada para que la variable se mantenga en un valor deseado.

Cuando un controlador automático siente que la variable no está en el punto de control, aplica una corrección al proceso. Entonces, mide o siente de nuevo el efecto producido por esa primera corrección y aplica una segunda corrección y las que sean necesarias para obtener el punto de control. Se ve de hecho, que las correcciones y las mediciones no se aplican por etapas, sino que un control está midiendo y corrigiendo continuamente.

El control automático incluye el sistema de medición y el sistema de control (Regulador Automático). Los elementos de un controlador automático los podemos clasificar en la forma siguiente:

1).- El "Sistema de medición" consiste en aquellos elementos de un controlador automático los cuáles comunican al -- sistema de control ya sea el valor de la variable controlada,

el error o la desviación.

2) El "elemento primario" es la porción del sistema de medición el cuál inicialmente utiliza o transforma energía del medio controlado para producir un efecto en respuesta al cambio en el valor de la variable controlada. Este efecto puede ser un cambio de presión, fuerza, posición, potencial eléctrico o resistencia.

3) El "sistema de control" consiste en aquellos elementos de un controlador automático los cuáles tienen por objeto producir una acción correctiva en la variable controlada.

4).- La "Unidad de potencia" es la porción del sistema de control que proporciona potencial al elemento final de control.

5).- El "elemento final de control" es aquella porción del sistema de control el cuál directamente cambia el valor de la variable manipulada.

Los elementos de un controlador automático se ilustran en la figura 18. Como ejemplo se puede suponer que el sistema de medición es un termómetro y el sistema de control consiste en un mecanismo neumático y una válvula de diafragma.

Un cambio en el valor de la variable controlada, (la temperatura del líquido saliendo del proceso), es detectado por el elemento primario (bulbo del termómetro) del sistema de medición. El cambio es comunicado por el sistema de medición al sistema de control. Este produce una acción correcti-

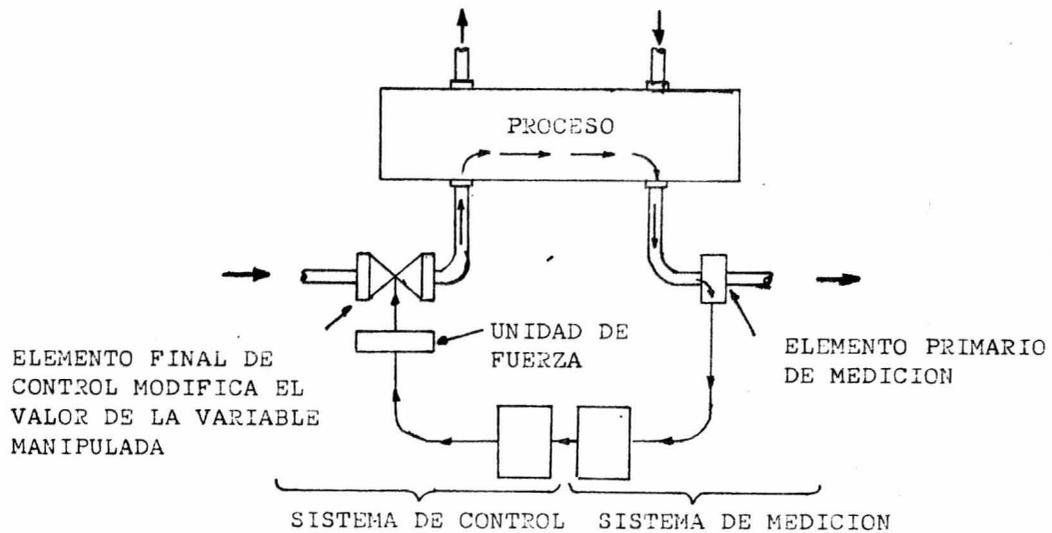


Fig. 18, ELEMENTOS DE UN CONTROLADOR AUTOMATICO.

va que afecta el valor de la "variable manipulada" (cantidad de líquido entrando al proceso). La acción correctiva se obtiene por medio del elemento final de control (válvula), la cuál cambia directamente el valor de la variable manipulada. La unidad de potencia (motor neumático), mueve al elemento final de control

Otros ejemplos de elementos primarios son el termopar para medir temperatura; el diafragma, fuelle o espiral para medir presión; el orificio, flotador del rotámetro, venturi o tobera para medir flujo. Todos estos elementos utilizan o transforman energía de la variable controlada.

#### 5.4 CONTROL DE TEMPERATURA<sup>28</sup>

Dado que la planta piloto requerirá un control de temperatura, es menester dar algunas generalidades de como funciona y de que partes esta formado un control de temperatura.

Los aparatos más usados para controlar temperatura son los pirómetros que, como los termómetros son instrumentos para medir la temperatura. Hoy en día la mayoría de los pirómetros operan bajo el principio termoeléctrico, por medio de un T/C que convierte la fuerza electromotriz (fem) generada por este termopar en una indicación de temperatura correspondiente, éste instrumento puede ser un milivoltímetro o un potenciómetro.

Por otro lado no obstante que se pueden usar metales -- cualesquiera no similares para formar un termopar, hay ciertas combinaciones que se emplean con preferencia. La selección de los alambres para termopar se hace de acuerdo con los siguientes requisitos:

- 1.- Resistencia a la corrosión, oxidación y reducción.
- 2.- Desarrollo de una fem relativamente alta.
- 3.- Una relación entre temperatura y fem de tal manera -- que el aumento de ésta sea uniforme al aumento de la temperatura.
- 4.- Costo.

La siguiente lista muestra los termopares más comunes -- con la fem desarrollada a la temperatura más alta recomendada

para operación satisfactoria.

Composición de alambres		fem correspondiente a la temperatura máxima de operación		
Positivo	Negativo	Tipo	Milivolts	Centigrados
Platino-Rodio	Platino	"R"	18.90	1610
Cromoníquel	Aluminio	"K"	39.70	982
Hierro	Constantano	"J"	41.70	760
Cobre	Constantano	"T"	15.77	315

No se puede evitar el deterioro de los termopares a temperaturas elevadas y además por el daño causado por los gases oxidantes o reductores al alambre, la fem baja originando una lectura errónea en el instrumento. Por lo general para los -- termopares del tipo "K" se usa una atmósfera oxidante y para los del tipo "J" una reductora.

Cuando el termopar es conectado al instrumento, el extremo soldado representa la "junta caliente" y la "junta fría" son las terminales exteriores del termopar. La temperatura indicada por el instrumento corresponde a la diferencia de temperatura de dichas juntas.

Si se quiere controlar o registrar la temperatura dentro de un recipiente o tanque a presión, es necesario instalar a prueba de presión un tubo protector en el cuál se pueda insertar el termopar. El uso de estos protectores con unión de rosca permite fácilmente meter y sacar el termopar.

Como ya se había mencionado anteriormente, se requiere de alambres de extensión entre el termopar e instrumentos, di-

chos cables de extensión son conductores con propiedades termoeléctricas similares a las del termopar, para el cuál fueron especialmente desarrollados y no pueden ser usados para termopares con otras características termoeléctricas.

### MILIVOLTIMETROS.

Los instrumentos indicadores o registradores que son conectados a un termopar, operan según el principio de un galvanómetro o como un milivoltímetro común y corriente o también, según el principio de un potenciómetro.

Los galvanómetros que se usan para medir la fem generada por un termopar, tienen montada una bobina movible entre los polos de un imán permanente. La desviación de la aguja fijada a la bobina es proporcional a la corriente eléctrica que pasa a través de la bobina y ésta corriente eléctrica es proporcional a la fem desarrollada por el termopar.

El campo del imán es fijo, pero el campo producido por la bobina es variable y depende de la corriente que pasa a través de ella; y en consecuencia la desviación de la aguja del galvanómetro es proporcional a la fem, esta relación es uniforme o constante a través de la escala completa del instrumento.

Para el control de temperatura de la planta piloto de gas de síntesis se tendrá un controlador de temperatura que tenga las siguientes características:

- a) Termopares de Hierro-Constantano (debido al rango de temperatura en el que se puede usar.
- b) Milivoltímetro con escala graduable a milivolts y temperatura.

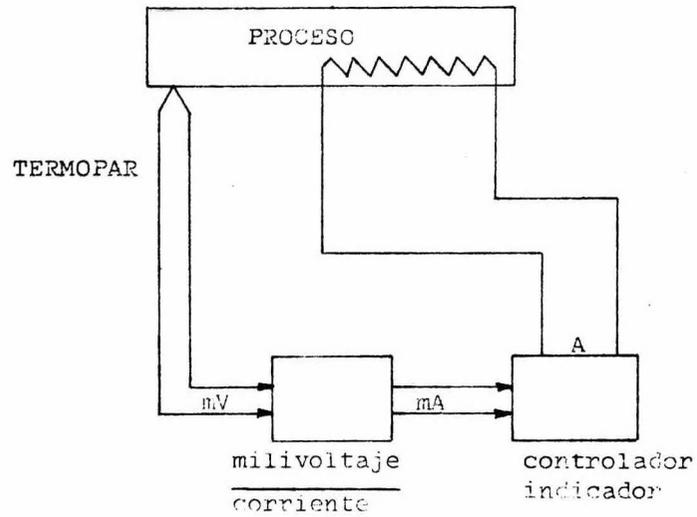


Fig. 19, OPERACION DEL CONTROLADOR DE TEMPERATURA.

## 5.5 ROTAMETRO

Para poder especificar el tipo de rotámetro que se va a utilizar es necesario obtener el valor de su coeficiente el cuál es función, tanto del número de Reynolds como de la forma del flotador y de su material, es por esto que el valor de este coeficiente será diferente dependiendo del fabricante -- que lo construya, sin embargo en una forma general el cálculo del coeficiente puede ser realizado en base a las ecuaciones que da Foust.<sup>14</sup>

En el diagrama anexo vemos las dimensiones que debe tener el rotámetro, las que nos originarán un coeficiente teórico.

La ecuación para este coeficiente es:

$$w = C_R S_2 \left( \frac{2g V_f (\rho_f - \rho) \rho}{S_f} \right)^{\frac{1}{2}}$$

donde cada término es:

$w$  = gasto de diseño, g/seg

$C_R$  = coeficiente de rotámetro

$S_2$  = área ánulo =  $S_t - S_f$ ,  $\text{cm}^2$

$S_t$  = área tubo,  $\text{cm}^2$

$S_f$  = área flotador,  $\text{cm}^2$

$V_f$  = volúmen flotador,  $\text{cm}^3$

$g$  = aceleración de la gravedad,  $981 \text{ cm/seg}^2$

$\rho_f$  = densidad del flotador,  $\text{g/cm}^3$

$\rho$  = densidad del fluido =  $0.79 \text{ g/cm}^3$

Para un flotador de acero medio y una densidad de 7.84 g/cm<sup>3</sup>, con dimensiones:

$$D_t = 0.4 \text{ cm}$$

$$D_f = 0.3 \text{ cm}$$

$$h_f = 0.5 \text{ cm}$$

que corresponden a una forma cilíndrica, se tienen las siguientes áreas:

$$S_t = \pi D_t^2 / 4 = (0.1256) \text{ cm}^2$$

$$S_f = \pi D_f^2 / 4 = (0.070686) \text{ cm}^2$$

$$S_2 = S_t - S_f = (0.05491) \text{ cm}^2$$

el volumen del flotador es:

$$V_f = S_f h_f = (0.03534) \text{ cm}^3$$

además

$$w = 0.4388 \text{ g/seg}$$

con todos los datos anteriores el coeficiente es:

$$C_R = 0.1081$$

### CAIDA DE PRESION.

Esta caída de presión nos servirá para el cálculo de la bomba, la ecuación a usar es:

$$-\Delta P/\rho = \frac{\bar{v}^2}{C_R^2} \left( \frac{(S_t/S_2)^2 - 1}{2 g_c} \right)$$

sustituyendo todos los valores tenemos que la caída de presión es:

$$- \Delta P/\rho = \frac{(0.4784 \text{ cm/seg})^2 (0.1256/0.05491)^2 - 1}{(0.1081)^2 \cdot 2(981) \text{ g cm/(g}_f \text{ seg}^2)}$$

$$- \Delta P = 3.15 \times 10^{-5} \text{ atm}$$

Gasto = 400 ml/hr

$D_t = 0.4 \text{ cm}$

$D_f = 0.3 \text{ cm}$

$h_f = 0.5 \text{ cm}$

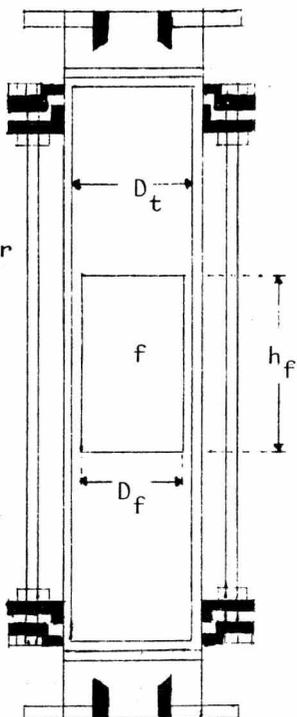


fig 20

DIMENSIONES DEL ROTAMETRO

GAS DE SINTESIS  
TESIS  
UNAM

C A P I T U L O

V I

## OPERACION

### 6.1 ARRANQUE NORMAL

#### 1).- Carga del catalizador.

Esta operación consiste en colocar el catalizador en el interior del reactor. Para ello es necesario efectuar antes -- una limpieza a fondo del reactor, una vez hecho lo anterior, - se deposita el catalizador con la altura adecuada (14 cm) te-- niendo cuidado de que la base del lecho catalítico haya llega-- do a su lugar, ya que de otra forma obtendremos una altura di-- ferente a la requerida. En seguida se sellan debidamente las - bridas del reactor.

#### 2).- Localización de fugas.

Para evitar atmósferas oxidantes que pudieran afectar -- nuestro proceso, se efectúa un barrido del aire que se encuen-- tra en las líneas por medio de una corriente de gas inerte (ni-- trógeno) por espacio de quince minutos. Una vez que se ha eli-- minado el aire de nuestro sistema, éste se bloquea y se repre-- siona hasta 10 atm, se observa si hay caída de presión durante un lapso de diez minutos, si la hay se localiza la fuga y se - corrige.

#### 3).- Activación del Catalizador.

Con objeto de activar el catalizador, se comienza a circu-- lar hidrógeno en forma lenta hasta llegar a nuestra presión de operación. Manteniendo el flujo de hidrógeno constante, calen--

tando gradualmente hasta alcanzar la temperatura de 500°C. El tiempo requerido para la activación es de 6 horas.

#### 4).- Alimentación de la carga.

Una vez transcurridas las 6 horas de activación se suspenderá la alimentación de hidrógeno y se procederá a alimentar el metanol ajustando la temperatura de operación, así mismo se empezará a circular agua por el enfriador. Ya que se han estabilizado la presión y la temperatura, hacemos uso de la minibomba para alimentar al reactor. Siendo necesario bloquear las líneas de descarga con el objeto de incrementar la presión hasta alcanzar un valor por encima de la presión de operación, una vez alcanzado éste valor se abre lentamente la válvula de bloqueo para igualar las presiones.

Efectuado lo anterior se dejará la planta operando bajo las condiciones descritas hasta alcanzar la estabilización del sistema.

### 6.2 PARO NORMAL

Esta operación se efectúa cuando hay necesidad de cambiar el tipo de catalizador o de regenerarlo, también cuando la planta necesite alguna reparación y cuando falte algún servicio.

Para poner fuera de operación a la planta, se comienza a disminuir la temperatura hasta aproximadamente 40°C, se reduce el flujo de alimentación de metanol gradualmente y se suspende completamente hasta alcanzar la temperatura ambiente.

Se suspende el gasto de agua del enfriador y se empieza a disminuir la presión.

### PARO DE EMERGENCIA.

Esta situación se presenta cuando hay una falla en la corriente eléctrica, fuga en alguno de los equipos, corto circuito en el motor de la bomba y otros.

Cuando hay falla de corriente eléctrica hay que proteger los aparatos eléctricos desconectándolos de inmediato. Si ésta situación persiste por algunos minutos, se deberá tomar la decisión de hacer o no un paro completo, para lo cuál se drenarán los diferentes equipos.

Para cualquier otro tipo de falla, el paro de emergencia se efectuará de la siguiente manera:

- 1).- Se suspenderá el calentamiento hasta alcanzar la temperatura ambiente.
- 2).- Se dejará salir el producto del sistema.
- 3).- Se suspenderá la alimentación de metanol.
- 4).- Se deprecionara todo el sistema.

En el caso de falta de aire a instrumentos, los controles automáticos deberán ser operados manualmente.

## ESTIMACION DE COSTO

En vista de que el precio real de los diversos equipos e instrumentos que requiere nuestra planta piloto es difícil de conseguir, haremos una estimación de su costo en base a un método propuesto por Drew y Cinder<sup>29</sup>, que es específico para --- plantas piloto y se realiza en base a gráficas.

Dichas gráficas dadas por estos autores, fueron obtenidas en base a precios standard de fabricantes. Aplicando los índices de costos de Marshall y Stevens, que son publicados periódicamente en el Chemical Engineering podemos actualizar estos valores, siéndo que el índice de costos utilizado por estos autores fué de 276.5 en el año en que se elaboraron(1969).

Para estimar el costo total de una planta piloto se re--- quiere encontrar el costo de adquisición de equipo y el costo de instalación del equipo. La estimación preliminar del costo de instalación se hace usualmente por la aplicación de una relación con el valor del equipo.

El costo de instalación incluye las siguientes partes:

Montaje	{	Base de concreto para equipo
	{	Soportes para equipo
	{	Guarniciones para el equipo
su costo va de		11 a 20 % del costo de adquisición del equipo.
Aislamiento instalado	{	Recipientes
	{	Tuberías
se toma aproximadamente un		15 a 18 % del valor del equipo.

Tubería {
 

- Material diferente
- Tubos de diferente tamaño
- Válvulas
- Accesorios
- Mangueras

se toma su costo como un 70 a 80 % del precio del equipo.

Instalación eléctrica {
 

- Motor de arranque
- Alimentadores
- Iluminación

su costo está entre el 30 a 60 % del valor del equipo.

Instrumentación {
 

- Temperatura
- Presión
- Controladores de nivel
- Medidores de flujo
- Válvulas de control
- Tableros de control
- Válvulas de reducción

su costo es aproximadamente un 50 a 130 % del costo de equipo.

Pintura {
 

- Recipientes
- Tuberías
- Estructuras

el costo de ella está entre el 10 a 12 % del valor del equipo.

Además por ser planta piloto, se incluye el monto de la Ingeniería de Proyectos por que representa un importante costo en la instalación; su valor va de un 45 a 80 % del costo total de adquisición del equipo.

Algunas relaciones típicas de costo de instalación/ costo del equipo encontradas en la literatura para la producción en equipo a escala piloto son:

Autor	Tipo de equipo	Notas	Relación
Lang	Sólido-Fluido	---	1.43
Zimmerman	Sólido-Fluido	sin instrumentación	1.5
Walas	Fluido	costo del equipo	
		≤ \$ 500 000	3-4
		\$ 5000 000	2.6
		\$ 50000 000	2.0
Dietsche	Farmacéutico	500 gal	2-3
Clerk	Columnas y cambiadores.	---	2.3

Como estamos trabajando únicamente con fluidos, utilizaremos los valores proporcionados por Walas, pero para ello requerimos del costo de adquisición del equipo, para saber que relación debemos usar para encontrar el costo total de la planta - piloto.

### 7.1 COSTO DEL EQUIPO

Se obtuvieron de las gráficas de Drew y Cider siendo:

1).- Tanque de alimentación.

Será de acero al carbón y con una capacidad de 3 litros.

costo: \$562.00

2).- Bomba de pistón.

De acero inoxidable 316, de 1750 RPM, con motor a prueba de explosión y una capacidad de 0.2 a 1 gal/hr.

costo: \$3750.00

3).- Reactor.

Aislado, con 300 # de presión de diseño y una capacidad - de 0.2 a 1 lt, sin agitación con resistencia.

costo: \$8750.00

4).- Enfriador.

Considerado como tubo en U de acero inoxidable 316 y una área de transferencia de  $262 \text{ cm}^2$

costo: \$2000.00

5).- Separador.

Por costo de material, venta mínima  $0.5 \text{ m}^2$  de acero inoxidable, más 50 % por construcción.

costo:  $\$1000/\text{m}^2(0.5 \text{ m}^2) + \$500 = \$1000.00$

6).- Compresora.

De  $\frac{1}{4}$  GHP de acero inoxidable y una relación de compresión de 12.

costo: \$4000.00

Sumando los costos de los equipos obtenemos el costo total de adquisición del equipo para 1969 y que es:

costo total = \$20 062.00

Para poder encontrar el costo de adquisición del equipo actual (1976) utilizaremos el sistema de índices de costos -- por relación directa como sigue:

$$\frac{I_a}{I_r} = \frac{C_a}{C_r}$$

donde:

$I_a$  = índice de costos actual (1976)

$I_r$  = índice de costos de referencia (1969) = 276.5

$C_a$  = costo del equipo actual (1976)

$C_r$  = costo del equipo de referencia = \$20 062.00

Del Chemical Engineering,  $I_a(1976) = 475.1$  por lo que para el año de 1976 tenemos:

$$C_a = (C_r I_a) / (I_r) = (20062)(475.1)/(276.5)$$

$$C_a = \$34 472.00$$

## 7.2 COSTO DE INSTALACION

Ya que el costo del equipo estimado es de \$34 472.00, utilizaremos la relación más alta que da Walas para obtener el -- costo de instalación.

$$C_{inst.} = C_a (4) = \$34 472.00 (4)$$

$$C_{inst.} = \$137 888$$

ahora el costo total de la planta piloto será:

$$C_{tot.} = C_{inst.} + C_a = \$137 888 + \$34 472$$

$$C_{tot.} = \$172 360$$

En el siguiente resumen se encuentran mostrados los costos aproximados de las partes que se incluyen en la instalación, -- los porcentajes son dados por los autores antes mencionados.

RESUMEN DE COSTOS

Articulo	Costo	% con respecto a equipo de proceso
Equipo de proceso	34 472	100
Montaje: concreto, soportes	6 894	20
Tuberías: diferente material, mangueras, coples, válvulas, etc.	27 578	80
Instalación eléctrica: arrancadores, ilumina- ción, alimentadores	20 683	60
Instrumentación: controladores de pre- sión, temperatura, ni- vel, flujo, panel, etc.	47 917	134
Aislamiento instalado: recipientes, tubería.	6 204	18
Pintura: recipientes, tubería, estructuras.	1 034	3
Ingeniería de Proyec- tos.	27 578	80
total	\$172 360	500

## C O N C L U S I O N E S

1.- Dado que el equipo requerido por la planta es mínimo, de operación simple y que las condiciones de operación encontradas no son extremas, podemos decir que nuestro proceso satisface uno de los objetivos de éste trabajo.

Aún cuando otra forma de tener gas de síntesis con fines de laboratorio sería por medio de cilindros de gas natural o directamente con cilindros de CO e H<sub>2</sub>, la transportación de los mismos, así como su manejo, será más complicado y costoso ya que el monóxido que se consume es de importación, por lo que se puede ver que a partir de metanol representa una de las formas más simples y económicas de obtener gas de síntesis a nivel piloto.

2.- Cabe hacer notar que aunque encontramos diversas variables como son: condiciones de operación, gasto, altura de catalizador, tipo de catalizador, etc.; éstas variables se podrán modificar en caso necesario durante la operación de la planta para obtener las mejores condiciones del sistema. Sin embargo podemos decir que las condiciones teóricas que obtuvimos serán de gran ayuda para empezar las diferentes pruebas.

3.- Por otro lado en el Capítulo de Proyección de la demanda de Importaciones, se vió que en nuestro país la gran mayoría de los derivados del gas de síntesis se importan, por lo que la manera de disminuir estas importaciones es pro

ducir estos derivados, para lo cuál será necesario estudiar diferentes procesos de elaboración en los que la materia prima pudiera ser proporcionada por una planta piloto.

4.- Al inicio de este trabajo se mostró que la importancia del gas de síntesis consiste principalmente en los diferentes derivados que de él se pueden obtener. Se vió que la técnica más común para fabricarlo es a partir de gas natural, sin embargo en la actualidad las reservas de gas natural en el mundo han ido disminuyendo a tal grado que ya se fabrica gas natural sintético, debido a que los costos de su importación son cada vez más elevados; éste gas natural sintético se produce a partir de fracciones del petróleo.

Debido a esta disminución del gas natural, para el año 2000 según señalan algunos autores, combustibles como el hidrógeno empezarán a desplazar al combustible tradicional (gas natural); por lo que se hará necesaria la innovación de los procesos actuales o la búsqueda de nuevos procesos de producción de los diferentes productos que del gas de síntesis se obtienen, no descartando la posibilidad de que este proceso pueda ser utilizado en un futuro cercano.

## BIBLIOGRAFIA

- 1.- Hahn Albert V. and R. Williams.  
The Petrochemical Industry Markets and Economics.  
Ed. Mc Graw-Hill.  
1970.
- 2.- Reid Robert C. and T.K. Sherwood.  
The Properties of Gases and Liquids.  
Ed. Mc Graw-Hill.  
1966.
- 3.- Perry Robert H. and Cecil H. Chilton.  
Chemical Engineer's Handbook.  
Ed. Mc Graw-Hill.  
5<sup>a</sup> Ed. 1973.
- 4.- Hougén Olaf Andreas, M. Watson and Roland Ragatz.  
Chemical Process Principles.  
Ed. J. Wiley.  
1954.
- 5.- J.M. Smith.  
Chemical Engineering Kinetics.  
Ed. Mc Graw-Hill.  
2<sup>a</sup> Ed. 1970.
- 6.- Hydrocarbon Processing.  
volumen 46, No. 11, noviembre 1967.
- 7.- Dubois Eastmann.  
Industrial Engineering Chemical.  
volumen 48, No. 7, página 1118.

- 8.- Kirk and Othmer.  
Encyclopedia of Chemical Technology.  
2<sup>a</sup> Ed.  
Ed. Interscience Publishers.
- 9.- Smith and Hawk.  
Journal of Physical Chemical.  
volúmen 32, página 415, 1928.
- 10.- Huffman and Dodge.  
Industrial and Engineering Chemical.  
volúmen 21, No. 11, 1940.
- 11.- Uchida and Ogino.  
Bulletin Chemical Society of Japan.  
volúmen 32, No. 3, 1958.
- 12.- Rase Howard.  
Piping Design for Process Plant.  
Ed. J. Wiley.  
1957.
- 13.- Brownell Lloyd Earl and E.H. Young.  
Process Equipment Design.  
Ed. J. Wiley.  
1959.
- 14.- Alan S. Foust and Leonard A. Wenzel.  
Principles Unit Operations.  
Ed. J. Wiley.  
1970.

- 15.- Crane.  
Flow of Fluid.  
Crane Co.
- 16.- Uchida and Ogino.  
Bulletin Chemical Society of Japan.  
volúmen 31, No. 1, página 45, 1958.
- 17.- Uchida and Ogino.  
Bulletin Chemical Society of Japan.  
volúmen 29, No. 5, página 587, 1956.
- 18.- G.A. Nelson.  
Corrosion Data Survey.
- 19.- Abbot, Arthur.  
Manual Estandar del Ingeniero Electricista.  
Ed. Reverté.  
1950.
- 20.- Cremer Herbert W.  
Chemical Engeneering Practice.  
Ed. Davies Trefor Rendall.  
1956.
- 21.- Donald Q. Kern.  
Process Heat Transfer.  
Ed. Mc Graw-Hill.  
1950.
- 22.- D. Kerns.  
Petroleum Refiner.  
volúmen 32, No. 7, julio 1960.

- 23.- A.H. Younger.  
Chemical Engineering.  
página 201, mayo 1955.
- 24.- C.F. Montross.  
Chemical Engineering.  
volúmen 60, No. 10, página 213, 1953.
- 25.- Compressor Handbook.  
Hydrocarbon Processing.  
Ed. Gulf Publishines Company.  
1969.
- 26.- Value Engineering and Design Data.  
Lyons Encyciopedia Valves.
- 27.- Sanford Chalfin, Fluor Corp.  
Chemical Engineering.  
octubre 14, página 105, 1974.
- 28.- Honeywell.  
Boletín No. M 10-1.
- 29.- J.W. Drew and A.F. Cinder.  
Chemical Engineering.  
febrero 9, página 1100, 1970.
- 30.- Sieder and Tate.  
Industrial Engeenering Chemical.  
volúmen 28, página 1429, 1936.