

24. 58



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO**

**FACULTAD DE QUIMICA**

**T E S I S**

**ESTUDIO TECNICO-ECONOMICO PARA INSTALAR  
UNA PLANTA DE FORMALDEHIDO ADAPTANDO  
EQUIPO FUERA DE OPERACION**

**ALFONSO NORIEGA MEZA**

**INGENIERO QUIMICO**

**1987**



**EXAMENES PROFESIONALES  
FAC. DE QUIMICA**



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

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

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

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

ESTUDIO TECNICO-ECONOMICO PARA INSTALAR UNA PLANTA  
DE FORMALDEHIDO ADAPTANDO EQUIPO FUERA DE OPERACION

T E M A R I O

Pág.

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

I,II,III

I.- MERCADO Y CAPACIDAD DE PRODUCCION

a. Usos del formaldehído	1
b. Principales productores de formaldehído	4
c. Principales consumidores en México	6
d. Proyecciones del consumo	8
e. Planes de Producción	17

II. PROPIEDADES FISICO-QUIMICAS DEL FORMALDEHIDO

a. Monómero de formaldehído	20
b. Soluciones de formaldehído	22
c. Polímeros del formaldehído	43

III. DESCRIPCION DE LOS PROCESOS EXISTENTES

a. A partir de metanol	45
b. A partir de hidrocarburos	55
c. Oxidación de éter dimetilico	66
d. Reducción de óxidos de carbono	67

IV.	<u>FORMALDEHIDO A PARTIR DE METANOL</u>	
	a. Catalizado con plata metálica	69
	b. Catalizado con molibdato férrico	82
	c. Comparación de los dos procesos	86
V.	<u>ESTUDIO DEL PROCESO</u>	91
	a. Listado de Equipo disponible	92
	b. Bases de Diseño	98
	c. Capacidades máximas	101
	d. Balances de materia y energía	108
	e. Discusión del Diseño	115
	f. Sumario de servicios	132
	g. Especificaciones de Equipo mayor	134
	h. Diagrama de flujo de proceso	165
VI.	<u>ESTUDIO ECONOMICO</u>	169
	a. Inversión estimada	172
	b. Costos de producción	177
	c. Análisis de la rentabilidad de la Inversión	184
VII.	<u>CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES</u>	199
VIII.	<u>BIBLIOGRAFIA</u>	202

APENDICE A.-	
PROPIEDADES FISICAS Y DATOS DE EQUILIBRIO LIQUIDO-VAPOR	205
APENDICE B.-	
ESPECIFICACIONES PARA LA MATERIA PRIMA Y PRODUCTO TERMINADO	224
APENDICE C.-	
SEGURIDAD Y MANEJO DEL PRODUCTO - CONTAMINACION	227

\*\*\*\*\*

## INTRODUCCION.-

La situación económica por la que atravieza actualmente nuestro país ha obligado a los empresarios mexicanos a tomar algunas medidas tendientes a mantener económicamente rentables las empresas de las que son responsables. En las áreas técnicas se han puesto en marcha estudios sobre reducción de costos, optimización de eficiencia y diversas mejoras en la productividad de los procesos existentes.

En algunas empresas con mayores recursos, los esfuerzos también se han enfocado a la diversificación de productos, buscando algunos que ofrezcan alta rentabilidad en el mercado nacional o, mejor aún, que sea posible su exportación o que sustituyan importaciones, con el fin de aprovechar los estímulos gubernamentales que existen en este sentido.

En el estudio aquí presentado, se analiza la fabricación de un nuevo producto en una empresa, utilizando equipo que por diversas modificaciones en las plantas que opera, fué quedando sin uso y era necesario sacarle algún provecho.

Analizando el tipo de equipo disponible, se llegó a la conclusión de que con una inversión relativamente baja se podía integrar una unidad productora de formaldehído que, por ser un producto intermedio de gran importancia en la fabricación de diversas resinas podría tener un mercado interesante. Este trabajo pretende ejemplificar la forma en que una empresa analiza, de una manera preliminar, su posible incursión en un negocio.

Una vez definido el proyecto a desarrollar se procede a efectuar el estudio de mercado del producto, determi-

nando en este punto la capacidad a la que debe de operar la unidad para satisfacer el mercado; las características que debe tener dicho producto y el crecimiento estimado que tendrá, en base al consumo aparente que ha tenido y a los usos potenciales que puedan tener aplicación en el país.

Paralelamente a este estudio es necesario analizar las características físicas y químicas del compuesto en cuestión, con el objeto de conocerlo más a fondo y poder preveer todas las complicaciones que pueda implicar su producción.

El siguiente paso es estudiar los procesos existentes para la fabricación del producto, haciendo un análisis comparativo en el que intervienen principalmente factores como: monto de la inversión a realizarse, rendimiento, disponibilidad de materias primas, consumo de energéticos, etc., además de algunos otros factores intrínsecos del proyecto, como por ejemplo, en este caso, la factibilidad de usar el equipo disponible en uno u otro proceso.

Una vez definido el proceso a utilizarse, se deben determinar los requerimientos de equipo, en lo que normalmente se denomina "Estudio del Proceso". Este estudio principia con un balance de materia y energía de la unidad, determinando las operaciones unitarias en cada punto del proceso y asignándoles el equipo necesario para el servicio requerido, además se obtienen los consumos de materias primas y de servicios auxiliares y todos los datos necesarios para continuar posteriormente con el diseño final de la unidad.

Es importante hacer notar que el alcance de este trabajo será llegar al diseño de proceso, determinando solamente el equipo necesario, sin entrar en aspectos de Ingeniería de Detalle, donde ya se analiza la ejecución del proyecto en sí.

Finalmente, con los datos arrojados por el Estudio de Proceso se estima el monto de la inversión a realizarse y el costo de producción de la unidad, se determinan las utilidades del negocio y se efectúa el análisis de rentabilidad de la inversión, con lo que se define si el proyecto resulta económicamente atractivo.



## I . MERCADO Y CAPACIDAD DE PRODUCCION

### a. Usos del formaldehído

El formaldehído es uno de los compuestos orgánicos más reactivos, por lo que tiene gran variedad de aplicaciones en la producción de otros compuestos.

Su gran reactividad se debe a la posición que guarda el grupo carbonilo en la molécula. En la cetónas por ejemplo, el grupo carbonilo está unido a 2 moléculas de carbón, en otros aldehídos está unido a un carbón y a un hidrógeno, mientras que en el formaldehído está unido a 2 moléculas de hidrógeno. Como resultado, las propiedades características del grupo carbonilo no se ven afectadas por ningún radical.

El formaldehído puede reaccionar con agentes inorgánicos como óxidos, hidróxidos y sales metálicas precipitando sales metálicas, con amoniaco o sales de amonio forma la hexametilentetramina. Con hidrazina se forman derivados del metileno. Reacciona también con ácido cianhídrico, monóxido de carbono, ácido sulfhídrico, sulfuros para dar diferentes compuestos de poco uso comercial.

La química orgánica del formaldehído es muy amplia, pudiendo reaccionar con alcoholes para dar hemiacetales y acetales; con mercaptamos, aldehídos y cetónas de donde se obtienen gran variedad de compuestos.

En el campo de las resinas se puede hacer reaccionar con fenoles, cresoles y naftoles, también con aminas, amidas y nitrilos que encuentran mucha aplicación.

En México la mayor parte de la producción de formaldehído se usa en la fabricación de resinas y explosivos, de

los cuales, los más importantes son:

1) Resinas de urea formaldehído

Se estima que aproximadamente el 63% del formaldehído consumido en México sea utilizado en la manufactura de resinas de urea formaldehído.

Este tipo de resinas son producidas por la reacción de formaldehído con urea. El grado de polimerización depende de las propiedades que se deseen obtener, de acuerdo a su uso final.

En México estas resinas son utilizadas principalmente como adhesivos en la producción de aglomerados de madera, aunque también se utilizan en mucho menor escala para la elaboración de esmaltes alquidáticos, en resinas de fundición y en materiales moldeables.

2) Resinas fenol formaldehído

Aproximadamente el 13% del total del formaldehído producido en México es consumido en la fabricación de resinas fenólicas.

Las resinas fenólicas son producidas por condensación de fenol con formaldehído.

En México, estas resinas son utilizadas como adhesivos en los siguientes usos: moldes de fundición, laminados de madera, abrasivos, pastas de asbesto (balatas y clutch), laminados industriales y de alta presión, fibra de vidrio y papel. También se utilizan en la elaboración de barnices, pinturas y en forma de polvo de moldeo.

3) Resinas de melamina-formaldehído

El 7% del formaldehído producido en México se consume en la elaboración de resinas de melamina-formaldehído. Estas resinas pertenecen al grupo de las termofijas.

El grado de polimerización depende del pH y casi siempre hay desprendimiento de calor en su cura.

En México, las resinas melamínicas se utilizan como polvos de moldeo, en laminados, en pintura y barnices, y en acabados de papel y textiles.

#### 4) Hexametilentetramina

Aunque el mercado de este producto es relativamente pequeño, su consumo de formaldehído representa el 10% del total de la producción nacional.

La hexametilentetramina es obtenida por la reacción de formaldehído con amoníaco.

En México se utiliza como agente de curado en resinas fenólicas termofijas. También se utiliza en la producción de algunos explosivos y como acelerador en la fabricación de hules.

#### 5) Otros usos

El formaldehído también se utiliza en México en la manufactura de resinas furánicas (fundición), de algunas resinas acrílicas y de resinas de benzoguanamida. Debido a las características que tiene como conservador se usa como tal. Aproximadamente ante todos estos usos se consume el 7% de la producción nacional.

6) Usos potenciales

6 a) Pentaeritritol. Se emplea en la producción de resinas alquidálicas y barnices. Se obtiene por la condensación de acetaldehído con formaldehído.

6 b) MDI. El formaldehído también se utiliza en la elaboración de diisocianato de 4,4 difenilmetano (MDI) utilizado en la fabricación de espumas rígidas y elastomeros de poliuretano.

6 c) TMP. Este producto (trimetilolpropano) es similar al pentaeritritol y se fabrica por la condensación de formaldehído y butiraldehído. También se utiliza en la manufactura de alquidales y como intermediario en poliuretano.

6 d) 1,4 Butanodiol. Otro producto fabricado a base de formaldehído es el 1,4 Butanodiol, que se utiliza en la manufactura del tetrahidrofurano (THF), de resinas de polibutilenterftalato (PBT) de gama-butiralactoma y como poliol en algunos poliuretanos (principalmente elastómeros).

6 e) Resinas de poliacetel. Este tipo de resinas son usadas principalmente en la elaboración de artículos personales, recreativos, para el hogar y la comunicación.

b) Principales productores de formaldehído:

En México, los principales productores de formaldehído son:

<u>Productor</u>	<u>Localización</u>
Adhesivos, S. A.	Ixtacuixtla, Tlax.

Becco Industrial, S. A.	Santa Clara, Méx.
Catálisis, S. A.	Ecatepec de Morelos, Méx.
Formoquímica, S. A.	Parral, Chih.
Industria Química Delgar, S.A.	San Luis Potosí, S.L.P.
Industrias Resistol, S. A.	Lerma, Méx.
	San Cristobal, Méx.
Nemesis	Ixtacuixtla, Tlax.
Petroderivados, S.A. de C.V.	San Juan Ixthuatepec, Méx.
Química Borden, S.A. de C.V.	Xalostoc, Méx.
Industrias Químicas Phria-Guadiana,	
S.A.	Durango, Dgo.

las cuales, en conjunto, tienen las siguientes capacidades instaladas:

<u>Año</u>	<u>Capacidad Instalada (Tons)</u>
1977	68,600
1978	73,600
1979	73,600
1980	88,565
1981	88,565
1982	151,040*
1983	173,040**
1984	182,440

(Fuente: ANIQ 1985)

\* Ampliaciones de Química Borden e Industrias Resistol

\*\* Permiso Petroquímico para Industrias Químicas Phria-Guadiana

La distribución geográfica de la producción de formaldehído se estima como sigue:

<u>Localidad</u>	<u>%</u>
Estado de México	79
Chihuahua	8

Tlaxcala	6
Durango	4
San Luis Potosí	<u>3</u>
	100

c. Principales consumidores en México:

Se estima que entre el 75% y el 80% del consumo de formaldehído en México es cautivo. El resto es abastecido por algunos de los productores. Para demostrar esto en la siguiente tabla se muestran los fabricantes de este producto, su producción durante 1982, lo que consumieron cautivamente y lo que destinaron hacia el mercado abierto.

	Toneladas de Solución al 37%		
	<u>Producción</u>	<u>Consumo Cautivo</u>	<u>Mercado abierto</u>
Industrias Resistol	28,500	23,500	5,000
Química Borden	17,200	14,200	3,000
Forno Química	12,400	12,400	----
Adhesivos	6,200	4,500	1,700
Nemesis	4,700	2,400	2,300
Petroderivados	4,500	4,500	----
Industrias Q. Delgar	3,500	2,500	1,000
Becco Industrial	3,000	----	3,000
Otros	<u>3,000</u>	<u>----</u>	<u>3,000</u>
	83,000	64,000	19,000

En 1983 el uso en México de formaldehído al 37% se distribuyó de la siguiente forma:

	Toneladas	
<u>Uso Final</u>	<u>Producción</u>	<u>Consumo de formaldehído 37%</u>
Resinas urea formaldehído	37,300	51,200
Resinas fenol-formaldehído	11,390	10,700
Resina melamina-formaldehído	3,270	3,000
Hexametilentetramina	2,500	8,500
Otros	----	<u>5,600</u>
		79,000

(Fuente: ANIQ 1985)

Siendo los principales consumidores los siguientes:

Resinas urea-formaldehido

<u>Productor y/o Consumidor</u>	<u>% de la Producción total</u>
Industrias Resistol	24
Química Borden	21
Duraplay (formoquímica)	15
Adhesivos	15
Maderas Conglomeradas (Petroderivados)	11
Reichol Q. de México	3
Poliresinas	2
Resinas Sintéticas	2
Industrias Q. Synres	1
Otros	<u>6</u>
	100

Resinas fenol-formaldehido

<u>Productor y/o Consumidor</u>	<u>% de la Producción total</u>
Polifós	24
Industrias Resistol	21
Química Borden	18
Poliresinas	13
Cyanamid de México	5
Industrias Q. Synres	4
Pioneer	4
Reichold Q. de México	4
Otros	<u>7</u>
	100

Resinas melamina-formaldehido

Los productores de este tipo de resinas son:

Ciba-Geigy Mexicana  
Cyanamid de México

Isomex  
 Industrias Q. Delgar  
 Industrias Resistol  
 Industrias Q. Synres  
 Melcinsa  
 Pioneer  
 Poliresinas  
 Química Borden  
 Reichold Q. de México

Hexametilentetramina

Productores:

Industrias Resistol  
 Nemesis

d) Proyecciones del consumo

El consumo aparente de formaldehído al 37% ha tenido el siguiente comportamiento:

Año	Consumo Aparente (Tons)	Crecimiento (%)
1975	32,580	
1976	39,600	21.5
1977	42,400	7.0
1978	43,868	3.5
1979	56,324	28.4
1980	74,416	32.1
1981	75,243	1.1
1982	83,093	10.4
1983	79,015	4.9
1984	87,341	10.5

(Fuente: ANIQ 1985)

De estos datos de consumo aparente procederemos a



proyectar el consumo hasta el año de 1990, usando el método de regresión lineal, pues siendo datos de una fuente confiable se puede predecir el comportamiento del mercado de una manera aceptable.

Modelo regresivo: 
$$y_i = \alpha + \beta x_i$$

en donde  $\alpha$  = ordenada al origen

$\beta$  = pendiente o coeficiente de regresión

Para encontrar estos datos usamos:

$$\beta = \frac{\sum_{i=1}^n x_i y_i - \frac{\sum_{i=1}^n x_i \sum_{i=1}^n y_i}{n}}{\sum_{i=1}^n x_i^2 - \left(\frac{\sum_{i=1}^n x_i}{n}\right)^2}; \quad \bar{y} = \frac{\sum_{i=1}^n y_i}{n}$$

$$\bar{x} = \frac{\sum_{i=1}^n x_i}{n}$$

$$\alpha = \bar{y} - \beta \bar{x}$$

Como prueba de diagnóstico usaremos:

- 1) El coeficiente de correlación

$$r = \beta \sqrt{\frac{\text{VAR } X}{\text{VAR } Y}} = \beta \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^n (x_i - \bar{x})^2}{\sum_{i=1}^n (y_i - \bar{y})^2}}$$

- 2) Los intervalos de confianza.

$$E(y_i) = y_i \pm \sigma y_i$$

$$\sigma^2 y_i = \sigma^2 E_i \left[ \frac{1}{n} + \frac{(x_i - \bar{x})^2}{\sum_{i=1}^n (x_i - \bar{x})^2} \right]$$

$$\sigma^2 E_i = \frac{1}{n-2} \left[ \sum_{i=1}^n (y_i - \bar{y})^2 - \beta^2 \sum_{i=1}^n (x_i - \bar{x})^2 \right]$$

- y 3) El modelo de autocorrelación de errores:

$$R_a = 1 - D/2.$$

$$D = \frac{\sum_{i=2}^n (E_i - E_{i-1})^2}{\sum_{i=1}^n E_i}$$

Tabla de Cálculo

Año	$X_i$	$Y_i$	$X_i^2$	$X_i Y_i$	$(X_i - \bar{X})^2$	$(Y_i - \bar{Y})^2$
1975	1	32.6	1	32.6	20.25	827.71
1976	2	39.6	4	79.2	12.25	473.93
1977	3	42.4	9	127.2	6.25	359.86
1978	4	43.9	16	175.6	2.25	305.20
1979	5	56.3	25	281.5	0.25	25.70
1980	6	74.3	36	445.8	0.25	167.18
1981	7	75.2	49	526.4	2.25	191.27
1982	8	83.1	64	664.8	6.25	472.19
1983	9	79.0	81	711.0	12.25	310.82
1984	<u>10</u>	<u>87.3</u>	<u>100</u>	<u>873.0</u>	<u>20.25</u>	<u>672.36</u>
	55	613.7	385	3917.1	82.50	3804.72

Sustituyendo

$$\beta = \frac{3917.1 - \frac{(55)(613.7)}{10}}{385 - \frac{(55)^2}{10}} = 6,566.66$$

$$\alpha = 61.37 - 6,566.66 (5.5) = 25,253.33$$

$$r = \frac{6,566.66 \cdot \frac{82.50}{3804.72}}{1} = 0.967$$

Por lo tanto, la ecuación de la recta es:

$$Y_i = 25,253.33 + 6,566.66 X_i$$

y el coeficiente de correlación de 0.967 indica que hay gran relación entre el consumo y el tiempo, por lo cual los resultados del modelo son confiables.

Cálculo de intervalos de confianza:

$$\sigma^2_{\hat{\beta}_1} = \frac{1}{8} 3,804.72 - (6,566.66)^2 82.5 = 30.903$$

$X_i$	$\sigma^2 Y_i$	$\sigma Y_i$	$t \sigma Y_i$	$E(Y_i) \text{ min}$	$E(Y_i) \text{ max}$
1	10.67	3.267	7.534	40.13	25.06
2	7.679	2.77	6.387	45.98	33.21
3	5.43	2.33	5.373	47.77	37.03
4	3.933	1.983	4.573	49.27	39.33
5	3.184	1.784	4.114	60.41	52.19
6	3.184	1.784	4.114	70.19	78.41
7	3.933	1.983	4.573	70.63	79.77
8	5.43	2.33	5.373	77.72	88.47
9	7.679	2.77	6.387	72.61	85.39
10	10.67	3.267	7.534	79.77	94.83

Nota:  $t$  se escogió con  $\tau = n - 2 = 8$  y  $0.05 = 2,306$

Los intervalos de confianza arrojan gran esperanza matemática de que el pronóstico se cumpla con una alta probabilidad, para el décimo período (1984). La diferencia entre los intervalos y el valor real es de  $\pm 9\%$  que resulta muy aceptable.

#### Cálculo del modelo de autocorrelación de errores

$X_i$	$E_i$	$E_i^2$	$E_i - E_{i-1}$	$E_i - E_{i-1}^2$
1	-0.78	0.6084		
2	-1.213	1.4721	0.433	0.187
3	2.553	6.5195	3.766	14.183
4	7.62	58.064	5.067	25.674
5	1.78	3.192	-5.84	34.106
6	-9.65	93.06	-11.43	130.64
7	-3.98	15.84	5.67	32.15
8	-5.31	28.23	-1.33	1.769
9	5.35	28.66	10.66	113.63
10	3.62	<u>13.10</u>	-1.73	<u>2.993</u>
		248.75		355.34

$$D = \frac{355.34}{248.75} = 1.42$$

$$C_a = 1 - D/2 = 0.29$$

Un coeficiente de autocorrelación menor a 0.5 es muy bueno, y significa que los errores no están altamente relacionados.

Como puede verse, el modelo obtenido es bastante confiable, por lo que puede usarse para pronosticar el consumo aparente de formaldehído al 37% en el mercado.

Siguiendo el modelo, el consumo en los siguientes años será de:

Año	Consumo aparente (Tons)	Crecimiento (%)
1985	97,500	11.7
1986	104,050	7.0
1987	110,600	6.3
1988	117,200	5.9
1989	123,750	5.6
1990	130,300	5.3

Otra técnica de pronóstico que puede resultar adecuada es obtener el comportamiento a futuro del mercado de los productos en que se consume el formaldehído.

Conociendo los porcentajes aproximados en que estos productos consumen la producción total del país se puede obtener otro estimado del mercado a futuro del formaldehído.

A continuación aparecen las tablas de consumo de los principales productos derivados del formaldehído que se producen en México. Las técnicas de pronóstico usadas son

M. TON

130

110

90

70

50

20

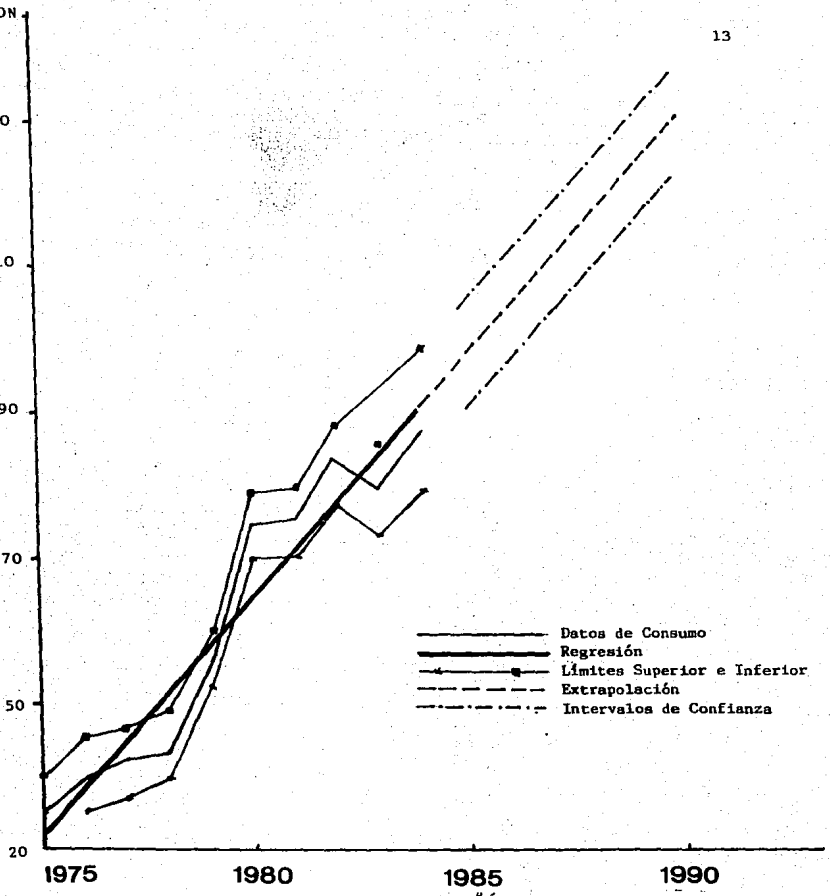
1975

1980

1985

1990

- Datos de Consumo
- Regresión
- Límites Superior e Inferior
- - - Extrapolación
- · - Intervalos de Confianza



las mismas, pero solo aparecerán los consumos proyectados para el período 1985-1990.

#### Resinas Urea-formaldehído

<u>Año</u>	<u>Consumo aparente (Tons)</u>	<u>Crecimiento %</u>
1977	19,425	2.8
1978	20,533	5.7
1979	24,675	20.2
1980	37,143	50.5
1981	40,074	7.9
1982	47,907	19.5
1983	37,340	(22.1)
1984	40,000	7.1

(Fuente: ANIQ 1985)

$$\text{Regresión } Y_i = 3579.61 X_i + 17,279$$

<u>Proyección</u>	<u>Consumo Resina Urea Formaldehído</u>	<u>Consumo Formaldehído</u>
<u>Año</u>	<u>(Tons)</u>	<u>(Tons)</u>
1985	49,495	54,590
1986	53,075	58,538
1987	56,655	62,486
1988	60,234	66,434
1989	63,814	70,382
1990	67,393	74,330

#### Resinas Fenol-Formaldehído

<u>Año</u>	<u>Consumo aparente (Tons)</u>	<u>Crecimiento %</u>
1977	7,630	3.1
1978	10,406	18.8
1979	11,865	14.0
1980	13,586	14.5
1981	14,390	5.9

1982	11,837	(17.7)
1983	11,401	(3.7)
1984	14,671	28.7

(Fuente: ANIQ 1985)

$$\text{Regresión } Y_i = 654.547 X_i + 9,027$$

<u>Año</u>	<u>Consumo Resina Fenol-formaldehído (Tons)</u>	<u>Consumo Formaldehído (Tons)</u>
1985	14,920	10,096
1986	15,573	10,538
1987	16,228	10,981
1988	16,882	11,424
1989	17,537	11,867
1990	18,190	12,310

Resinas Melamina Formaldehído

<u>Año</u>	<u>Consumo aparente (Tons)</u>	<u>Crecimiento %</u>
1977	3,086	(21.6)
1978	3,803	23.2
1979	4,768	25.4
1980	6,074	27.4
1981	6,605	11.5
1982	5,206	(21.1)
1983	3,096	(40.5)
1984	3,234	4.5

Fuente: ANIQ 1985

$$\text{Regresión } Y_i = -7.786 X_i + 4519$$

<u>Proyección</u> <u>Año</u>	<u>Consumo Resina Melamina-Formaldehído</u> <u>(Tons)</u>	<u>Consumo Formaldehído</u> <u>(Tons)</u>
1985	4,450	3,835
1986	4,442	3,826
1987	4,433	3,820
1988	4,425	3,813
1989	4,417	3,806
1990	4,410	3,800

De hexametilentetramina se tiene como dato un consumo para el año de 1984 de 2,800 toneladas, suponiendo un crecimiento anual del 5% se obtendría el siguiente consumo de formaldehído.

<u>Año</u>	<u>Consumo Hexametilentetramina</u>	<u>Consumo Formaldehído</u>
1985	2,940	11,760
1986	3,087	12,348
1987	3,241	12,964
1988	3,403	13,612
1989	3,573	14,292
1990	3,752	15,008

Para los otros productos que se fabrican en México se supondrá un consumo anual constante de 2500 tons.

Sumando año con año se tendría la siguiente proyección para el consumo total de formaldehído.

<u>Año</u>	<u>Consumo Formaldehído (Tons)</u>
1985	80,281
1986	85,250
1987	90,261
1988	95,335
1989	100,347
1990	105,450



Comparando estos datos con los resultantes de la regresión del consumo aparente del formaldehído se puede observar que no son muy parecidos. Posiblemente esto se deba a la estimación del crecimiento del mercado de la hexametil-lentetramina, y al resultado de la regresión del consumo de resinas melamina formaldehído, que muestra una pendiente negativa que hace que el consumo de formaldehído sea prácticamente constante en los próximos años.

De los datos obtenidos se puede concluir que el método de proyección del mercado, usando el consumo aparente reportado es el más adecuado, por lo que el pronóstico de consumo así obtenido se tomará como cierto para el estudio aquí presentado.

#### e. Planes de producción

Si se comparan los datos de consumo contra los de capacidad instalada en el país, se tenía para el año de 1984 una capacidad excedente de aproximadamente 100,000 ton/año.

Considerando que esta capacidad no haya sido ampliada, para 1990 se tendrá todavía una capacidad en exceso de 62,000 ton/año.

Si se continúa la proyección de los datos presentados se obtiene el consumo aparente de formaldehído como aparece en la siguiente tabla:

<u>Año</u>	<u>Consumo Formaldehído (Tons)</u>
1991	136,900
1992	143,450
1993	150,000
1994	156,600
1995	163,153

1996	169,700
1997	176,300
1998	182,850
1999	189,400

Como puede verse, suponiendo que no se amplíe la capacidad instalada, hasta el año de 1998 se tiene una demanda real del producto de aproximadamente 410 ton/año.

Por otro lado, es importante notar que la mayor parte del consumo de formaldehído es cautivo, pues los productores de éste lo son también de los principales productos en los que se usa, quedando un solo porcentaje para el mercado abierto.

Acerca de esto, cabe mencionar que para evitar problemas de precipitación de sólidos, el formaldehído debe almacenarse y transportarse como solución al 37%, transportándose 63% de agua que encarece el producto por el alto costo de transportación.

En función de estos argumentos, la producción de este compuesto debe analizarse pensando en un consumo cautivo es decir, implementando otra unidad para la producción de algunos de los compuestos que ya se fabrican en México, o analizando más a fondo los usos potenciales que pudieran tener mercado en el país.

El objetivo de este trabajo será determinar la capacidad máxima a la que se pudiera operar la unidad con el equipo mayor existente y acondicionando equipo menor para obtener una unidad funcional. Este estudio puede servir de base para un análisis conjunto, pensando en la producción de algún derivado del formaldehído.

Además se presenta la inversión requerida para lograr la adaptación y, con el objeto de analizar que tan rentable es la venta del formaldehído sin darle mayor valor agregado, se presentará un análisis de rentabilidad a pesos constantes tomando como base que el proyecto se arrancaría en 1998, con el siguiente plan de producción.

<u>Año</u>	<u>Producción de Formaldehído (Tons)</u>
1998	Construcción y arranque
1999	6,570
2000	10,470
2001	14,380
2002	18,280
2003	22,185

que resulta de la diferencia entre el consumo aparente y la capacidad instalada a partir de 1998.

## II . PROPIEDADES FISICO-QUIMICAS DEL FORMALDEHIDO

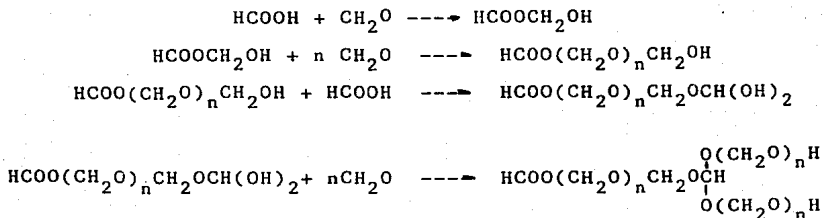
### a. Monómero de formaldehido

El formaldehido puro, a presión y temperatura normales es un gas incoloro de olor pungente, y extremadamente irritante para las membranas mucosas de ojos, nariz y garganta, aún en concentraciones de 20 ppm.

Se condensa a  $-19^{\circ}\text{C}$  y se solidifica en forma de cristales a  $-118^{\circ}\text{C}$ .

A temperatura ambiente el formaldehido puro no es estable, ya que polimeriza rápidamente. Sin embargo a  $80-100^{\circ}\text{C}$  se mantiene en forma de monómero durante mas tiempo, y obedece la ley del gas ideal. Su estabilidad a estas temperaturas depende de su pureza, ya que en presencia de pequeñas cantidades de agua ocurre una rápida polimerización.

Al parecer esta polimerización es causada por la formación de ácido fórmico, que a su vez reacciona con el formaldehido:



El formaldehido en su forma gaseosa es inflamable, y forma mezclas explosivas cuando se combina con aire en concentraciones del 7 al 72% en volumen. Este rango disminuye conforme se disminuye la presión, y a 40 mm Hga. ya no pre-

senta explosividad.

En presencia de aire, el formaldehído se descompone para dar agua y monóxido de carbono como resultado de la combustión. La temperatura inicial para que ocurra esta reacción es de aproximadamente 300°C, observándose una explosión precedida de una generación de calor, hasta llegar a calentarse hasta su temperatura crítica.

A continuación aparece una tabla con algunas propiedades del formaldehído puro en fase gaseosa. Estos valores son los aceptados por la JANAF (Joint Army-Navy Air Force Thermochemical Panel) y son una recopilación de las determinaciones efectuadas por varios investigadores.

Tabla 3.1  
PROPIEDADES TERMOQUIMICAS DEL FORMALDEHIDO

TEMPERATURA °K	CALOR ESPECIFICO Cal/mol °C	ENTROPIA Cal/mol °C	CALOR DE FORMACION Kcal/Mol	ENERGIA LIBRE Kcal/mol.
0	0.00	0.00	26.782	26.782
100	7.949	43.479	27.116	26.928
200	8.007	48.996	27.341	26.669
298.15	8.461	52.261	27.700	26.266
300	8.475	52.313	27.708	26.258
400	9.385	54.869	28.113	25.713
500	10.460	57.077	28.505	25.068
600	11.524	59.079	28.860	24.347
800	13.380	62.659	29.443	22.749
1000	14.817	65.806	29.860	21.024
2000	18.095	77.343	30.715	11.761
3000	19.019	84.888	31.254	2.176
4000	19.379	90.415	32.150	-7.640
5000	19.552	94.760	33.554	-17.736
6000	19.648	98.334	35.485	-28.164

b. Soluciones de formaldehído

Debido a la inestabilidad que presenta el formaldehído en su forma gaseosa, para su transformación y almacenamiento se acostumbra manejarlo en forma de soluciones acuosas, por lo que el comportamiento de estas soluciones tiene gran importancia.

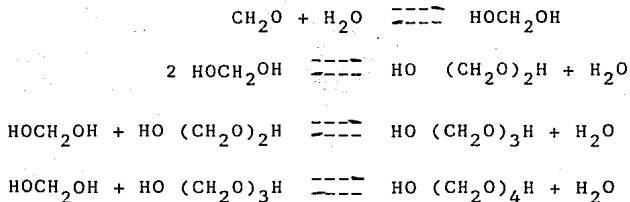
Las soluciones de formaldehído presentan algunas características especiales. Estas propiedades, que a primera vista pudieran resultar anormales, están basadas en propiedades químicas del compuesto, que son la clave para entender su comportamiento.

En general, las soluciones de formaldehído pueden dividirse en dos tipos: 1) soluciones reales, en las cuales el formaldehído disuelto se encuentra en forma de monómero, como en presencia de solventes no polares, y 2) soluciones en las que el soluto se encuentra combinado químicamente con el solvente, como en las soluciones en solventes polares.

El formaldehído gaseoso se disuelve en agua con la generación de 15 Kcal/gmol, valor que es independiente de la concentración de la solución formada hasta aproximadamente 40%. A temperatura ambiente, una solución al 30% se vuelve turbia, presentando precipitación de un polímero. Se pueden preparar soluciones acuosas hasta de un 95%, sin embargo, para mantenerlas claras es necesario elevar la temperatura hasta los 120°C para evitar la formación del polímero.

Los estudios realizados acerca de estas soluciones indican que el formaldehído se encuentra presente en forma de monohidrato, es decir metilenglicol,  $\text{CH}_2(\text{OH})_2$ , y forma una serie de polímeros hidratados de bajo peso molecular

o polioximetilenglicoles, cuya fórmula general es  $\text{HO}(\text{CH}_2\text{O})_n\text{H}$ , y que se forman mediante las siguientes reacciones reversibles:



Las concentraciones de estos polímeros y su grado de polimerización aumenta conforme aumenta la concentración del formaldehído en la solución, así a bajas concentraciones se favorece la formación de metilenglicol, y a altas concentraciones la cantidad de polímeros y el grado de polimerización aumenta. Por ejemplo: en soluciones al 35% y a 35°C el 30% del formaldehído se encuentra como metilenglicol y el 70% como polioximetilenglicoles de más de 10 átomos de carbono.

La cantidad de monómero presente en las soluciones acuosas es de aproximadamente 0.1% en soluciones concentradas.

Al aumentar la temperatura de una solución se favorece el aumento del contenido de metilenglicol y a la reducción de la concentración de los polioximetilenglicoles, por lo que se evita la precipitación de los polímeros y aumenta su solubilidad.

El tiempo necesario para que una solución de formaldehído permanezca estable a unas condiciones dadas es prolongado, ya que además de lograr el equilibrio químico entre las reacciones anteriores, se debe lograr el equilibrio físico entre la solución, el metilenglicol, los polímeros formados y los vapores de la solución. Cuando se diluye una solu-

ción concentrada de formaldehído a temperatura ambiente se requieren aproximadamente 24 horas para lograr un equilibrio aparente. Esto es debido a que al momento de diluir ocurre la depolimerización de los hidratos hasta llegar a un nuevo estado de equilibrio.

La constante de velocidad de reacción para la depolimerización al momento de la dilución es similar a la de una reacción monomolecular. El coeficiente de temperatura se ha calculado de 2.7 por cada 10°C, lo que significa que la reacción se acelera casi 3 veces por cada 10°C de aumento en la temperatura.

La concentración de iones hidrógeno e hidróxilo tienen una influencia significativa en la velocidad de depolimerización. Esta influencia tiene un mínimo en un pH de 2.6 a 4.3 y se incrementa a valores más altos y más bajos.

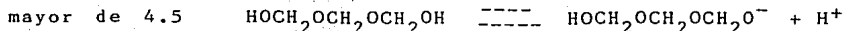
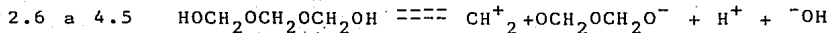
Según algunos autores, en soluciones diluidas se logra el siguiente equilibrio:

<u>pH</u>	<u>Equilibrio</u>	
menor de 2.6	$\text{H}_2\text{C}(\text{OH})_2$	$\text{H}_2\text{C}^+ + ^-\text{OH} + ^-\text{OH}$
2.6 a 4.5	$\text{H}_2\text{C}(\text{OH})_2$	$\text{H}_2\text{C}^+ + \text{O}^- + ^-\text{OH} + \text{H}^+$
mayor de 4.5	$\text{H}_2\text{C}(\text{OH})_2$	$\text{H}_2\text{C}(\text{OH})\text{O}^- + \text{H}^+$

y para soluciones concentradas:

<u>pH</u>	<u>Equilibrio</u>	
menor de 2.6	$\text{HOCH}_2\text{OCH}_2\text{OCH}_2\text{OH}$	$\text{HOCH}_2\text{OCH}_2\text{OCH}_2^+ + \text{OH}^-$

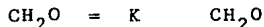




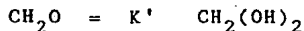
La presencia de iones hidrógeno o hidróxilo en los rangos de bajo o alto pH favorece la formación de polímeros insolubles de alto peso molecular, que precipitan y enturbian la solución. En estos rangos de pH, la solución no se puede clarificar por medio de calentamiento, ya que al aumentar la temperatura también aumenta el grado de polimerización, por lo que es necesario diluir la solución y modificar su pH para lograr una nueva condición de equilibrio.

### Presión parcial

La formación de otros compuestos en las soluciones de formaldehído también se manifiesta en una fuerte desviación negativa de la ley de Raoult; por otro lado estas soluciones se comportan según la ley de Henry hasta concentraciones del 4%; para concentraciones más elevadas esta ley tampoco es aplicable. Además, debido a que no existe un método adecuado para determinar exactamente la concentración de monómero en solución, la expresión:



no tiene aplicación, y es preferible usar:



Donde  $K'$  se debe de interpretar como una constante de descomposición del metilenglicol y  $\text{CH}_2(\text{OH})_2$  como la fracción mol de metilenglicol en solución, que puede ser encontrada analíticamente.

Si tomamos G como los gramos de formaldehído disueltos en 100 gramos de solución y B como la fracción de soluto que se encuentra en forma de metilenglicol, la fracción mol de este compuesto se puede calcular como:

$$X_{\text{CH}_2(\text{OH})_2} = \frac{\frac{\text{BG}}{30}}{\frac{100 - G}{18}} = 0.6 \frac{\text{BG}}{100 - G}$$

y la presión parcial del formaldehído será:

$$P_{\text{CH}_2\text{O}} = K' \frac{\text{BG}}{100 - G}$$

La constante K' se ha determinado experimentalmente por algunos investigadores que reportan un valor promedio de 1.18 a 0°C y 16.5 a 35°C.

Algunos investigadores han determinado experimentalmente la presión parcial del formaldehído en solución. Ledbury y Blair<sup>(1)</sup> la determinaron para soluciones hasta de 37% de concentración y temperaturas de 0 a 45°C. Los datos tabulados aparecen en el apéndice A de este reporte.

A partir de estos datos obtuvieron una expresión empírica de la presión parcial para concentraciones entre el 10 y 40% de concentración y para temperatura hasta de 100°C.

$$\log P_{\text{CH}_2\text{O}}^{\text{mm}} = A - \frac{2905}{T}$$

Donde T, es la temperatura absoluta en °K y A varía con la concentración como aparece en la siguiente tabla:

(1) Ledbury W. y Blair W.W.J. Chem. Soc., 127, 33-7. 2834-5 (1925)

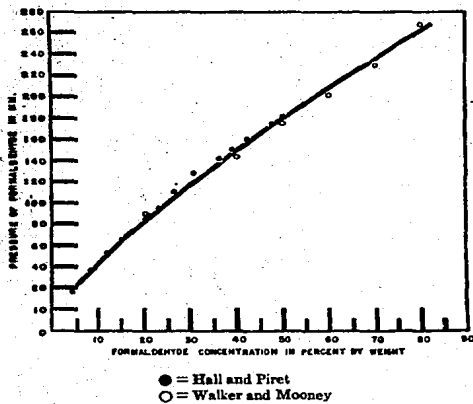


Fig. 3.1 PRESION PARCIAL DE SOLUCIONES DE FORMALDEHIDO EN EBULLICION

Tabla 3.2

Conc. de formaldehído g/100 de solución	A
10	9.47
20	9.70
30	9.81
40	9.87

Posteriormente Hall y Piret<sup>(2)</sup> determinaron las presiones parciales para soluciones en ebullición que aparecen en la figura 3.1. Como puede verse en la tabla siguiente el punto de ebullición de la solución casi no se afecta conforme aumentamos la concentración de formaldehído.

Tabla 3.3

Concentración (g CH <sub>2</sub> O/100 g)	Temp. de ebullición °C (760 mmHg)
0	100
5	99.55
10	99.15
15	99.01
20	98.95
25	98.95
30	98.97
35	98.97
40	99.00
45	99.15
50	99.55

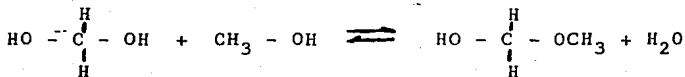
(2) Piret E. L. y Hall M. W. Ind. Eng. Chem., 40, 661-72 (1948)

SOLUCIONES ACUOSAS DE FORMALDEHIDO EN PRESENCIA DE METANOL

El formaldehído es completamente soluble en alcoholes, con la generaci3n de aproximadamente la misma cantidad de calor que cuando se solubiliza en agua. En estas soluciones, el formaldehído se encuentra en forma de hemiacetales (ROCH<sub>2</sub>OH), que son m1s estables que los hidratos correspondientes.

La afinidad del formaldehído y del metanol hace que este 1ltimo se use como estabilizador en soluciones comerciales, evitando la precipitaci3n del pol1mero cuando se maneja alta concentraci3n de formaldehído. As1 la mayor parte del formaldehído producido se maneja como una soluci3n al 37% y con un contenido de metanol entre el 0.5 y 1%.

La figura 3.2 indica las temperaturas m1nimas de almacenamiento para soluciones de formaldehído que contienen diferentes cantidades de metanol como estabilizador. Se supone que la adici3n de metanol a las soluciones produce una reacci3n en equilibrio entre el metilenglicol y el metanol para dar el hemiacetal y agua.



La ausencia de uno de los grupos OH al final de la mol3cula del hemiacetal reduce su tendencia a la polimerizaci3n. As1, una soluci3n al 37% que contenga 1% de metanol es relativamente estable a 40.5°C, mientras que sin metanol la temperatura m1nima de almacenamiento para evitar la precipitaci3n ser1a de 65 a 71°C.

El contenido de metanol en las soluciones aumenta

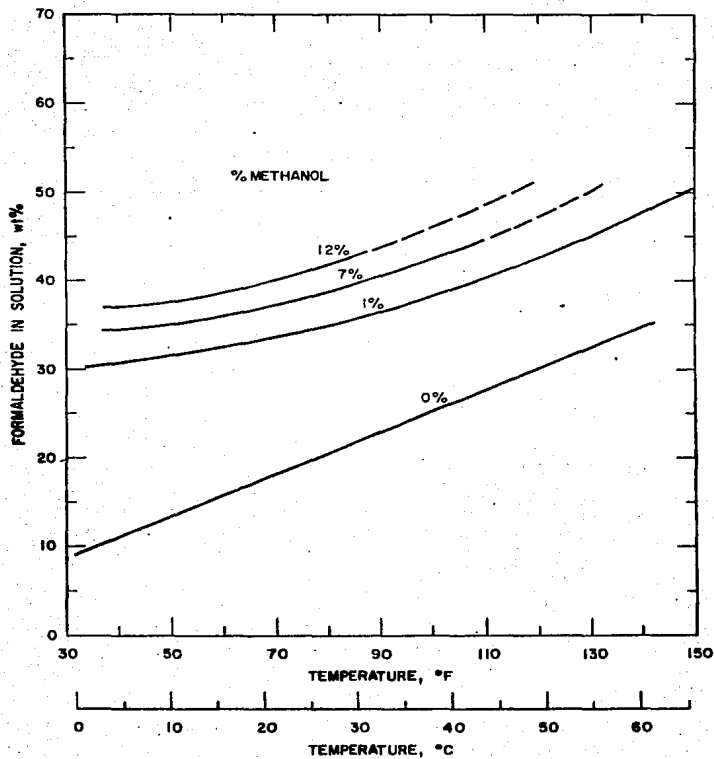


Fig. 3.2 TEMPERATURAS MINIMAS DE ALMACENAMIENTO DE SOLUCIONES ACUOSAS DE FORMALDEHIDO PARA EVITAR LA FORMACION DE POLIMERO.

presión parcial del formaldehído. Por ejemplo, la presión parcial del formaldehído en una solución al 37% con 9% de metanol es de 42 mmHg a 35°C, mientras que conteniendo 1% de metanol la presión parcial disminuye a 2.7 mmHg a las mismas condiciones.

La densidad y la viscosidad de las soluciones de formaldehído varían con el contenido de metanol. En las tablas 3.4 y 3.5 aparecen tabulados algunos valores de la densidad y de la viscosidad respectivamente. En el apéndice A aparece una tabla con la gravedad específica de soluciones comerciales para concentraciones de formaldehído del 36.8 al 37.6% y de metanol del 0 al 15%.

T a b l a 3.4

Influencia del metanol en la densidad de una solución  
al 37% de formaldehído

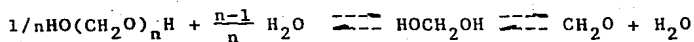
<u>Metanol</u> <u>( % )</u>	<u>Densidad</u> <u>( 18°C )</u>
0	1.1128
5	1.1009
10	1.0890
15	1.0764
20	1.0639

Tabla 3.5Viscosidad de soluciones del formaldehído

CONCENTRACION DE FORMALDEHIDO (%)	CONCENTRACION DE METANOL (%)	TEMPERATURA °C	VISCOSIDAD ( cp )
30	-	25	1.87
30	-	60	1.04
37	-	60	1.21
50	-	60	1.82
37	6	25	2.45
37	8	25	2.56
37	10	25	2.58
37	12	25	2.69

Destilación de soluciones acuosas

El comportamiento de estas soluciones cuando son sometidas a destilación es determinado en gran parte por la cinética de las reacciones químicas que ocurren, como la polimerización, depolimerización, hidratación y deshidratación.



La vaporización de una solución acuosa involucra la depolimerización de los polioximetilenglicoles disueltos y la deshidratación del metilenglicol para dar formaldehído monómero. La condensación obviamente involucra la reacción del monómero con agua para dar metilenglicol.

Destilación a vacío

Debido a que la presión parcial del formaldehído



en solución es muy baja a baja temperatura, la destilación a vacío constituye un método para concentrar el formaldehído. Durante una destilación de este tipo, los hidratos de formaldehído se concentran en la olla, con la formación de una mezcla sólida de polímeros conocida como paraformaldehído.

A bajas temperaturas, la velocidad de formación de los polioximetilenglicoles es lenta, lo que provoca un aumento en la concentración de metilenglicol por arriba del valor de equilibrio. Como se ha visto, la concentración de formaldehído en el vapor es proporcional a la concentración de metilenglicol, lo que causaría que la concentración en la fase vapor fuera muy alta. Sin embargo, la velocidad de deshidratación también disminuye con la temperatura, por lo que la velocidad de vaporización de formaldehído se ve disminuida, provocando que el formaldehído se concentre en la fase líquida.

Tabla 3.6

Concentraciones de formaldehído en fase vapor y líquido,  
para soluciones destiladas a 20 mmHg

<u>Concentración en</u> <u>fase líquida (%)</u>	<u>Concentración en</u> <u>fase vapor (%)</u>
6.83	0.46
16.9	1.19
28.2	4.66

Destilación a presión

Cuando estas soluciones se someten a destilación a presión se obtienen destilados con mayor concentración que la solución original. Esto es debido a que a mayor temperatura se acelera la reacción de deshidratación, desplazando

el equilibrio de la reacción hacia la formación del monómero.

La utilidad de este método para concentrar una solución se ve restringido porque con la temperatura se aceleran también otras reacciones que son causa de pérdida de eficiencia. Estas reacciones serán analizadas más adelante.

T a b l a 3.7

Influencia de la presión en la destilación de una solución  
al 2.1% de formaldehído

Presión (Psi)	Temperatura ( °C )	Concentración de formaldehído en los primeros 20 ml. de des- tilado ( Carga 1 lt ). %
0	100	3.2
20	126	4.6
40	142	5.4
60	153	6.2
80	162	7.4
100	170	7.6

Condensación Parcial

Cuando se somete una mezcla de formaldehído y vapor de agua a una condensación parcial, el contenido de formaldehído en la fracción no condensada es mayor que el que había en la mezcla original. En otras palabras, la mezcla se comporta como una mezcla de gas y vapor de agua. Por lo tanto, en un proceso de destilación se debe tener especial cuidado para condensar toda la corriente de vapores que sale de la columna, ya que de otra forma se pierde gran cantidad de formaldehído como venteo.

### Destilación fraccionada

En una destilación de este tipo las condiciones de operación deben de asegurar un contacto prolongado entre el gas y el líquido para lograr un equilibrio completo, y la columna debe aislarse para evitar diferencias de temperatura. Sin embargo, el equilibrio en la fase líquida entre el metilenglicol y los polímeros hidratados es más difícil de lograr debido al constante retorno de líquido. Este equilibrio en fase líquida que es función del tiempo y de la temperatura es necesariamente incompleto a altas capacidades, provocando que la estabilidad en la operación sea controlada por estas variables, lográndose más fácil el equilibrio a baja capacidad y alta temperatura.

La figura 3.3 muestra el diagrama de equilibrio líquido-vapor a varias presiones. Como puede verse, en las destilaciones atmosféricas y a presión se forman composiciones azeotrópicas. Hall y Piret han estudiado la destilación de soluciones acuosas de formaldehído a presión atmosférica y publicaron los datos de equilibrio líquido-vapor que aparecen en el apéndice A.

Los sistemas que contienen formaldehído, agua y metanol presentan dos complicaciones más: la adición de un tercer componente, y otro equilibrio en fase líquida debido a la formación del hemiacetal. En la figura 3.4 se muestra un diagrama de equilibrio ternario para este sistema, estudiado por Green y Vener.<sup>(3)</sup> Los resultados indican que entre el metanol y el formaldehído uno reduce la volatilidad del otro cuando se encuentran en solución acuosa y especialmente a bajas concentraciones. Por ejemplo, en fase vapor, 10% de

(3) Green J. S. y Vener R. E. Ind. Eng. Chem., 47, 103 (1955).

Tabla 3.8 DATOS DE EQUILIBRIO PARA EL SISTEMA METANOL-FORMALDEHIDO-AGUA A 760 mmHg.

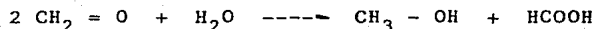
Liquid Composition (Wt. %)			Vapor Composition (Wt. %)			Boiling Point (°C)
CH <sub>2</sub> O	CH <sub>3</sub> OH	H <sub>2</sub> O	CH <sub>2</sub> O	CH <sub>3</sub> OH	H <sub>2</sub> O	
5.0	10.0	85.0	4.0	38.5	57.5	92.6
	20.0	75.0	3.0	57.6	39.4	87.4
	30.0	65.0	2.4	68.2	29.4	83.7
	40.0	55.0	1.9	75.5	22.6	79.1
	50.0	45.0	1.7	80.8	17.5	76.9
	60.0	35.0	1.6	85.4	13.0	74.4
	70.0	25.0	1.5	89.7	8.8	72.1
10.0	80.0	15.0	1.4	92.6	6.0	69.3
	90.0	5.0	1.3	96.3	2.4	67.1
	10.0	80.0	7.5	34.5	58.0	93.8
20.0	20.0	70.0	5.9	53.5	40.6	88.8
	30.0	60.0	4.6	64.7	30.7	84.6
	40.0	50.0	3.9	72.8	23.3	80.8
	50.0	40.0	3.5	78.3	18.2	77.6
	60.0	30.0	3.3	84.7	12.0	74.8
	70.0	20.0	3.1	89.4	7.5	72.5
	80.0	10.0	2.9	92.6	4.5	69.2
30.0	10.0	70.0	15.8	32.2	52.0	95.2
	20.0	60.0	13.2	45.2	41.6	91.5
	30.0	50.0	10.6	56.5	32.6	87.1
	40.0	40.0	9.0	66.9	24.1	83.5
	50.0	30.0	8.1	73.0	18.9	80.1
	60.0	20.0	7.6	83.0	9.4	76.4
40.0	10.0	60.0	22.1	23.6	54.3	96.0
	20.0	50.0	19.9	38.5	41.6	93.2
	30.0	40.0	17.8	48.3	33.9	89.9
	40.0	30.0	15.7	59.7	24.6	86.1
50.0	10.0	50.0	27.8	22.4	49.8	97.1
	20.0	40.0	26.0	32.9	41.1	94.2
50.0	5.0	45.0	35.8	13.3	51.1	97.6

formaldehído y 90% de agua están en equilibrio con 12% de metanol, mientras que con 80% de agua y 10% de metanol la composición del formaldehído en el equilibrio es de 7.5%. En el apéndice A, aparecen los datos de el equilibrio ternario, además de una gráfica con las constantes de equilibrio de estos sistemas.

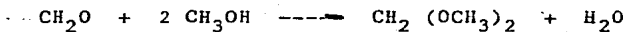
### Almacenamiento

Las principales alteraciones que pueden sufrir las soluciones de formaldehído cuando son almacenadas son:

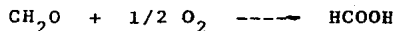
- 1) Polimerización y precipitación de polímero.
- 2) La reacción de Cannizzaro entre dos moléculas de formaldehído para formar ácido fórmico y metanol.



- 3) La formación de metital.



- 4) Oxidación a Acido fórmico.



- 5) Condensación a hidroxialdehídos y azúcares.

Todas estas reacciones provocan pérdida de producto y deben de mantenerse a un mínimo manteniendo las condiciones apropiadas.

En general estas condiciones involucran evitar altas temperaturas y el uso de materiales de construcción inertes a la corrosión por la solución ácida. Las bajas tem-

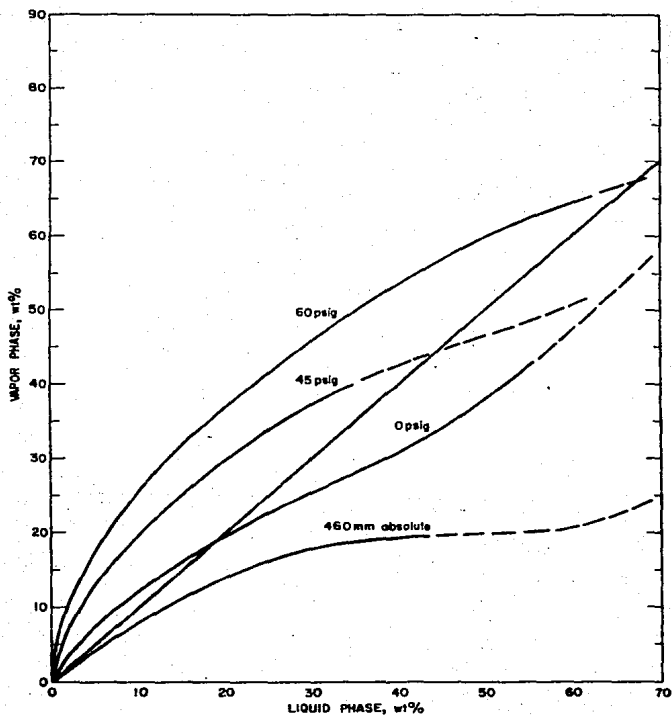


Fig. 3.3 EQUILIBRIO LIQUIDO-VAPOR PARA SOLUCIONES ACUOSAS DE FORMALDEHIDO

peraturas favorecen la precipitación de polímero, y las altas aceleran las reacciones que producen pérdida de formaldehído. Por otro lado, algunos materiales de construcción contaminan la solución y catalizan las reacciones químicas indeseables.

Los factores que influyen en mayor proporción en la precipitación de polímero son: la concentración de formaldehído, la concentración de inhibidor (normalmente metanol), el tiempo y la concentración de iones hidrógeno, pH.

La precipitación de polímero puede ser prevenida manteniendo la solución a una temperatura arriba del mínimo en que empieza la precipitación. Debido a que esta temperatura es función de la concentración de formaldehído y de la cantidad y tipo de inhibidor, la temperatura deberá fijarse una vez que se conozca la composición del producto, con la ayuda de la figura 3.2.

En cuanto al pH, las soluciones en el rango de 2.8 a 4.5 son las más estables en relación a la formación de polímero. Las soluciones en las que se ha precipitado polímero pueden ser clarificadas con calentamiento si el tiempo de exposición a baja temperatura ha sido corto y si se encuentra dentro de este rango de pH.

Los estabilizadores o inhibidores usados actualmente son de dos tipos: los que se combinan estequiométricamente con el formaldehído para dar compuestos solubles de bajo peso molecular, como el metanol; y los que en cantidades catalíticas, inhiben las reacciones de condensación, o el mecanismo de precipitación o cristalización, como la hidroxipropil metil celulosa. Se han efectuado algunos estudios para encontrar otros estabilizadores que permitan almacenar soluciones con un contenido más alto de formaldehído, con el fin de reducir el volumen manejado. Por otro lado, los solventes típicos del formaldehído, como el agua y el metanol

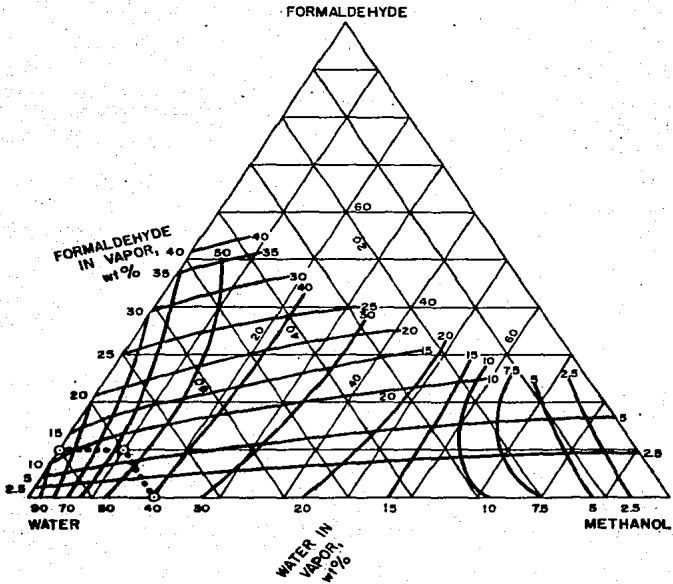


Fig. 3.4 EQUILIBRIO LIQUIDO-VAPOR A PRESION ATMOSFERICA PARA EL SISTEMA METANOL-AGUA-FORMALDEHIDO



deben ser eliminados antes de su procesamiento para la producción de resinas y otros productos, lo que añade un costo extra y no conviene al consumidor.

Las reacciones que provocan pérdida de formaldehído se mantienen a un mínimo evitando la exposición de la solución a altas temperaturas. El aumento de acidez en una solución es debido principalmente a la reacción de Cannizzaro, ya que a las condiciones de almacenamiento la oxidación de formaldehído es prácticamente despreciable. Aunque la reacción de Cannizzaro ocurre más fácilmente en medio alcalino, también puede ocurrir en medio ácido si es catalizada por ciertas impurezas metálicas como el fierro o el aluminio.

La formación de metilal es favorecida por una alta concentración de metanol, se cataliza en condiciones ácidas y por la presencia de sales metálicas de fierro, zinc y aluminio.

Debido a la acidez del producto, el formaldehído corroe ciertos metales y genera impurezas que como se ha visto cataliza algunas reacciones indeseables. Los materiales de construcción recomendados para los tanques de almacenamiento son: cerámica, acero inoxidable 304, 316 y 317, o recubrimientos ahulados o con barnices que resistan acidez.

Tabla 3.9

EFEECTO DEL MATERIAL DE CONSTRUCCION EN SOLUCIONES DE FORMALDEHIDO

M A T E R I A L	COLOR A LA SEMANA	COLOR AL MES	COLOR A LOS 2 MESES	ACIDEZ A LOS 2 MESES	CORROSION Pulg/Año
MONEL	Ligeramente amarillo	Amarillo	Amarillo	0.055	Menos de 0.0001
NIQUEL	Bien	Lig. amarillo	Ligeramente amarillo	0.037	Menos de 0,0001
INCONEL	Bien	Bien	Ligeramente amarillo	0.039	Menos de 0.0001
SS-302	Bien	Bien	Bien	0.034	Despre- ciable.
SS-304	Bien	Bien	Bien	0.037	Despre- ciable.
SS-316	Bien	Bien	Bien	0.037	Despre- ciable.
ALUMINIO	Ligeramente amarillo	Amarillo	Amarillo	0.17	0.001
COBRE	Bien	Verde	lodo azul-verdoso	0.083	0.0002
ACERO DULCE	Amarillo en 2 días	Amarillo	Amarillo	0.221	0.0015
FIERRO FORJADO	Oscuro en 8 horas	Amarillo oscuro	lodo amarillo oscuro	0.282	0.0027
REFERENCIA	Bien	Bien	Bien	0.034	

### c. Polímeros del Formaldehído

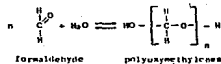
La tabla 3.10 muestra la variedad de homopolímeros que pueden ser formados a partir del formaldehído. Los más importantes de estos son los polioximetilenos. Los glicoles, los más pequeños de este grupo son solubles en agua y pueden liberar fácilmente el monómero. Como se dijo anteriormente existen en gran proporción en soluciones acuosas y su aislamiento es difícil, si no imposible.

La concentración de soluciones de polimetilenglicol da como resultado paraformaldehído de mayor peso molecular. La deshidratación de estas soluciones a 100°C, usando catalizadores o agentes deshidratantes produce alfa-polioximetileno con un peso molecular aún mayor. El aumento en el peso molecular está acompañado de una reducción en la solubilidad en agua y velocidades de depolimerización e hidrólisis más bajas. El contenido de formaldehído de los polímeros mencionados varía del 77 al 99.9%, completando el balance con agua.

Los polioximetilenos de alto peso molecular (hasta 500 unidades de formaldehído) comprenden las resinas de poliactal como "Delrin", de Du Pont, "Celcon" de Celanese y "Alkon" de Imperial Chemicals. Son resinas termoplásticas con buenas propiedades mecánicas y químicas y con una razonable estabilidad térmica.

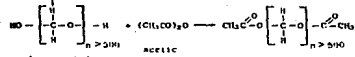
Hay dos polímeros, el trioxano y el paraformaldehído que son de particular interés, ya que son fuentes de formaldehído más concentradas y con mayor pureza que las soluciones comerciales. Reaccionan similarmente y son fácilmente preparadas de, o convertidas a, formaldehído.

Tabla 3.10 POLIMEROS DEL FORMALDEHIDO

Polyoxymethylene

formaldehyde

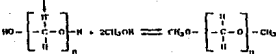
polyoxymethylene



polyoxymethylene

acetic anhydride

acetal resins

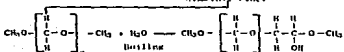
Polyoxymethylene Dimethyl Ether

polyoxymethylene

methanol

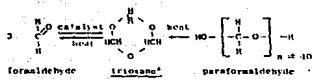
polyoxymethylene

dimethyl ether



gamma-polyoxymethylene

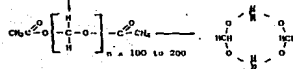
delta-polyoxymethylene

Cyclic Polymer

formaldehyde

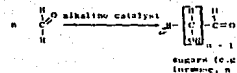
trioxane\*

paraformaldehyde



polyoxymethylene diacetate

tetroxane

Polyhydroxymethylenessugars (e.g.,  
invarose, n = 6)

Polymer	Molecular Size	CHO Content (%)
1. Polyoxymethylene glycols	n = 2-8	77-93
2. Paraformaldehyde	n = 6-100	90-99
3. Alpha-polyoxymethylene	n = 100-300	99-99.9
4. Beta-polyoxymethylene*	n = 100-300	99-99
4. High molecular weight polyoxymethylene	n = 500-5,000	99.9-100

Capping the polymer ends with alkyl, acetyl, urethane, or other groups increases polymer stability. Stabilizers and antioxidants may also be added.

Polymer	Molecular Size	CHO Content (%)
1. Lower polyoxymethylene dimethyl ethers	2-200	72-93
2. Gamma-polyoxymethylene	200-500	93-99

Heating gamma-polyoxymethylene in boiling water adds OH groups to a few of the carbon atoms in the polymer chain.

1. Trioxane can be prepared by heating paraformaldehyde and rapidly cooling the vapors. It can also be made from concentrated formaldehyde solution or vapors with a suitable catalyst.

2. Tetraoxane is obtained by heating high molecular weight polyoxymethylene diacetate.

Formaldehyde allowed to stand with sodium hydroxide condenses in a mixture of sugar-like compounds. The reaction is not reversible.

\* Prepared from specific concentration of sulfuric acid and formaldehyde. Believed to be a crystalline form of alpha-polyoxymethylene.  
 \* Repeated utilization of trioxane results in a polymer (spiral-polyoxymethylene) believed to be a high molecular weight polyoxymethylene formed from five formaldehyde.

### III. DESCRIPCION DE LOS PROCESOS EXISTENTES

#### a. A partir de metanol

Actualmente más del 90% de la producción mundial de formaldehído se efectúa a partir de metanol. En general estos procesos se llevan a cabo introduciendo una mezcla de aire-metanol a un reactor que contiene un catalizador estacionario a alta temperatura y presión casi atmosférica, y absorbiendo después los gases de reacción con agua, para obtener una solución acuosa de formaldehído.

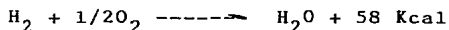
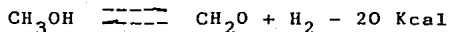
Existen dos métodos generales para llevar a cabo este proceso que difiere principalmente en el catalizador usado. En el primero, se usa plata o cobre metálico como catalizador empleando una mezcla aire-metanol rica en metanol, y obteniéndose unos gases de desecho que contienen 18 a 20% de hidrógeno, menos del 1% de oxígeno y pequeñas cantidades de óxido de carbono y metano.

En el segundo se emplea un óxido metálico como catalizador, como el molibdato férrico, alimentando entonces una mezcla aire-metanol rica en aire, produciéndose una solución acuosa de formaldehído prácticamente libre de metanol y unos gases de desecho que contienen oxígeno no reaccionado y cantidades insignificantes de hidrógeno.

Debido a su importancia comercial, estos procesos serán descritos más detalladamente en el siguiente capítulo de este estudio, en las siguientes páginas sólo se expondrán las consideraciones de carácter teórico que los rigen, con el fin de facilitar su entendimiento:

#### 1.- CATALIZADO CON PLATA METALICA

Los estudios realizados a nivel laboratorio con la finalidad de determinar el mecanismo de reacción de este proceso y los productos que se obtienen por este medio, hacen pensar que en la formación de formaldehído usando un catalizador metálico se realizan dos reacciones principales:



Es decir, la deshidrogenación del alcohol para obtener formaldehído e hidrógeno, seguida por la oxidación del hidrógeno liberado para formar agua. La reacción de oxidación, que es fuertemente exotérmica, provee del calor necesario para que se realice la deshidrogenación, y mantiene la temperatura adecuada para que el catalizador permanezca activo.

Por otro lado, al eliminar el hidrógeno producido en la deshidrogenación, desplaza el equilibrio de esta reacción hacia los productos.

Aparentemente la reacción empieza con la adsorción de las moléculas de metanol en los centros activos del catalizador, en donde se produce el rompimiento, con la subsecuente desorción de los productos. Como se expuso anteriormente hay otros metales, como el cobre o el platino que también catalizan esta reacción, pero son menos usados comercialmente a causa de su bajo rendimiento.

Los estudios realizados acerca de esta reacción hacen ver que para el proceso catalizado con plata, el rendimiento depende exclusivamente de la deshidrogenación, y la posterior combustión del hidrógeno solamente elimina la natu-

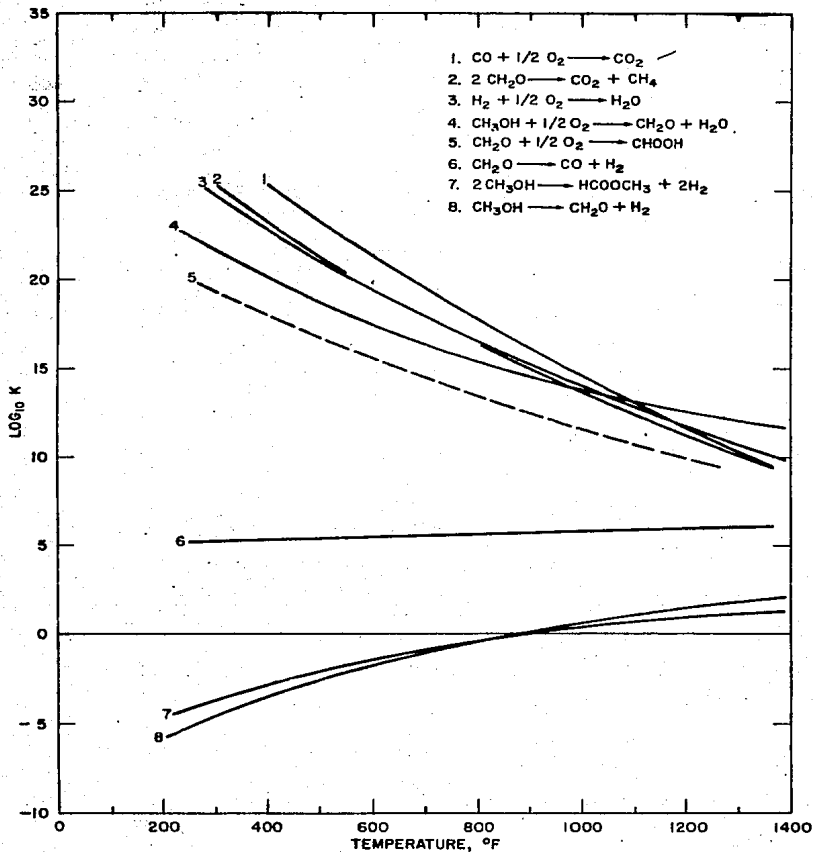
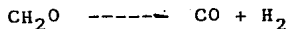


Fig. 4.1 CONSTANTES DE EQUILIBRIO PARA LAS REACCIONES DEL METANOL Y DEL FORMALDEHIDO.

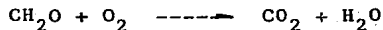
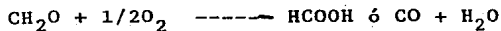
raleza endotérmica de la primera reacción. Para lograr buenos rendimientos, la temperatura de la cama de plata influye más en la reacción, que la relación aire-metanol alimentada aunque esta variable afecta a la primera. Esto es demostrado por el hecho de que si se eleva la temperatura de los gases de alimentación, el rendimiento se ve aumentado en la misma proporción que si se produjera un aumento similar en la temperatura aumentando la cantidad de oxígeno alimentado. Sin embargo, hay una cantidad mínima de oxígeno que debe estar presente en la reacción ya que la temperatura de operación no debe exceder las temperaturas de descomposición del formaldehído o del metanol.

El control adecuado de la temperatura de reacción y de otros variables minimiza el desarrollo de reacciones indeseables que incluyen:

a) La descomposición pirolítica del formaldehído.



b) La oxidación del formaldehído a ácido fórmico, dióxido de carbono y agua.



La descomposición pirolítica del formaldehído empieza a ocurrir a 300°C y aumenta conforme aumenta la temperatura, como puede verse en la siguiente tabla:



Tabla 4.1

Temperatura °C	% de Descomposición (tiempo de residencia = 29 seg)
450	10.2
500	38.6
550	44.7
600	87.5
650	94.9
700	97.6

ATROSHCHENKO<sup>(4)</sup> determinó que la cinética de esta reacción debe ser de primer orden y derivó una ecuación de velocidad de reacción en función de la temperatura, la concentración de oxígeno y el tiempo de contacto con el catalizador.

$$\frac{d}{dt} C_f = k C_o$$

C<sub>f</sub> = Concentración de formaldehído

C<sub>o</sub> = Concentración de oxígeno

t = Tiempo de contacto

k = Constante de velocidad de reacción, f (T)

La reacción se logra casi completamente a 650°C con un tiempo de residencia menor de 0.01 segundos. Sin embargo, el hecho de que la concentración de oxígeno influya tan determinadamente en la velocidad de reacción hace pensar que el mecanismo de reacción es más complejo.

(4) Atroshchenko V. I. "Kinetics of the catalytic oxidation of Methanol to formaldehyde over a silver catalyst" Inter. Chem. Eng. 4.4 (Oct).

Newton y Dodge<sup>(5)</sup> determinaron cuantitativamente la relación de equilibrio de esta reacción, encontrando que:

$$K_p = \frac{P_{CH_2O} P_{H_2}}{P_{CH_2OH}} = \text{Log} \frac{-1}{10} \frac{4600}{T} + 6.47$$

A partir de esta ecuación es posible calcular que, a las condiciones de equilibrio a presión atmosférica, la reacción de deshidrogenación de metanol trabaja con un rendimiento del 50% a 400°C, del 90% a 500°C y del 99% a 700°C. Sin embargo, estos rendimientos no pueden ser obtenidos por la simple reacción de deshidrogenación, ya que en ausencia de aire, esta reacción es relativamente lenta, comparada con la velocidad de descomposición de formaldehído a monóxido de carbono e hidrógeno.

En la tabla 4.2 pueden observarse los calores involucrados en las principales reacciones que ocurren en este proceso. Como puede verse, las reacciones exotérmicas, con signo positivo, generan más calor que el consumido por las endotérmicas, aprovechándose el calor sobrante en mantener a alta temperatura la cama de catalizador.

(5) Newton, R.H., Dodge, D.F.J. Am. Chem. Soc., 55. M7M7 (1933).

T a b l a 4.2

CALOR DE REACCION A PRESION CONSTANTE DE ALGUNAS REACCIONES QUE OCURREN  
EN LA PRODUCCION DE FORMALDEHIDO

	T E M P E R A T U R A °K							
	500	600	700	800	900	1000	1100	1200
1) $\text{CH}_3\text{-OH} \xrightarrow{\quad} \text{CH}_2\text{O} + \text{H}_2$	-21.5	-21.8	-22.0	-22.1	-22.2	-22.3	-22.4	-22.4
2) $\text{CH}_2\text{O} \xrightarrow{\quad} \text{CO} + \text{H}_2$	- 2.2	- 2.6	- 2.8	- 3.0	- 3.1	- 3.1	- 3.1	- 3.0
3) $\text{CH}_3\text{OH} + 1/2\text{O}_2 \xrightarrow{\quad}$ $\text{CH}_2\text{O} + \text{H}_2\text{O}$	36.8	36.7	36.7	36.8	36.9	36.9	37.0	37.1
4) $\text{CH}_2\text{O} + 1/2\text{O}_2 \xrightarrow{\quad} \text{CO} + \text{H}_2\text{O}$	56.1	55.9	55.9	55.9	56.0	56.1	56.3	56.5
5) $\text{CO} + 1/2\text{O}_2 \xrightarrow{\quad} \text{CO}_2$	67.8	67.7	67.7	67.7	67.6	67.5	67.4	67.3

En la composición de los gases de reacción van incluidos también metano, ácido fórmico, formiato de metilo y óxidos de carbono, que son formados por las reacciones que aparecen en la tabla anterior y otras reacciones secundarias y laterales que aparecen en la figura 4.1.

Para minimizar el desarrollo de estas reacciones, el catalizador debe ser altamente selectivo; se debe evitar la presencia de oxígeno en exceso, y el tiempo de exposición de productos y reactivos a temperaturas mayores de 300-370°C debe ser tan corto como sea posible.

El catalizador de plata puede usarse en forma de malla de alambre fino, granalla, granular o de partículas cristalinas, o puede prepararse a partir de una sal de plata, como por ejemplo, mediante la precipitación de nitrato de plata en un soporte inerte, seguida de la descomposición y reducción del precipitado a plata metálica.

## 2. CATALIZADO CON UN OXIDO METALICO

Este proceso ha ido adquiriendo mayor importancia en los últimos años, quitándole terreno al proceso tradicional catalizado con un metal. Difiere principalmente en que emplea un óxido metálico, o mezclas de óxidos metálicos como catalizador, y como gases de alimentación se introduce metanol con un exceso de aire, produciéndose una solución de formaldehído que contiene de cero a 1% de metanol.

Los catalizadores que se han patentado para este proceso incluyen el óxido de vanadio, mezclas de óxido de vanadio y otros metales, mezclas de óxidos de molibdeno y tungsteno y mezclas de óxidos de fierro y molibdeno, de los cuales este último ha demostrado mejores rendimientos, usándose en mayor escala en los últimos años.

Aparentemente, este proceso convierte el metanol a formaldehído por medio de una simple oxidación selectiva:

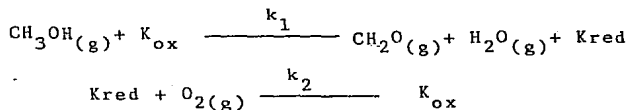


Esta reacción, al contrario de la deshidrogenación, es fuertemente exotérmica, logrando que el equilibrio termodinámico se acerque a reacción completa a relativamente baja temperatura (290-340°C), si se compara con el proceso catalizado con plata.

La composición de metanol en los gases de alimentación para este proceso debe ser del 5-10% en volúmen y según los reportes en la literatura se obtienen mayores rendimientos que con el proceso catalizado con plata, además de un consumo más eficiente del metanol alimentado, lo que es una gran ventaja para los productores de formaldehído con bajo contenido de metanol.

Sin embargo, debido a los grandes volúmenes manejados, la inversión en el equipo de absorción, la capacidad de condensación requerida y la energía consumida en el manejo del aire, muchas veces no hacen rentable la instalación de este proceso.

En cuanto al mecanismo de reacción, algunos autores proponen que la reacción se lleva a cabo en dos etapas, con la participación directa del oxígeno ligado al catalizador, siendo repuesto posteriormente por oxígeno de la fase gaseosa.



y expresan la velocidad de oxidación del metanol a 270°C

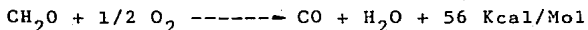
$$r = \frac{k_1 P_{\text{me}}}{1 + 0.5 (k_1/k_2) (P_{\text{me}}/P_{\text{O}_2})}$$

donde  $k_1$  y  $k_2$  son las dos constantes de reacción y  $P_{\text{me}}$  y  $P_{\text{O}_2}$  son las presiones parciales del metanol y del oxígeno respectivamente. Otros autores desarrollaron el mismo mecanismo de reacción en dos pasos y expresaron la velocidad de reacción como:

$$r = \frac{P_{\text{O}_2}^{0.5} P_{\text{me}}^{0.5}}{a P_{\text{O}_2}^{0.5} + b P_{\text{me}}^{0.5}}$$

Las constantes  $a$  y  $b$  son función de la temperatura dentro del rango de 220 y 300°C. Por debajo de esta temperatura reportaron que las reacciones laterales y secundarias son despreciables.

También investigaron la descomposición del formaldehído a temperaturas hasta de 460°C en presencia del catalizador de óxido metálico:



Esta reacción también ocurre en dos pasos y la velocidad de formación del monóxido de carbono es función de la temperatura y de la presión parcial del formaldehído. No encontraron otras reacciones secundarias importantes en este rango de temperaturas.

El catalizador usualmente consiste en una mezcla de óxidos de fierro y molibdeno en una proporción Mo:Fe de 1.5 a 2.0

Otras patentes reportan que se obtiene un máximo de actividad con una proporción de 1.7, mientras que otras mantienen que el molibdato férrico  $\text{Fe}_2(\text{MoO}_4)_3$  constituye el componente activo del catalizador y este compuesto contiene una proporción de 1.5.

El catalizador es preparado por la precipitación y descomposición térmica de una sal férrica y molibdato de amonio. Se puede usar un soporte como alumina, carburo de silicio o piedra pómez. Se le pueden añadir algunos metales como cobalto, cromo, cobre, vanadio, etc., que mejoran sus propiedades.

### 3.- LIMITES DE EXPLOSIVIDAD EN LA COMPOSICION DE ALIMENTACION.

Los procesos de producción de formaldehído a partir de metanol se ven sumamente restringidos por las concentraciones en las que el aire y el metanol pueden ser combinados, ya que en un rango del 6 al 36% de metanol en aire, estas mezclas son explosivas.

Existe cierta flexibilidad en estos límites, dependiendo de la temperatura, presión y contenido de humedad en el aire. Los datos reportados indican que a temperaturas de 60°C o menores la explosividad empieza a concentraciones del 6 al 8% en volúmen de metanol y cesa del 25 al 37%. Por otro lado, el rango de explosividad aumenta conforme aumenta la temperatura así a 50°C el límite inferior es de 7.5%, mientras que a 250°C baja a 5.9%. Lo mismo ocurre con el límite superior, pues a 100°C se reporta de 24.9%, y a 200°C de 36.8%.

Debido a esto, los procesos anteriormente mencionados usan ya sea un exceso de metanol o de aire, para evitar caer dentro de estos rangos.

Por ejemplo, la proporción molar estequiométrica de oxígeno a metanol para efectuar la oxidación sobre un catalizador de óxido metálico es 1:2, lo que corresponde a una concentración de metanol en aire, del 30%, que es explosiva. Ya que para obtener altas conversiones de metanol en este proceso es necesario un exceso de oxígeno (las reacciones secundarias son despreciables), la cantidad de aire alimentado debe aumentarse hasta un punto donde la concentración del metanol sea menor del 8%, equivalente a introducir una proporción oxígeno-metanol de 5:2.

Por otro lado el catalizador de plata metálica opera con una deficiencia de oxígeno (un poco más del requerido para oxidar el hidrógeno), por lo que la concentración de metanol debe exceder el 36%.

b. A partir de hidrocarburos

Los procesos de producción de formaldehído a partir de hidrocarburos involucran la oxidación controlada de un gas

con aire u oxígeno, seguida por un enfriamiento súbito de los gases de reacción, condensando los productos por medio de una absorción con agua, para dar una solución de la cual se debe aislar el formaldehído.

Dependiendo del hidrocarburo alimentado, los productos obtenidos pueden incluir metanol, metilal, acetaldehído, propanol, isopropanol, propionaldehído, acetona y varios ácidos orgánicos, pudiendo ocurrir que el formaldehído no sea el principal constituyente de esta mezcla. Sin embargo, debido al bajo costo de las materias primas, este tipo de proceso continúa siendo de interés.

#### 1.- OXIDACION PARCIAL DEL METANO

Aunque este es el hidrocarburo más simple y supuestamente se obtendría formaldehído prácticamente libre de otros compuestos orgánicos más complejos, su oxidación parcial es extremadamente difícil. La velocidad de oxidación es sumamente baja por debajo de los 600°C, temperaturas a las cuales el formaldehído se descompone rápidamente.

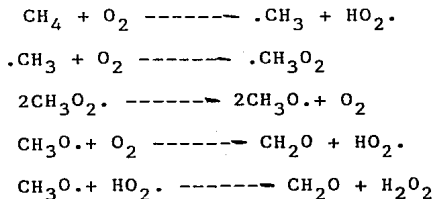
Las reacciones que se llevan a cabo en este proceso son las siguientes:

- 1)  $\text{CH}_4 + 1/2 \text{O}_2 \text{ -----} \text{CH}_3\text{OH}$
- 2)  $\text{CH}_3\text{OH} + 1/2 \text{O}_2 \text{ -----} \text{CH}_2\text{O} + \text{H}_2\text{O}$
- 3)  $\text{CH}_2\text{O} \text{ -----} \text{CO} + \text{H}_2$
- 4)  $\text{CH}_2\text{O} + 1/2 \text{O}_2 \text{ -----} \text{CO} + \text{H}_2\text{O}$
- 5)  $\text{CH}_2\text{O} + \text{O}_2 \text{ -----} \text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O}$

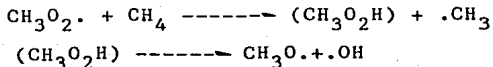


Al parecer la dificultad no estriba en prevenir la reacción de descomposición(3), sino en controlar la sobreoxidación(4), por lo que este proceso sigue atrayendo un interés considerable en el área de investigación. Esta se ha dirigido primordialmente a la búsqueda de condiciones de operación y catalizadores que permitan llevar a cabo la reacción a bajas temperaturas, reduciendo la sobreoxidación y la descomposición del formaldehído.

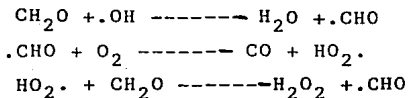
No se ha logrado establecer el mecanismo exacto mediante el que esta reacción ocurre, sin embargo el que se considera más acertado es el siguiente:



También existe la formación de radicales hidróxilo por la reacción del radical peróxido de metilo y el metano que forma el hidroperóxido que a su vez se descompone en radicales alcóxidos e hidróxilos.



La descomposición del formaldehído ocurre por el ataque de este grupo hidróxilo.



La terminación de la cadena ocurre con la adsorción del formaldehído y de los radicales libres en las paredes del reactor con la recombinación de los radicales y la oxidación del formaldehído.

La adición de pequeñas cantidades de óxido de nitrógeno es el método más usado para aumentar la concentración de formaldehído en la oxidación del metano. La acción de este compuesto no está totalmente determinada, pero es probable que actúe como un inhibidor en una o más reacciones que provocan la destrucción del formaldehído. Algunos autores, usando volúmenes 1:1 ó 2:1 de aire y metano, y concentraciones de óxido de nitrógeno de 0.1% han obtenido eficiencias por paso de 1.5 a 3% y totales de 20%. Se ha demostrado que aumentando la concentración de catalizador a 1.3% en mol. se pueden llegar a obtener eficiencias del 25 al 30% del metano alimentado.

El proceso que ha tenido más éxito comercial usa además del óxido de nitrógeno otro catalizador sólido como tetraborato de sodio, óxido de plomo o pómez. Sin embargo, los mejores rendimientos reportados (50-60%), son posiblemente como resultado de una mayor uniformidad de reacción debido a las superficies sólidas, y no debido a una mayor actividad catalítica.

Este proceso, en contraste con la información anterior, usa una mezcla de 8 a 12% de metano en aire con una mayor concentración de óxidos de nitrógeno (7-10% en volumen con respecto al metano) como ácido nítrico. Esta mayor concentración permite manejar temperaturas de reacción más bajas y reduce la aparición de reacciones laterales.

Como muestra la figura 4.2, se obtienen mejores conversiones a bajas concentraciones de metano y aumentando

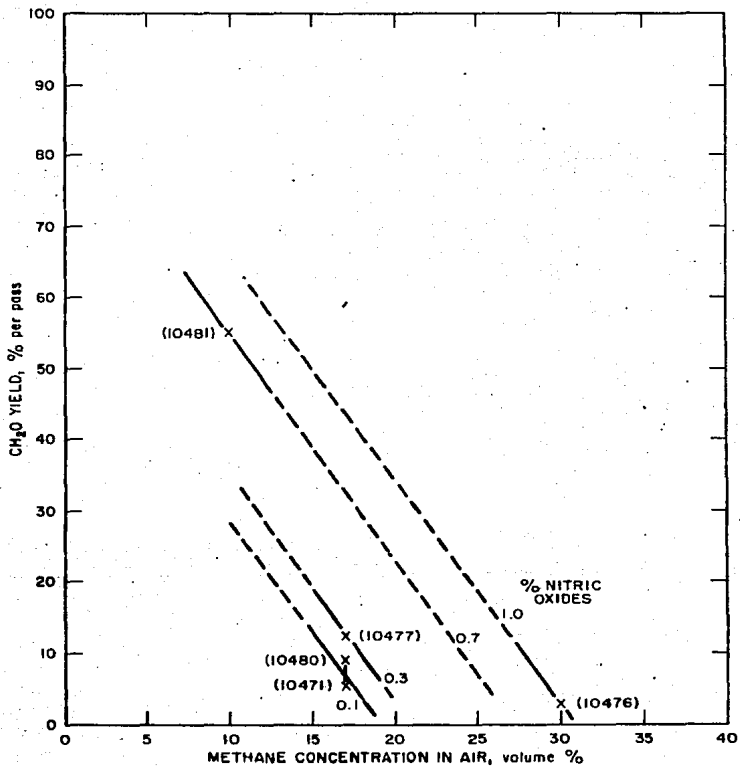


Fig. 4.2 RENDIMIENTO DE FORMALDEHIDO COMO FUNCION DE LA CONCENTRACION DE METANO Y DE OXIDOS DE NITROGENO.

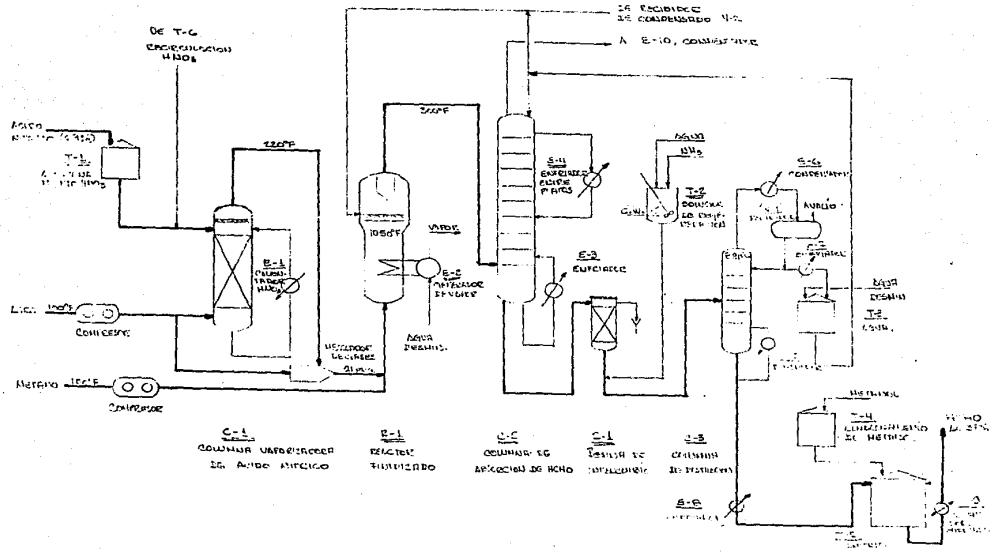
la cantidad de catalizador. Concentraciones de metano menores del 10% probablemente no son recomendables, ya que el aumento en conversión provoca una baja concentración de formaldehído en los gases de reacción, y a concentraciones arriba del 20% hay una disminución considerable en el rendimiento, por lo tanto, el óptimo debe de localizarse en concentraciones de metano entre el 10 y 20% y de catalizador arriba de 0.7 ó 1.0%.

La figura 4.3 es un diagrama de flujo para la producción de formaldehído al 37% a partir de gas natural, usando como catalizador óxido de nitrógeno. Primeramente el aire es comprimido a 21.5 Psia, 10% de esta corriente se satura con ácido nítrico en un vaporizador para unirse después a la corriente principal que se inyecta a un reactor de lecho fluidizado con cama de arena. Al reactor se introduce también, el metano, donde tiene lugar la reacción, a 560°C, los gases de reacción son enfriados a 150°C por adición directa de agua. La temperatura en el reactor se mantiene con la producción de vapor a través de la transferencia de calor con el lecho de arena.

Los gases pasan a una columna de absorción, donde se enfrían a 40°C y la mayor parte del formaldehído es absorbido en una solución acuosa que contiene 15% de formaldehído y 0.5% de ácido nítrico. Esta solución se pasa a través de una resina aniónica con el fin de eliminar el ácido nítrico y el ácido fórmico y posteriormente el agua en exceso se destila para obtener una solución al 37% como producto de cómo en una columna al vacío (460 mm Hg).

El rendimiento total del proceso es de 55%, con una conversión del 67%. La concentración de los gases que salen

Fig. 4.3 FORMALDEHIDO POR OXIDACION PARCIAL DE METANO.



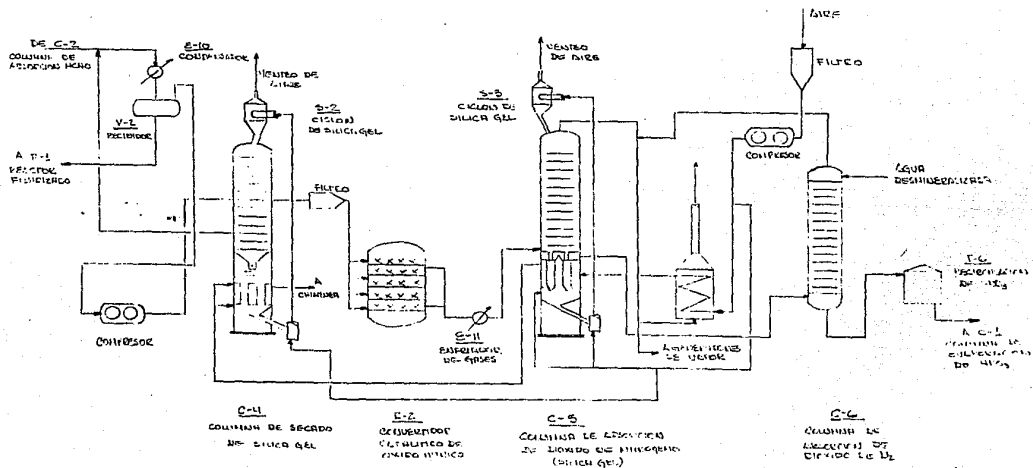
por el domo de la absorbidora es aproximadamente:

	<u>% Vol.</u>
Nitrógeno	74.7
Oxígeno	10.3
Monóxido de carbono	1.7
Dióxido de carbono	0.2
Metano	4.0
Hidrógeno	0.7
Oxidos de nitrógeno	0.9
Formaldehído	0.1
A g u a	<u>7.4</u>
	100.0 %

En este proceso los óxidos de nitrógeno deben ser recuperados de alguna manera, ya que desde el punto de vista de contaminación ambiental el contenido que llevan estos gases de desecho es muy alto.

La figura 4.4. muestra un diagrama de flujo para el proceso de recuperación de los óxidos de nitrógeno formados. Los gases provenientes del domo de la columna absorbidora se enfrían a 5°C aproximadamente, con el fin de condensar el agua, algo de formaldehído y el ácido nítrico, el resto del agua que lleva la corriente se elimina por adsorción en una columna con una recirculación de sílica gel. Los gases secos pasan a través de una batería de reactores con camas de carbón activado que actúa como catalizador para la conversión del óxido nítrico a dióxido de nitrógeno, después son enfriados a -12°C y alimentados a otra columna absorbidora en la que se fija el dióxido de nitrógeno con un flujo a contracorriente de sílica gel. Los gases que contienen metano y algo de hidrógeno son quemados para obtener aire caliente para la regeneración de la sílica gel de las dos torres y para la generación de vapor.

Fig. 4.4 RECUPERACION DE OXIDOS DE NITROGENO



El agua, formaldehído y algo de ácido nítrico que son liberados en la regeneración de la sílica gel de la primera columna se regresan a la corriente de salida de la columna absorbadora.

El dióxido de nitrógeno que se libera en la segunda columna, se absorbe en otra columna por medio de un riego de agua, para dar una corriente en el fondo con 60% de ácido nítrico que se recircula a la sección de reacción para ser mezclada con el aire.

## 2.- OXIDACION DE OTROS HIDROCARBUROS

Estos procesos, al igual que el anterior, constituyen una fuente potencial para la obtención de formaldehído a un costo más bajo, aunque debido a sus bajos rendimientos no son aún económicamente rentables.

Los hidrocarburos de mayor peso molecular, como el etano, propano y butano pueden ser también oxidados para producir formaldehído, y debido a que son menos estables que el metano se requieren temperaturas más bajas, con menor degradación de los productos para sobreoxidarlos a óxidos de carbono y agua.

En términos de costo de materia prima, este proceso es comparable con el anterior, que usa gas natural, y mucho más barato que a partir de metanol. Mientras que 1.07 Lb de metanol producen estequiométricamente una Lb. de formaldehído se necesitan 0.55 Lb de metano o propano para obtener la misma cantidad de formaldehído y a un costo mucho más bajo.

Desafortunadamente el mayor peso molecular del etano, propano y butano hacen posibles una gran variedad de productos finales, y las dificultades para su separación, así



como el bajo costo de los productos laterales han impedido que este proceso tenga un éxito comercial.

El proceso de mayor éxito consiste en alimentar siete volúmenes de gases de recirculación, un volumen de hidrocarburo fresco y dos volúmenes de aire a 100 Psig y 370°C a un reactor tubular de acero. La reacción eleva la temperatura a 450°C. Después de un tiempo de residencia de un segundo los gases se ponen en contacto con un flujo de una solución de formaldehído a contracorriente en una columna de absorción. Los gases de esta torre pasan a una segunda absorbadora con riego de agua de donde son recirculados al reactor. La mezcla acuosa es separada y purificada, por una serie de etapas de destilación. La solución de formaldehído es neutralizada con sosa y destilada primero bajo presión y después a vacío, extraída con un solvente y finalmente neutralizada con resinas de intercambio iónico para cubrir las especificaciones comerciales. Los rendimientos reportados son los siguientes:

RENDIMIENTO (Lb/Gal de alimentación)

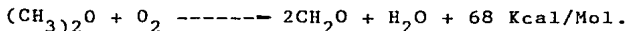
	<u>Propano</u>	<u>n-butano</u>
Acetaldehído	1.38	1.5
Formaldehído	1.5	1.6
Metanol	1.2	0.98
Solventes	0.36	0.6
Acetona	<u>0.1</u>	<u>0.2</u>
	4.54	4.88

Obviamente, por las dificultades de operación y bajos rendimientos que presenta este proceso, las unidades que trabajan con él han ido desapareciendo, para adoptar al-

gunos de los procesos a partir de metanol que presentan mayor eficiencia.

c. Oxidación de Eter dimetilico

Para la obtención del formaldehído, el éter dimetilico se oxida con aire a través de una cama de óxido de tungsteno que funciona como catalizador a 450-530°C y presión atmosférica.



El proceso es muy parecido al de la oxidación de metanol en presencia de molibdato férrico, los gases de reacción pasan a través de dos columnas absorbedoras en serie y después el ácido fórmico es eliminado de la solución con resinas de intercambio iónico.

El reactor es enfriado con sal fundida, y el calor removido se usa para la generación de vapor.

En un artículo relativamente reciente, Tadenuma<sup>(6)</sup> asegura que el costo de producción de formaldehído mediante este proceso es aproximadamente 60% del costo a partir de metanol, sin embargo, para este cálculo se toma como base que el éter dimetilico es un subproducto en la producción del metanol y por lo tanto se le asigna un costo muy por debajo del valor en el mercado.

Sin embargo, en las localidades donde se pueda obtener a un costo más bajo que el metanol, será una fuente más económica de formaldehído. Los requerimientos de materiales

(6) Tadenuma H. "Make cheapest formalin from DME". Hydrocarbon Process, 45, 11 (November 1966), 195-6

y servicios por Lb. de solución son los siguientes:

Eter dimetílico	0.379 Lb
Agua de enfriamiento	3.6 Gal
Vapor producido	0.6 Lb.
Catalizador	$3.3 \times 10^{-4}$ Lb.
Electricidad	0.042 Kwh
Agua de proceso	0.54 Lb.
Sal fundida	$2.8 \times 10^{-4}$ Lb.

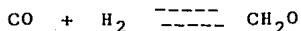
En México la aplicación de este proceso está restringida, ya que el metanol está protegido por la ley petroquímica, y el precio en el mercado del éter dimetílico es mayor que el del metanol.

d. Reducción de óxidos de carbono

La producción de metanol a partir de dióxido de carbono e hidrógeno a condiciones de presión elevada, probablemente involucra la formación de formaldehído como un intermediario, y su conversión a metanol puede lograrse por dos caminos diferentes. Parte del metanol se forma por simple hidrogenación de la molécula y otra parte por una reacción de Cannizzaro entre dos moléculas de formaldehído. Si se usan catalizadores a base de cobre estas reacciones proceden a  $282-487^{\circ}\text{C}$  y 117-410 atm.

Basados en el comportamiento teórico de estas reacciones, numerosos investigadores han intentado producir formaldehído efectuando una reducción de monóxido de carbono en presencia de hidrógeno, proceso que debido a su simplicidad potencial y a los bajos costos de las materias primas involucradas tiene una gran importancia económica.

La constante de equilibrio para la reacción de reducción



se ha determinado a 250°C como:

$$K_p = \frac{P_{\text{CH}_2\text{O}}}{P_{\text{CO}} P_{\text{H}_2}} = \text{Log} \frac{-1}{10} \frac{374}{T} = -5.431$$

En la tabla a continuación se muestran los cálculos de rendimiento teórico calculado a partir de la fórmula anterior. Como puede observarse en estos datos es necesario trabajar a presiones sumamente altas para lograr rendimientos considerables, lo que hace poco atractivo el uso de este proceso.

°C	% MOL. DE CH <sub>2</sub> O			
	1 Atm	100 Atm	1000 Atm	10,000 Atm
27	0.002	0.16	1.6	13
127	0.001	0.06	0.6	5.5
227	0.0005	0.01	0.3	3

Además es necesario encontrar un catalizador que sea extremadamente activo y selectivo a la vez, con el fin de lograr al mismo tiempo alta conversión e impedir la hidrogenación del formaldehído producido.

En resumen, en el estado actual de las investigaciones, este método parece ser poco adecuado para su adaptación a escala industrial.

#### IV.-FORMALDEHIDO A PARTIR DE METANOL

De los procesos estudiados anteriormente, sólo los dos que usan metanol como materia prima tienen aplicación en este trabajo, ya que por una parte el equipo que requieren es parecido al disponible, y por otro lado, los otros procesos reportan bajos rendimientos, por lo que no resultan rentables.

Por lo tanto, vale la pena profundizar más sobre las características de estos dos procesos, para posteriormente analizar sus ventajas y desventajas y escoger el más conveniente.

Las figuras 5.1 y 5.2 muestran los diagramas de bloques de estos procesos, así como también algunos datos que sirven para compararlos técnica y económicamente; en general la inversión y los costos de operación no difieren sustancialmente y se deberá escoger entre ellos siguiendo criterios particulares.

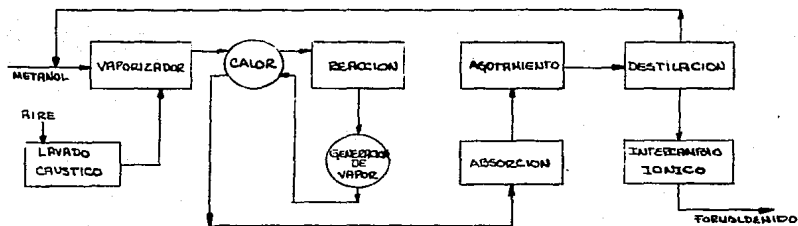
##### a. Catalizado con plata metálica

En los últimos años se ha tenido un progreso considerable en los métodos empleados para la producción de formaldehído a partir de metanol. Estas mejoras se han encaminado al uso de catalizadores más eficientes, a mejores métodos de control y a la reducción de costos de operación resultantes de la producción a gran escala.

La eficiencia de este proceso depende en gran medida de la relación óptima aire-metanol alimentada. Thomas<sup>(7)</sup>

(7) Thomas M. D. J. Amchem Soc., 42,867 (1920).

FIG. 5.1 FORMALDEHIDO A PARTIR DE METANOL  
CATALIZADO CON PLATA METALICA



#### CONDICIONES DE PROCESO

Composición de la alimentación aire metanol	37-50% vol. (arriba del límite de explosividad).
Catalizador	Plata metálica (gránalla, precipitada, cristalina).
Temperatura de reacción	1,100 a 1,200 °F
Conversión	60 a 80%
Rendimiento total base metanol	85 a 90%
Producto	37-50% (menos de 0.02% HCOOH)

La absorción es más fácil con un gas de reacción más concentrado.

INVERSION Y COSTOS DE PRODUCCION.

Inversión en proceso y servicios	\$ 1.0 a 1.3 mill. de dol.
Inversión total menos terreno	\$ 1.4 a 1.8 mill. de dol.
Costo neto de producción por lb. de solución al 37%	1.9 a 2.1 ¢ de dol.

Es posible reducir el costo de producción, si:

- Se producen soluciones con alto contenido de metanol
- hay vapor disponible

MODIFICACIONES POSIBLES

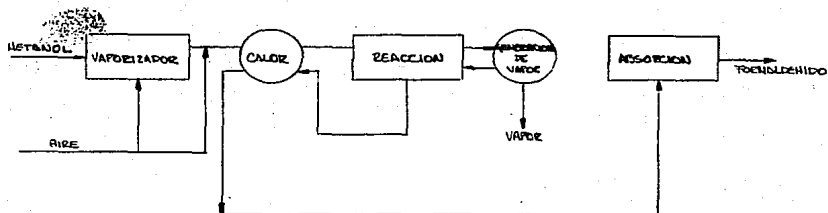
- 1.- Adición de vapor a los gases de alimentación para reducir el % de metanol sin tener límites explosivos.
- 2.- Generación de vapor con los gases de reacción
- 3.- Vaporizar metanol con gases de reacción

PRODUCTORES

Borden Chemical  
Chemical Construction Co.  
Ciba

Gulf Oil Corp  
Hoechst  
Monsanto Chemical Co.

FIG. 5.2 FORMALDEHIDO A PARTIR DE METANOL.  
 PROCESO CATALIZADO CON MOLIBDATO FERRICO



#### CONDICIONES DE PROCESO

Composición de la alimentación aire metanol	5-8% vol. (abajo del límite de explosividad) óxido de
Catalizador	hierro y molibdato
Temperatura de reacción	600-725 °F
Conversión	90-95%
Rendimiento total base metanol	90-95%
Producto	37-50% de concentración

Se produce vapor en exceso a los requerimientos del proceso.



INVERSION Y COSTOS DE PRODUCCION

Inversión en proceso y servicios	\$ 1.1 a 1.5 mill. de dol.
Inversión total menos terreno	\$ 1.5 a 2.1 mill. de dol.
Costo neto de producción por lb. de solución al 37%	1.9 a 2.2 ¢ de doll.

MODIFICACIONES POSIBLES

- 1.- Recuperación de calor de los gases de reacción por generación de vapor o vaporización de metanol.
- 2.- Eliminar las resinas de intercambio iónico usando acero inoxidable en todo el equipo.

PRODUCTORES

The Lummus Co.  
Montecatini  
Phoenix Industrial Processes Inc.  
Protex  
Reichhold Chemicals Co.

indica que con una mezcla gaseosa que contenga de 0.5 a 0.3 gramos de oxígeno por gramo de metanol se obtienen rendimientos por paso del 73 al 60%, y rendimientos netos del 83 al 92% del teórico. Una mezcla de aire-metanol con la concentración citada contiene de 30 a 41% de metanol en volumen.

#### Descripción del proceso:

El proceso Karl Fischer desarrollado a principios de siglo en Alemania sigue siendo el proceso típico y el más usado para la oxidación de metanol en presencia de plata metálica, y solamente se han adicionado algunas mejoras con la finalidad de aumentar su eficiencia.

En este proceso el aire primeramente es lavado en una columna, con una solución al 5% de hidróxido de sodio, con el fin de eliminar las trazas de impurezas, como polvo, dióxido de carbono, ácido sulfhídrico y dióxido de azufre, que pudieran actuar como venenos para el catalizador.

Para compensar por evaporación se añade agua a la torre y la solución se reemplaza una vez por semana normalmente. (Algunas patentes prefieren lavar el aire con la solución de formaldehído que se obtiene como producto, ya que la cantidad en que estas impurezas están presentes en el aire es mínima, y no afecta la calidad final de la solución, mientras que sí disminuye el costo de operación).

Después de lavado, el aire se comprime a 6.5 psig. aproximadamente y pasa a través de una columna vaporizadora donde se satura con metanol del tanque de almacenamiento, para lograr una composición en volumen de:

Metanol	36%
Agua	3%
Aire	<u>61%</u>
	100%

a 6 psig y 50°C.

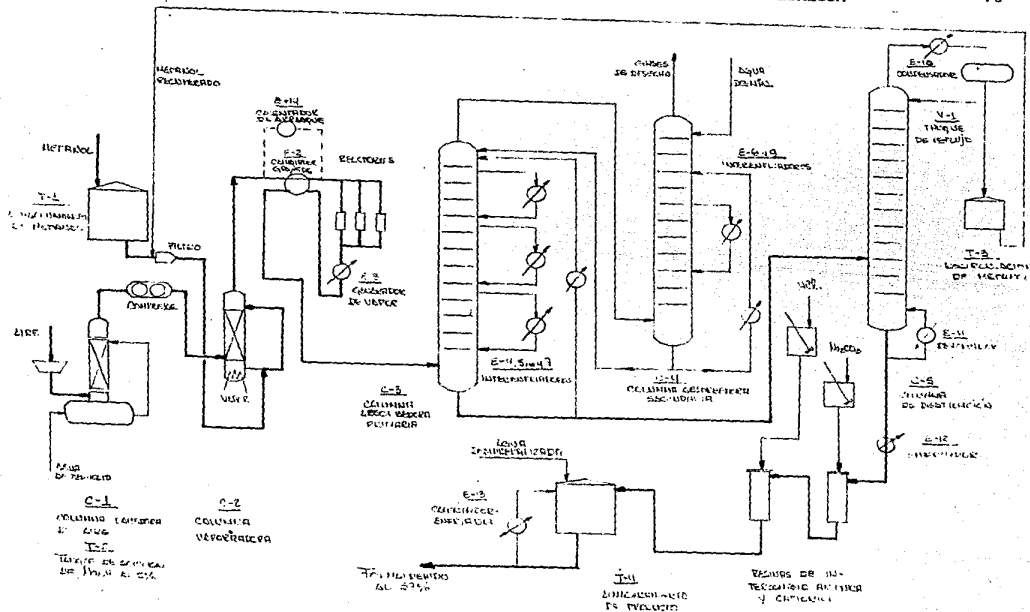
Como muestra la figura 5.3 la mezcla de aire y vapores de metanol se calientan a 150°C usando los gases de salida de los reactores y son alimentados a una batería de reactores conectados en paralelo.

Normalmente se usan reactores pequeños de acero inoxidable 304, y de aproximadamente 1.3 pies de diámetro con camas de catalizador de una a dos pulgadas de espesor que contiene granalla de plata de aproximadamente 0.014 pulgadas de diámetro. El tiempo de contacto es de 0.01 segundos y dado el espesor de la cama, la caída de presión es despreciable. La razón de usar varios reactores es de aumentar la uniformidad en el tiempo de residencia, además de facilitar el cambio de catalizador que en condiciones normales trabaja satisfactoriamente de tres a cuatro meses.

La reacción se lleva a cabo a 590-620°C y a una presión de 6 psig, de ahí los gases son rápidamente enfriados a 190°C aproximadamente en un generador de vapor y después pasan a precalentar los gases de entrada a los reactores de donde salen a 80°C para ser alimentados a la sección de absorción.

El formaldehído, y el metanol que no reaccionó, que llevan los gases de reacción son absorbidos en dos columnas que operan en serie. La primera se opera entre 40 y 60°C y maneja una concentración de formaldehído en el fondo de 50% aproximadamente; en la segunda se introduce agua como riego

Fig. 5.3 FORMALDEHIDO A PARTIR DE METANOL USANDO PLATA METALICA



para efectuar la absorción, se opera entre 40 y 50°C y la corriente del fondo con 30% de formaldehído es enviada como riego a la primera absorbadora, mientras que el domo, que prácticamente contiene nitrógeno y los gases producidos en la reacción son descargados a la atmósfera.

La corriente del fondo de la absorbadora primaria se alimenta a una columna de destilación, para reducir el contenido de metanol en la corriente del fondo a menos del 1% (Si se requiere obtener una solución de formaldehído al 37% con 12% de metanol, el paso de destilación no es necesario). Esta corriente es enfriada y alimentada a un tren de intercambio iónico, con el fin de eliminar el fierro y el ácido fórmico, posteriormente es almacenada, donde se hacen los ajustes de concentración necesarios añadiendo agua desmineralizada al tanque. La corriente del domo de la columna de destilación con un 98% de metanol se retorna a la columna vaporizadora, para alimentarse nuevamente a los reactores.

El rendimiento promedio de este proceso es del 90%, con una conversión del 80% por paso, manejando una concentración de 38% en volumen de metanol en la alimentación, sin embargo existen publicadas algunas mejoras o variaciones tendientes a superar estos porcentajes o a minimizar los costos de operación de la Unidad.

Conforme se aumenta la concentración de metanol en los gases de alimentación el rendimiento por paso disminuye, pero se incrementa el rendimiento neto. La eficiencia de operación del catalizador puede ser evaluada a partir de la composición de los gases de desecho de la segunda absorbadora como se muestra en la siguiente tabla.

Tabla 5.1ANALISIS DE LOS GASES DE DESECHO ( % EN VOLUMEN )

	Catalizador eficiente	Catalizador viejo
CO <sub>2</sub>	4.8	5.5
CO	0.2	0.6
CH <sub>4</sub>	0.3	0.4
O <sub>2</sub>	0.3	0.3
H <sub>2</sub>	20.2	17.5
Ne <sub>2</sub> (por diferencia)	74.2	75.7
	$\%CO_2 + \%CO + \%CH_4$	
% eficiencia = 100-100	<hr/>	
	$0.528(\%N_2) + \%H_2(\%CH_4) - \%CO - 2(\%CO_2) - 2(\%O_2)$	
Para el catalizador eficiente	=	89.3%
Para el catalizador viejo	=	85.74%

Variantes y mejoras en el proceso

Con el objeto de plantear todas las alternativas de operación que pueden usarse en la aplicación de este proceso se tomará como base el diagrama que aparece en la figura 5.3 y se analizarán las operaciones unitarias que incluyen, citando en cada caso las modificaciones que pueden efectuarse.

Primeramente, en cuanto al lavado del aire de proceso, se ha determinado, en base a la experiencia de algunos fabricantes, que solamente es necesario cuando en la localidad en que se instala la Planta existe otra unidad que genera óxidos de azufre como gases de desecho, ya que a la concentración en que normalmente se encuentran en el aire (alrededor de 11 ppb), no constituyen un veneno para el catalizador de plata.

En el caso particular de este estudio, no existe este problema, ya que no hay generación de gases sulfurosos.

En cuanto a la vaporización del metanol, el proceso descrito anteriormente usa una columna vaporizadora, en donde el aire arrastra al metanol para formar la mezcla. Este método no permite un control adecuado de la concentración de alimentación, por lo que es preferible alimentar por separado el aire y el metanol ya caliente a un mezclador, controlando por medio de un relacionador de flujo las cantidades alimentadas.

Para vaporizar el metanol es más conveniente usar una caldereta o rehervidor Kettle, o un tanque vaporizador con un rehervidor termosifón; el medio de calentamiento puede ser vapor o los gases de salida de los reactores. Por este medio se puede lograr un mejor control de la cantidad de metanol que es vaporizada y alimentada al proceso.

En el sistema de reacción existen publicadas una gran cantidad de modificaciones tendientes a maximizar la eficiencia o a preservar la actividad del catalizador durante períodos más largos que redundan en la reducción de costos de operación.

Al parecer, la introducción de vapor de agua con los gases de reacción tiene efectos notables en el rendimiento de este proceso. Según los reportes, se logra una disminución en la temperatura de reacción, con lo que se aumenta el rendimiento debido a que se disminuye la descomposición del formaldehído.

Por otro lado, uno de los inconvenientes de este proceso, es que la destilación del exceso de metanol requiere de grandes cantidades de vapor y de agua de enfriamiento.

Con la adición de vapor de agua a la reacción se puede reducir la cantidad de metanol alimentado sin que se llegue a concentraciones explosivas. Hay publicadas diferentes patentes que manejan por ejemplo del 30 al 50% de agua en la corriente de metanol, o una relación en peso de agua a metanol de 1.0 : 1.8.

Otros estudios señalan conveniente la aspersión de una corriente de agua al reactor, por debajo de la cama de catalizador. Esta corriente produce un enfriamiento más rápido de los gases de reacción reduciendo la ocurrencia de reacciones laterales que afectan la eficiencia. El control de esta corriente debe ser "on-off" para interrumpir el flujo cuando se corte la alimentación de gases, con el objeto de no producir un choque térmico en las paredes del reactor, y en operación normal se deben ajustar el ángulo de las espreas para que el agua no toque la cama de catalizador.

Para efectuar estas modificaciones tanto el vapor como el agua que se introduzcan a la reacción deben de estar libres de compuestos de azufre, especialmente dióxido de azufre, y de fierro, ya que se ha observado que en la cama de catalizador se forma óxido de fierro que a su vez genera carbón y causa canalizaciones y acidez, debido al oxígeno que pasa sin reaccionar.

Si en el sistema de generación de vapor en la planta se usan sulfitos como inhibidores de corrosión, deberán cambiarse por hidrazinas, o colocar un tratamiento con resinas de lecho mixto a la entrada de los reactores, para eliminar los compuestos de azufre que pueda contener el vapor.

Con el objeto de minimizar la presencia de fierro en el sistema de reacción algunas patentes recomiendan el uso de otros materiales de construcción para los reactores. En



base a algunas pruebas, se ha demostrado que el acero inoxidable promueve la formación de óxido de hierro en el catalizador; entre los materiales probados, se encontró que con el cobre y el monel la cantidad de hierro en el catalizador es mínima, prefiriéndose el monel debido a su mayor resistencia mecánica.

En lo que respecta al catalizador, se han publicado varias patentes que sólo varían en la presentación física de la plata. Normalmente se usan mallas, granalla, cristales o precipitado sobre un soporte. La selectividad de las diferentes presentaciones no varían considerablemente, y normalmente está en un rango del 85 al 95%, aumentando mientras más rápido se efectúe el apagado de los gases y cuando se maneja una temperatura uniforme en el catalizador para lo que puede instalarse un plato o tubo distribuidor.

Recientemente se han logrado selectividades arriba del 90% usando alambre de tantalio anodizado, a presión atmosférica y 675°C, con un tiempo de contacto de 0.62 segundos.

Para hacer más eficiente el sistema de absorción, se puede alimentar agua refrigerada a la segunda columna, operando ésta entre 15 y 20°C y la primera entre 20 y 70°C. La temperatura de alimentación del agua refrigerada no es conveniente que sea muy baja, ya que al aumentar la absorción en las columnas se provoca que en el domo de la columna de destilación se obtengan porcentajes muy altos de metilal y metoximetilal que al recircularse al reactor desvirtúan la relación aire-metanol que se está alimentando.

El uso de resinas de intercambio iónico para eliminar el ácido fórmico y las impurezas metálicas que pueda contener la solución producto ha demostrado su conveniencia en ciertas circunstancias. Sin embargo la mayoría de los

productores de formaldehído logran la especificación de acidez por medio de un proceso bien controlado y cuidando la calidad del metanol que se usan como materia prima.

En el caso de instalar las resinas de intercambio iónico, se debe tener cuidado de que el pH de la solución tratada no se eleve de 4.5 pues esto cataliza la polimerización del formaldehído. Debido a esto, para la regeneración de las resinas se recomienda una base débil, como una solución de carbonato o bicarbonato de sodio.

Existen algunas modificaciones tendientes a mejorar la eficiencia en el aprovechamiento del calor. Algunos autores proponen localizar la destilación de metanol antes del paso de absorción de manera que los gases de reacción alimenten el calor suficiente para efectuar la rectificación, mientras que al mismo tiempo se efectúa el "apagado" de los gases. Bayer patentó un complicado sistema de recuperación de calor, en el cual los gases de reacción generan vapor sobrecalentado para accionar una bomba de vacío conectada a la columna de destilación. El vapor que sale de la bomba suministra una porción del calor requerido por el rehervidor así como el vapor de agua que se añade a la alimentación. El resto del calor que necesita la columna es obtenido de la solución de formaldehído de la columna de absorción.

#### b. Catalizado con molibdato férrico

La patente básica para este proceso fué desarrollada por Bakelite Corporation en 1933. A partir de esta fecha se han hecho varias modificaciones tratando de lograr un mejor aprovechamiento del calor, aumentando la eficiencia del catalizador y reduciendo los requerimientos de equipo.

Este proceso difiere del anterior en que se efectúa

a temperaturas de reacción más bajas, entre 260 y 370°C y con mayor cantidad de aire en exceso (90-93%), en los gases de alimentación. El trabajar a temperaturas más bajas minimiza las reacciones secundarias y la descomposición del formaldehído, por lo que no se requiere darle un tratamiento iónico a la solución para eliminar el ácido fórmico.

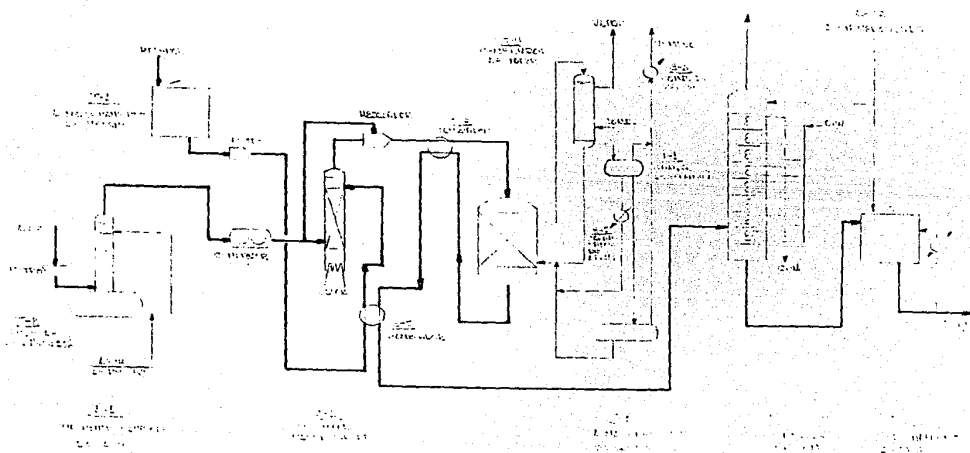
El rendimiento total de este proceso es mayor que el del proceso con plata metálica. El catalizador usualmente no se envenena con los sulfuros de aire y es susceptible de producir vapor debido a su masa y contenido de calor.

Sin embargo, este proceso requiere de compresores más grandes con mayor potencia, y el equipo de proceso debe de ser más grande, para poder manejar el volumen de aire necesario. Por otro lado la absorción del formaldehído es más difícil, debido a la baja concentración de este en los gases de reacción.

En la figura 5.4 se ilustra el proceso para la obtención del formaldehído usando óxidos de fierro y molibdeno. El aire primeramente es lavado con una solución de hidróxido de sodio al 5% en una torre empacada, con el fin de eliminar el polvo y otras impurezas, después se comprime a 7.5 psig. El 10% de esta corriente se satura con vapores de metanol por medio de una columna vaporizadora empacada. Después del vaporizador se vuelven a unir las dos corrientes para lograr una composición en volumen de los gases de alimentación de:

Nitrógeno	69.2 %
Oxígeno	18.5 %
Metanol	7.8 %
Agua	<u>4.5 %</u>
	100.0 %

Fig. 5.4 FORMALDEHIDO A PARTIR DE METANOL USANDO MOLIBDATO FERRICO



Esta mezcla es precalentada a 300°C aproximadamente usando los gases de reacción que salen del convertidor.

En este proceso el reactor consiste en una cámara de nueve pies de diámetro por seis pies de alto que contiene tubos de acero de una pulgada de diámetro. Cada tubo contiene cuatro pies de catalizador sin soporte y una capa de un pie de espesor de pellets de carbono inerte por arriba y por debajo de la cama de catalizador. Para mantener la temperatura de reacción por debajo de los 350°C se puede llenar la cámara de reacción con Dowtherm A, provocando su ebullición o recircular algún aceite mineral por el exterior de los tubos. La producción de vapor para aprovechamiento del calor de reacción se logra por condensación de los vapores de Dowtherm o por enfriamiento del aceite mineral en un generador de vapor.

Los gases de reacción producidos, que contienen 7% de formaldehído en volumen se enfrían con los gases de alimentación y con metanol líquido, después pasan a una torre de absorción en donde se separa el formaldehído de los gases de reacción alimentándole agua por el domo. La solución que sale por el fondo de la columna contiene 37% de formaldehído y 0.8% de metanol, por lo que está lista para ser almacenada.

El rendimiento total de este proceso con base en el metanol es de 92-93% con una conversión del 97.7% y una selectividad del 94.5%.

El flujo de los gases de reacción a la columna absorbidora es considerablemente mayor que para el proceso catalizado con plata metálica, y por lo tanto la concentración de formaldehído mucho más baja, consecuentemente el diámetro de la torre es mayor, y se necesitan temperaturas de absorción más bajas para recuperar la totalidad del formaldehído.

Los datos de equilibrio para la absorción líquido-vapor del formaldehído indican que para obtener una solución al 37% es necesario usar agua de enfriamiento a 70°F, y para una solución del 50% se necesitaría agua a 50°F, esto indica la necesidad de un equipo de refrigeración para enfriamiento de agua mayor que para el proceso catalizado con plata.

En lo relativo al catalizador existen publicadas una gran cantidad de patentes y artículos técnicos:

Reichhold usa un soporte de carburo de silicio u óxido de fierro que aumenta la uniformidad en las temperaturas de la cama, aumentando la vida del catalizador y permitiendo concentraciones de metanol en los gases de alimentación hasta de un 16%.

Otros autores mencionan un catalizador auto-soportado preparado por precipitación a partir de una solución de cloruro de fierro y molibdato de amonio en un pH de 0.5-3.5. Este catalizador produce soluciones con menos del 1% de metanol y 0.02% de ácido fórmico.

En una patente francesa se prepara el catalizador de una manera similar, añadiendo celulosa para aumentar su porosidad. Usan una proporción de  $\text{MoO}_3$  y  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  entre 3 y 8 y reportan selectividades del 96% con rendimientos del 94%.

Montecatini añade a su catalizador 1.5 - 3.0% de óxido de cobalto, para aumentar su resistencia mecánica. Se obtienen rendimientos promedio del 91% usando 9.6% de metanol en los gases de alimentación.

### c. Comparación de los dos procesos

#### Balance de calor

Los datos de equilibrio para la absorción líquido-vapor del formaldehído indican que para obtener una solución al 37% es necesario usar agua de enfriamiento a 70°F, y para una solución del 50% se necesitaría agua a 50°F, esto indica la necesidad de un equipo de refrigeración para enfriamiento de agua mayor que para el proceso catalizado con plata.

En lo relativo al catalizador existen publicadas una gran cantidad de patentes y artículos técnicos:

Reichhold usa un soporte de carburo de silicio u óxido de fierro que aumenta la uniformidad en las temperaturas de la cama, aumentando la vida del catalizador y permitiendo concentraciones de metanol en los gases de alimentación hasta de un 16%.

Otros autores mencionan un catalizador auto-soportado preparado por precipitación a partir de una solución de cloruro de fierro y molibdato de amonio en un pH de 0.5-3.5 Este catalizador produce soluciones con menos del 1% de metanol y 0.02% de ácido fórmico.

En una patente francesa se prepara el catalizador de una manera similar, añadiendo celulosa para aumentar su porosidad. Usan una proporción de  $\text{MoO}_3$  y  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  entre 3 y 8 y reportan selectividades del 96% con rendimientos del 94%.

Montecatini añade a su catalizador 1.5 - 3.0% de óxido de cobalto, para aumentar su resistencia mecánica. Se obtienen rendimientos promedio del 91% usando 9.6% de metanol en los gases de alimentación.

### c. Comparación de los dos procesos

#### Balance de calor

La mayor cantidad de calor generado por el proceso que usa molibdato férrico tiene como resultado una oxidación más completa del hidrógeno intermediario, esto permite la generación de vapor en exceso de los requerimientos de proceso.

Sin embargo, con el catalizador de plata, la diferencia de calores de reacción se ve compensada por la disponibilidad del calor de combustión del hidrógeno y del metano que llevan los gases de desecho. La utilización de este calor de combustión extra para generar vapor, convierte al proceso con catalizador de plata independiente de fuentes externas de calor, pero no produce vapor en exceso, a menos que se desee producir soluciones de formaldehído con alto contenido de metanol, para lo cual se suprime la etapa de destilación.

La figura 5.5 muestra los balances de calor para los dos procesos tomando como base una producción de 100 millones de libras por año.

Es interesante hacer notar que en las torres de absorción se transfieren siete millones y doce millones de Btu/Hr., para los procesos de plata y molibdato férrico respectivamente, sin embargo, debido a la baja temperatura que se maneja, este calor no puede ser aprovechado directamente. Existe un proceso de Bayer que utiliza este calor para destilar al vacío el exceso de metanol, lo que aumenta la rentabilidad del proceso a base de plata.

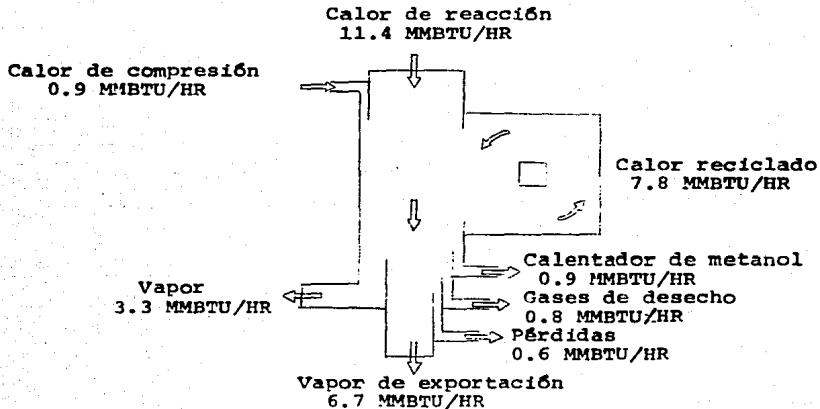
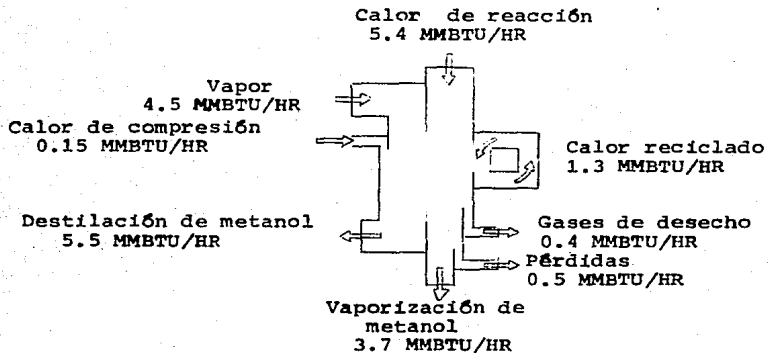
## C O S T O S

El Stanford Research Institute efectuó en 1967 un estudio comparativo de costos para estos procesos, tomando como base una producción de 100 millones lb/año. Estos costos están resumidos en la tabla 5.2.



Fig. 5.5 BALANCE DE CALOR PARA LOS PROCESOS A PARTIR DE METANOL.

Catalizado con plata metálica.



La inversión para el proceso con molibdato férrico es mayor, ya que el equipo requerido es más grande debido a el flujo de aire requerido, además de que se necesita un equipo de refrigeración mayor para recuperar por absorción el formaldehído de los gases de reacción. Por otro lado, los costos de producción son mayores para el proceso con plata metálica debido a la necesidad de destilar el exceso de metanol y a que no genera vapor fuera del sistema.

Esencialmente, las principales desventajas del proceso con molibdato férrico son sus grandes volúmenes de gas manejados y las dificultades de absorción del formaldehído en los gases, pero por otro lado presenta mejores rendimientos y mayor simplicidad, ya que se eliminan los pasos de destilación e intercambio iónico presentes en el otro proceso.

En general, ya que los costos de producción y la inversión difieren muy poco, la selección de uno u otro proceso dependerá de las condiciones específicas del mercado que se pretenda satisfacer y de la localidad en que la planta se vaya a instalar.

Por ejemplo, si las especificaciones del mercado indican un alto contenido de metanol en la solución de formaldehído, el proceso a base de plata se verá favorecido. Igualmente sucedería si en la localidad en que se va a instalar la planta se tiene una alta temperatura del agua de enfriamiento, o si no hubiera necesidad de vapor para otras áreas. Lógicamente, si se tienen condiciones inversas todo favorecería la instalación del proceso a base de molibdato férrico.

T a b l a 5.2

Catalizado con plata metálica      Catalizado con Molibdato Férrico

Inversión (millones de pesos)

Equipo de Proceso	644.0	784.0
S e r v i c i o s	<u>245.0</u>	<u>294.0</u>
Total, excluyendo terreno	1,246.0	1,470.0

Costo de Producción (\$/Kg 37%  
CH<sub>2</sub>O).

M e t a n o l	20.69	20.20
Otros materiales	0.66	0.65
Mano de obra y mantenimiento	2.62	2.36
S e r v i c i o s	0.78	1.31
Costos indirectos	<u>7.81</u>	<u>8.11</u>
Total:	32.56	32.63
Menos valor calórico de los gases de salida	0.18	
Menos valor del vapor en exceso producido		<u>0.40</u>
COSTO NETO DE PRODUCCION:	<u>32.38</u>	<u>32.23</u>

## V . ESTUDIO DEL PROCESO

Después de analizar las ventajas y desventajas de los dos procesos a partir de metanol, es necesario decidir cual de los dos es el más conveniente para usarse con el equipo que se tiene disponible.

Recordando la conclusión que se obtuvo en el Capítulo II, donde se presentó el estudio de mercado, el objetivo de este trabajo es integrar un sistema en donde se obtenga la máxima capacidad posible.

Dado que los volúmenes manejados en el proceso catalizado con molibdato férrico son muy grandes, la capacidad de la unidad se vería muy limitada por el diámetro de las columnas de absorción disponibles por lo que es más conveniente usar el proceso catalizado con plata, que nos dará en este caso mayor capacidad.

Por otro lado, instalar el proceso catalizado con molibdato férrico requiere de mayor inversión, pues los diámetros de las tuberías aumentan y el equipo de reacción es más sofisticado que para el caso del proceso catalizado con plata.

Por lo tanto es más conveniente utilizar el proceso catalizado con plata metálica. A continuación aparece el listado del equipo que se tiene disponible.

## A) LISTADO DE EQUIPO DISPONIBLE

Columnas

Clave	Características	Materiales
T-1	3'-6"Ø x 27' altura 3 Secciones Empacadas de 7'c/u Empaque: Rasching Ring de 2"Ø	Cuerpo INOX-316 Empaque: Cerámica
T-2	3'-6"Ø x 42' altura 3 Secciones Empacadas de 8'c/u Empaque: Raschig Ring de 1 1/2"Ø	Cuerpo INOX-316 Empaque: Cerámica
T-3	3'-0"Ø x 75' altura 50 Platos tipo sieve	Acero al Carbón
T-4	3'-6"Ø x 80' altura 50 Platos tipo calotas	Acero al Carbón
T-5	3'-0" x 63' altura 50 Platos tipo calotas	INOX-316
T-6	3'-0"Ø x 80' altura 50 Platos tipo sieve	INOX-316

Cambiadores de Calor

Clave	Dimensiones	Materiales
C-1	18"Ø x 20' Long. 146 Tubos, 1"Ø, 14 Bwg. Pitch $\Delta$ de 1 1/4" B=30" Sup. 760 ft <sup>2</sup>	Tubos, espejos y cabezas INOX-316 Coraza: Acero al carbón
C-2	22"Ø x 10' Long. 172 Tubos, 1"Ø, 14 Bwg, 4 pasos Pitch $\Delta$ de 1 1/4", B=18" Sup. 575 ft <sup>2</sup>	Tubos, espejos y coraza de INOX-316 Cabezas: acero al carbón
C-3	20"Ø x 12' Long. 172 Tubos, 1"Ø, 14 Bwg, 4 pasos Pitch $\Delta$ de 1 1/4" B=20" Sup. 495 ft <sup>2</sup>	Tubos, espejos y coraza de INOX-316 Cabezas: acero al carbón

C-4	18"Ø x 10' Long. 146 Tubos, 1"Ø 14 Bwg. 2 pasos Pitch $\Delta$ de 1 1/4", B=30" Sup. 374 ft <sup>2</sup>	Cabezas, tubos y espejos INOX-316 Coraza: acero al carbón
C-5	6"Ø x 20' Long. 14 Tubos, 1"Ø, 14 Bwg. 2 pasos Pitch $\Delta$ de 1 1/4", B=30" Sup. 73 ft <sup>2</sup>	Tubos, espejos y coraza de INOX-316 Cabezas: acero al carbón
C-6	Rehervidor 24"Ø x 5' Long. 261 Tubos 1"Ø, 14 Bwg. Pitch $\Delta$ de 1 1/4" Sup. 330 ft <sup>2</sup>	Todo acero al carbón
C-7	30"Ø x 20' Long. 388 Tubos 1"Ø, 14 Bwg. 4 pasos Pitch $\Delta$ de 1 1/4" B=30" Sup. 2010 ft <sup>2</sup>	Todo acero al carbón
C-8	Rehervidor 16"Ø x 5' Long. 108 Tubos 1"Ø 14 Bwg. Pitch $\Delta$ de 1 1/4" Sup. 132 ft <sup>2</sup>	Cabezas, tubos y espejos INOX-316 Coraza: acero al carbón
C-9	20"Ø x 10' Long. 172 Tubos 1"Ø 14 Bwg. 4 pasos Pitch $\Delta$ de 1 1/4" B=30" Sup. 432 ft <sup>2</sup>	Todo acero al carbón
C-10	10"Ø x 20' Long. 44 Tubos 1"Ø 14 Bwg. 2 pasos Pitch $\Delta$ de 1 1/4" B=18" Sup. 228 ft <sup>2</sup>	Todo acero al carbón
C-11	6"Ø x 10' Long. 14 Tubos 1"Ø 14 Bwg. 2 pasos Pitch $\Delta$ de 1 1/4" B=18" Sup. 36 ft <sup>2</sup>	Todo acero al carbón
C-12	Rehervidor 16"Ø x 5' Long. 108 Tubos 1"Ø 14 Bwg. Pitch $\Delta$ de 1 1/4" Sup. 132 ft <sup>2</sup>	Todo acero al carbón
C-13	15"Ø x 20' Long. 150 Tubos 1"Ø 14 Bwg. 2 pasos Pitch $\Delta$ de 1 1/4" B=20" Sup. 930 ft <sup>2</sup>	Todo acero al carbón

C-14	6"Ø x 10' Long. 12 Tubos 1"Ø 14 Bwg. 4 pasos Pitch $\Delta$ de 1 1/4" B=8" Sup. 31 ft <sup>2</sup>	Todo acero al carbón
C-15	20"Ø x 20' Long. 187 Tubos 1"Ø 14 Bwg. 1 paso Pitch $\Delta$ de 1 1/4" B=30" Sup. 970 ft <sup>2</sup>	Tubos, espejos y coraza de INOX-304 Cabezas Acero al carbón
C-16	20"Ø x 10' Long. 180 Tubos 1"Ø 14 Bwg. 2 pasos Pitch $\Delta$ de 1 1/4" B=20" Sup. 460 ft <sup>2</sup>	Tubos, cabezas y espejos INOX-316 Coraza: Acero al carbón
C-17	Rehervidor 20"Ø x 5' Long. 176 Tubos 1"Ø 14 Bwg. Pitch $\Delta$ de 1 1/4" Sup. 215 ft <sup>2</sup>	Tubos, espejos y cabezas INOX-316 Coraza: Acero al carbón
C-18	Rehervidor 24"Ø x 5' Long. 272 Tubos 1"Ø 14 Bwg. Pitch $\Delta$ de 1 1/4" Sup. 330 ft <sup>2</sup>	Tubos, espejos y cabezas INOX-316 Coraza: Acero al carbón

### Recipientes

Clave	Características	Materiales
R-1	2'-0"Ø x 5'-0" Alt. Vertical 445 Litros Tapas Torriesféricas	INOX-316
R-2	5'-0"Ø x 5'-0" Alt. Vertical 2780 Litros Tapas planas	Acero al carbón
R-3	3'-6"Ø x 5'-6" Alt. Vertical 1500 Litros Tapas Torriesféricas	Acero al carbón
R-4	2'-6"Ø x 4'-6" Alt. Vertical 625 Litros Tapas Torriesféricas	Acero al carbón
R-5	3'-0"Ø x 5'-0" Alt. Vertical 1000 Litros Tapas Torriesféricas	Acero al carbón

R-6	30'-0"Ø x 20'-0" Alt. Vertical 400,000 Litros Tanque API (Planas)	Acero al carbón
R-7	6'-6"Ø x 7'-6" Alt. Vertical 7050 Litros Tapas planas	Aluminio
R-8	4'-0"Ø x 6'-6" Alt. Vertical 2,300 Litros Tapas planas	Aluminio
R-9	26'-0"Ø x 20'-0" Alt. Vertical 300,000 Litros Tanque API (Planas)	Acero al carbón
R-10	6'-6"Ø x 7'-6" Alt. Vertical 7050 Litros Tapas planas	Aluminio
R-11	6'-6"Ø x 7'6" Alt. Vertical 7050 Litros Tapas planas	Aluminio
R-12	4'-0" x 6'-6" Alt. Vertical 2300 Litros Tapas planas	Aluminio
R-13	21'-6"Ø x 19'-0" Alt. Vertical 195,000 Litros Tanque API	Acero al carbón
R-14	19'-0" x 15'-0" Alt. Vertical 120,000 Litros Tanque API.	Acero al carbón

### Compresores

Clave	Marca y Modelo	Características
MC-1	Ingresoll Rand Centrífugo (con filtro a la la succión)	P máxima Descarga = 65 Psia Cap. Máx. = 345 CFM. Temp. Descarga = 95°F Psucc. = 11.6 Psia Motor: 350 H.P. a 3600 RPM
MC-2	Root 88 Desplazamiento Positivo	P máxima Descarga 10 Psi Velocidad Máx. = 1450 RPM. Cap.Máx. a Pmax=736 CFM a VMAX BHP a PMAX=40.5 a VMAX.



Bombas

Clave	Marca	Modelo	Ø Impulsor (Pulg.)	Motor Potencia	Motor Velocidad	Material
B-1	Byron Jackson	1 1/4-TLM	5 7/8	2.0	3600	INOX-316
B-2	Worthington	3/4-CNFE-42	4 5/8	2.0	3600	Fefe
B-3	Worthington	2-CN-62	6 7/16	7.5	3600	INOX-316
B-4	Sentinel	C-254-A	6 1/2	3.0	3600	INOX-316
B-5	Worthington	3/4-CNF-42	4 7/16	3.0	3600	Fefe
B-6	Worthington	1 1/2-CNG-52	5 1/8	3.0	3600	INOX-316
B-7	Worthington	3/4-CNF-42	4 1/2	2.0	3600	Fefe
B-8	Sentinel	C-254-A	6 1/2	2.0	3600	INOX-316
B-9	Worthington	1-CN-62	6	5.0	3600	INOX-316
B-10	Worthington	1-CNFE-52	5 3/4	3.0	3600	INOX-316
B-11	Worthington	3/4-CNF-42	4 3/4	1.0	1800	Fefe
B-12	Sentinel	C-254	6.0	7.5	3600	INOX-316
B-13	Sentinel	C-254	6.0	7.5	3600	INOX-316
B-14	Worthington	3/4-CNF-42	3 15/16	1.0	3600	Fefe
B-15	Worthington	1-CN-42	4 7/16	2.0	3600	INOX-316
B-16	Worthington	3/4-CNF-42	3 15/16	2.0	3600	Fefe
B-17	Sentinel	C-380-SM	6.0	5.0	3600	INOX-316
B-18	Worthington	2-CN-62	6 3/4	7.5	3600	INOX-316
B-19	Worthington	2 1/2-CN-82	8 3/4	40.0	3600	INOX-316
B-20	Sentinel	C-254	6.0	7.5	3600	Fefe

## I N S T R U M E N T A C I O N

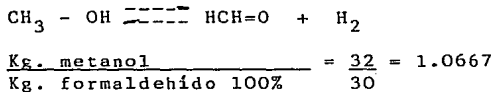
Cantidad	Instrumento	Descripción
6	RCF	Registrador Controlador de Flujo
14	RF	Registrador de Flujo
4	RCT	Registrador controlador de temperatura
18	RT	Registrador de Temperatura
10	ICN	Indicador-Controlador de nivel
14	IN	Indicador de Nivel

## B) BASES DE DISEÑO

La siguiente información servirá como base para la integración del presente estudio:

1.- Se usará el equipo mayor disponible para alcanzar la capacidad máxima permisible.

2.- Se usará una eficiencia de diseño de 87%. Es decir, al consumo de metanol estequiométrico:



se le deberá aumentar las pérdidas por eficiencia:

$$\frac{\text{Kg. metanol}}{\text{Kg. formaldehído 100\%}} = \frac{1.0667}{0.87} = 1.226$$

que, corrigiendo por pureza:

$$\frac{\text{Kg. metanol}}{\text{Kg. formaldehído 100\%}} \text{ (real)} = \frac{1.226}{0.99} = 1.238$$

transformando a solución al 37%:

$$\frac{\text{Kg. metanol}}{\text{Kg. formaldehído al 37\%}} \text{ (real)} = 0.458$$

3.- Se asumen 350 días de operación por año.

4.- Las especificaciones para la materia prima y producto terminado aparecen en el Apéndice B.

5.- La mezcla aire-metanol que se alimenta a la reacción se ajustará arriba del límite máximo de explosividad

es decir, 51% de metanol en volumen.

6.- Se cuenta con los siguientes servicios auxiliares en límites de batería:

Vapor 300 Lb/in<sup>2</sup>  
 Temp. de saturación 406°F = 208°C  
 (Correspondiente a 250 lb/in<sup>2</sup>)

Vapor 100 lb/in<sup>2</sup> 327°F = 164°C  
 (Correspondiente a 85 lb/in<sup>2</sup>)

Agua de Enfriamiento  
 Temperatura 79°F = 26.1°C  
 (AT de diseño en cambiadores 18°F = 10°C)

Agua Desmineralizada  
 Temperatura 122°F = 50°C

Salmuera  
 Temperatura 23°F = 5°C  
 (AT de diseño en cambiadores 11°F = 6.1°C)

Aire de Instrumentos  
 Presión 20 lb/in<sup>2</sup>

Se consideró un consumo de 0.5 ft<sup>3</sup>/min. por entrada de aire.

Gas Natural  
 Presión = 200 lb/in<sup>2</sup>

7.- Los diámetros de las líneas se dimensionaron usando el criterio de velocidades recomendadas.

Agua de enfriamiento 6 a 7 ft/seg.

Líquido (por gravedad)	3 a 4 ft/seg.
Soluciones acuosas	6 a 7 ft/seg.
Vapores orgánicos	65 - 70 ft/seg.
Vapor de agua	75 - 85 ft/seg.

8.- Presión atmosférica = 760 mm. Hg.

9.- Conversión por paso en la reacción = 52%

10.- Para los tanques de materia prima y producto terminado se considera como tiempo mínimo de almacenaje 10 días.

11.- Para los tanques recibidores de proceso se consideraran 15 minutos para amortiguar variaciones por falla de corriente eléctrica.

### C) CAPACIDADES MAXIMAS

Para este estudio de capacidades máximas se debe analizar el equipo mayor disponible y tratar de integrar un esquema de proceso adecuado. Después, con la ayuda de herramientas de cálculos apropiados, analizar cada uno de los equipos hasta determinar la capacidad máxima a la que pueden operar; entonces, el equipo que ofrezca la menor capacidad será el limitante del proceso y toda la unidad se deberá adecuar para trabajar a esta capacidad.

Una primera selección se debe efectuar usando criterios sencillos, como materiales de construcción, tipo de equipo, dimensiones generales, etc.

Si analizamos la lista de Columnas disponibles es factible desechar de un análisis más profundo la T-3 y la T-4 ya que por ser de acero al carbón no pueden ser incluidas en el esquema, pues sufrirían una corrosión excesiva. Esto nos deja como Columnas de Absorción la T-1 y la T-2 (Columnas Empacadas) y solamente es necesario escoger entre T-5 y T-6 como Columnas de Destilación final.

La T-5 tiene platos tipo calotas y una separación entre platos de 15 pulg. La T-6 tiene platos tipo sieve y separación entre platos de 18 pulg. Los platos sieve ofrecen mayor eficiencia, flexibilidad y rango de operación que los platos de calotas, y por otro lado, una separación entre platos de 18 pulg. ofrece mayor capacidad que una de 15 pulg. por lo que la más conveniente en este caso es la T-6.

Los cambiadores, bombas y recipientes no es necesario considerarlos dentro del estudio de capacidades máximas, ya que estos se pueden cambiar de servicio y relocalizar fácilmente para adecuarlos donde sea necesario.

En este caso, otro equipo que pudiera limitar la capacidad de la unidad sería el compresor MC-1, por lo que debe ser considerado en este estudio preliminar.

Las Columnas T-1 y T-2 se calcularon usando un método rápido presentado por Hung Xuan Nguyen<sup>(8)</sup> en el que se calcula el diámetro de la Columna requerida para que opere ligeramente abajo del límite de inundación. Se hicieron cálculos a diferentes capacidades, como aparece en la siguiente tabla:

CAPACIDAD (Base: solución al 37%) (Ton/Año)	COLUMNA	
	T - 1 Diámetro Requerido	T - 2 Diámetro Requerido
10,000	2.25	2.17
15,000	2.84	2.79
20,000	3.46	3.31
25,000	4.26	4.18

Como puede verse, ambas Columnas operan a condiciones de carga parecidas, lo cual es lógico ya que los gases de desecho pasan a través de las dos, y pueden trabajar confiablemente a una capacidad de 20,000 T/A ya que ambas tienen un diámetro de 3'-6".

Para analizar la Columna T-6 como Columna de Destilación es necesario checarla en cuanto a su capacidad de rectificación (número de etapas) y en cuanto al comportamiento hidráulico de los platos sieve que tiene instalados.

(8) Hung Xuan Nguyen. Computer Program expedites packed tower design. Chew. Engr. November 20, 1978. P.P. 181-184

Dado que la destilación de las mezclas metanol-agua-formaldehído se comporta muy alejada de la idealidad, no se consideró conveniente checar su capacidad de rectificación por métodos teóricos, procediéndose a efectuar una prueba a nivel laboratorio y observar físicamente como se comporta la columna.

La columna que se usó a nivel laboratorio fué una tipo Oldershaw de vidrio de 1" de diámetro con 50 platos perforados. La alimentación se estableció en el plato # 40 y se fijaron dos cortes de material, por el recibidor del domo y por el fondo.

Como corriente de alimentación se preparó una mezcla de metanol-formaldehído-agua con una concentración parecida a la que se obtendrá por el fondo de la Columna Absorbadora primaria. Las concentraciones de alimentación fueron:

Alimentación	
Composición (% peso)	
Agua	30.0
Metanol	37.0
Formaldehído	<u>33.0</u>
	100.0

A esta columna se le alimentó un flujo de 10 cc. por minuto, obteniéndose los siguientes resultados:

Flujo	Alimentación	10 cc/min.
	Corte del Domo	4.5 cc/min.
	Corte del fondo	5.5 cc/min.
	Reflujo	15 cc/min.
Temperaturas:	Fondo	113°C
	Plato 10	109°C
	Plato 20	105°C
	Plato 30	100°C
	Plato 40	97°C
	Domo	89°C



Composiciones:	% en Peso	
	Fondo	Domo
Agua	57.4%	0.4%
Formaldehído	42%	17.6%
Metanol	0.6%	82%

Como puede verse, los resultados de esta primera prueba no fueron satisfactorias, pues la cantidad de formaldehído que se obtenía por el domo era demasiada, no pudiendo retornar esta corriente, rica en metanol, a la reacción. Por otro lado el perfil de temperaturas en la Columna no estaba lo suficientemente abierto y físicamente se veía que la Columna no se cargaba lo suficiente en los platos arriba de la alimentación, aún usando una relación de reflujo alta, provocando que el formaldehído se proyectara al domo.

En una segunda prueba se procedió a alimentar metanol al receptor de la Columna, como lo recomienda una patente, para cargar los platos superiores con el compuesto que se quiere obtener en el domo.

Los resultados esta vez fueron los siguientes:

Flujos:	Alimentación	10 cc./min.
	Alimentación metanol	4 cc./min.
	Corte del domo	8 cc./min.
	Corte del fondo	6 cc./min.
	Reflujo	11 cc./min.
Temperaturas:	Fondo	114 <sup>o</sup> C
	Plato 10	106 <sup>o</sup> C
	Plato 20	98 <sup>o</sup> C
	Plato 30	90 <sup>o</sup> C
	Plato 40	83 <sup>o</sup> C
	Domo	68 <sup>o</sup> C

## Composiciones

	% en Peso	
	Fondo	Domo
Agua	47.5%	2%
Formaldehído	52%	1%
Metanol	0.5%	97%

En este caso la separación fué más efectiva, obteniéndose en el domo una temperatura lo suficientemente baja para evitar que el formaldehído se concentrara en esa zona. Por otro lado, comparativamente se tuvo que usar menor reflujo que en el ensayo anterior, lo cual resulta más económico.

Por lo tanto, una Columna de 50 platos es adecuada para lograr la separación requerida, por lo que la Columna T-6 puede operar satisfactoriamente en este servicio.

El siguiente paso es checar que capacidad puede llegar a manejar esta columna de acuerdo con el diámetro que tiene y analizando el comportamiento hidráulico de los platos sieve.

Estos platos tienen las siguientes características:

Diámetro de orificios 3/16 pulg.  
 Pitch 7/16 pulg. triangular  
 Número de orificios por plato 3,600  
 Relación cuerda/Radio 0.25  
 Longitud del dique de salida 23.8 pulg.  
 Altura del dique de salida 1.5 pulg.  
 Zona de calma a la entrada 2 pulg.  
 Zona de calma a la salida 2 pulg.  
 Claro de la bajante 1 pulg.  
 Sin seal pan  
 Bajantes rectas

Esparcimiento entre platos 18 pulg.  
 Espesor del plato 3/16"

Para el cálculo de esta columna se usó el método presentado por David Chase<sup>(9)</sup> y los resultados aparecen a continuación:

Capacidad	Zona	% Inundación	Caída de presión por plato (psi)
10,000	Domo	63.8	0.057
	Sobre alimentación	52.1	0.053
	Bajo alimentación	59.8	0.063
	Fondo	62.4	0.062
15,000	Domo	69.4	0.064
	Sobre alimentación	59.1	0.060
	Bajo alimentación	66.6	0.069
	Fondo	68.9	0.068
20,000	Domo	74.5	0.076
	Sobre alimentación	65.4	0.071
	Bajo alimentación	72.4	0.076
	Fondo	73.1	0.075
25,000	Domo	78.2	0.082
	Sobre alimentación	69.4	0.079
	Bajo alimentación	81.5	0.084
	Fondo	77.8	0.083
30,000	Domo	86.4	0.096
	Sobre alimentación	79.2	0.091
	Bajo alimentación	94.5	0.091
	Fondo	92.6	0.116

Una columna con platos sieve opera adecuadamente

(9) Chase David. Sieve Tray Design - Part I and II.  
 Chem. Engr. July 31, 1967 and August 28, 1967  
 pp. 105-116 y pp. 139-146

con inundaciones menores al 80% y caídas de presión menores de 0.1 psi por plato.

Como puede verse en los resultados anteriores la Columna T-6 en este servicio opera adecuadamente a una capacidad máxima de 25,000 Ton/Año.

Para checar la capacidad máxima a la que puede operar el compresor MC-1 se calcularon los requerimientos de aire a diferentes capacidades que aparecen a continuación:

Capacidad (Ton/Año)	Consumo de aire (SCFM)
10,000	465
15,000	697
20,000	930
25,000	1160

De la curva de operación del compresor se obtiene la capacidad máxima que puede dar a la presión de descarga de 30 lb/in<sup>2</sup> requerida por el proceso, resultando ser de 330 ft<sup>3</sup>/min. a 87°F corrigiendo a condiciones estandar:

$$330 \frac{\text{ft}}{\text{min.}} \times \frac{44.7 \text{ psia}}{14.7 \text{ psia}} \times \frac{460+60}{460+87} = 950 \text{ SCFM}$$

Por lo tanto, el compresor puede trabajar confiablemente a una capacidad de 20,000 T/año.

Analizando las capacidades máximas obtenidas, se tiene como conclusión que tanto las columnas de absorción, como el compresor de aire limitan la capacidad de la unidad a 20,000 T/A por lo que ésta será la capacidad de diseño, procediéndose a efectuar el balance de materia para esta capacidad.

## D) BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

En este inciso se efectuará un cálculo aproximado del balance de materia, usando solamente las componentes principales que intervienen en él. Las cantidades de impurezas que se obtienen en el proceso se obtuvieron de los valores típicos que aparecen en la literatura y aparecen en los siguientes diagramas de flujo de proceso.

Balance de Materia

Base: 20,000 Ton/Año de solución de formaldehído al 37%

Producción diaria: 57,143 Kg/día de solución

Producción de formaldehído 100% = 881 Kg/hr.

Metanol requerido: 881 Kg/hr. de HCHO x 1,238 Kg. Metanol  
Kg. HCHO

= 1090.7 Kg/hr. de Metanol

Conversión por paso = 52%

De la ecuación de Conversión:

$$100 \times \frac{\text{metanol alimentado} - \text{metanol remanente}}{\text{metanol alimentado}} = \% \text{ Conversión}$$

obtenemos que el metanol que es necesario alimentar a la reacción es de:

$$\text{Metanol alimentado} = 2098 \text{ Kg/hr.}$$

A las condiciones a las que ocurre la mezcla de metanol y aire (20 psig y 215°F) la composición en la que ocurren mezclas explosivas se recorre a valores de 46-48% en volúmenes de metanol, por lo que para evitar riesgos de explosión esta mezcla se debe calcular al 51% en volumen.

Por lo tanto, lo primero será calcular el flujo volumétrico de metanol:

A 20 psig y 215°F

$$C_{\text{Metanol}} = \frac{32 (34.7)}{10.73 (460+215)} = 0.1533 \text{ lb/ft}^3$$

$$V_{\text{Metanol}} = \frac{2098 \text{ Kg/hr} \times 2.2}{0.1533} = 30,111.0 \text{ ft}^3/\text{hr.}$$

Para tener una mezcla de gases al 51% en volumen se necesitarán alimentar 28,930 ft<sup>3</sup>/hr. de aire, que convertido a flujo en masa será igual a:

$$C_{\text{Aire}} = \frac{29 (34.7)}{10.73 (460+215)} = 0.13893 \text{ lb/ft.}$$

$$\begin{aligned} \text{Aire alimentado} &= 28930 \frac{\text{ft.}}{\text{hr.}} \times 0.13893 \frac{\text{lb}}{\text{ft}} = 4019 \text{ lb/hr} \\ &= 1827 \text{ Kg/hr} \end{aligned}$$

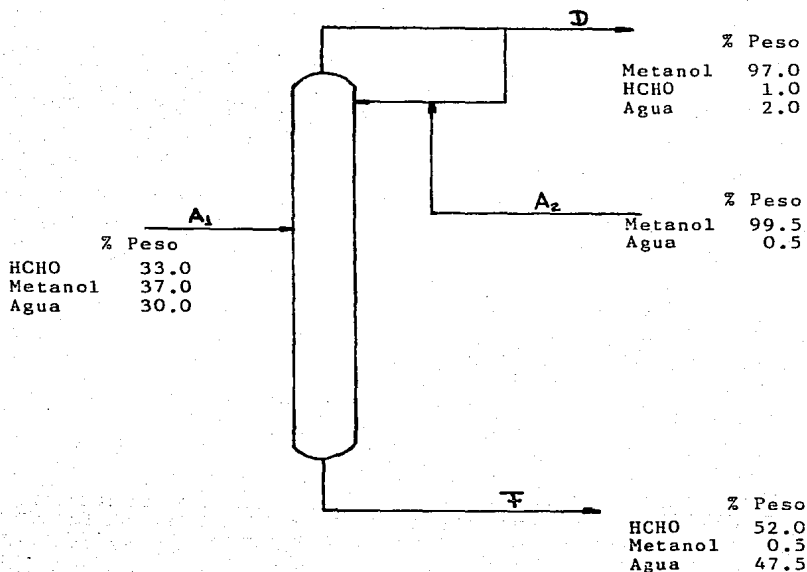
Por lo tanto, los flujos que se deben alimentar a reacción son:

$$\begin{aligned} \text{Metanol} &= 2098 \text{ Kg/hr.} \\ \text{Agua} &= 42 \text{ Kg/hr.} \\ \text{Aire} &= \underline{1827 \text{ Kg/hr.}} \\ \text{Total} &= 3967 \text{ Kg/hr.} \end{aligned}$$

La cantidad de agua presente es debida a que como ya vimos, el metanol que se recupera en la columna de destilación lleva aproximadamente un 3% de agua.

Para continuar con el balance de materia, pasemos ahora a analizar la columna de destilación:

Usando las composiciones de la prueba a nivel laboratorio, tenemos:



Si sabemos que para una capacidad de 20,000 T/A debemos obtener 881 Kg/hr de formaldehído tenemos conocida la corriente F del diagrama:

HCHO	=	881 Kg/hr
Metanol	=	9 Kg/hr
Agua	=	<u>804 Kg/hr.</u>
Total	=	1694 Kg/hr.

Efectuando un balance en la columna considerando la alimentación de metanol fresco al reflujo, tenemos:

$$A_1 + \underline{A_2} = \underline{F} + D \quad (1)$$

Balance para el metanol

$$A_1 \underline{X_{A_1}} + \underline{A_2} \underline{X_{A_2}} = \underline{F} \underline{X_F} + D X_D \quad (2)$$

Nota: Las variables subrayadas son conocidas.

$$\text{De (1)} \quad A_1 = F + D - A_2$$

Substituyendo

$$X_{A_1} (F + D - A_2) + A_2 X_{A_2} = F X_F + D X_D$$

$$X_{A_1} F + X_{A_1} D - X_{A_1} A_2 + A_2 X_{A_2} = F X_F + D X_D$$

$$D(X_{A_1} - X_D) = F X_F - X_{A_1} F + X_{A_1} A_2 - A_2 X_{A_2}$$

$$D = \frac{F(X_F - X_{A_1}) + A_2(X_{A_1} - X_{A_2})}{X_{A_1} - X_D}$$

$$= \frac{1694(.005 - .37) + 1090(.37 - .995)}{(.37 - .97)}$$

$$D = 2166 \text{ Kg/hr.}$$

$$\text{Por lo tanto, } A_1 = 1694 + 2166 - 1090 = 2770 \text{ Kg/hr.}$$

Con este dato podemos pasar a efectuar un balance global en el sistema de absorción, para lo cual es necesario definir completamente la corriente de salida de los reactores que será la que se alimentará a este sistema. Para esto es conveniente primero establecer un balance para el  $N_2$ , que en este caso es el componente inerte:



Balance de Nitrógeno:

$N_2$ : 79% en volumen en el aire

Flujo volumétrico de aire: 28,930 ft<sup>3</sup>/hr.

$$\rho_{N_2} = \frac{28(34.7)}{10.73(460+215)} = 0.13414 \text{ lb/ft.}$$

Nitrógeno alimentado = 3065.7 lb/hr = 1393 Kg/hr.

Este flujo de nitrógeno estará presente a la salida de los reactores junto con H<sub>2</sub>, agua, metanol que no reaccionó y formaldehído, en las siguientes proporciones:

Composición a la Salida de los Reactores

	Kg/hr	% Peso
Nitrógeno	1393	35.1
Hidrógeno	67	1.7
Metanol	1025	25.8
Agua	601	15.2
Formaldehído	<u>881</u>	<u>22.2</u>
	3967	100.0

Nota: El agua se obtuvo por diferencia e incluye otras impurezas.

Balance de calor para el quench. (apagado de reacción)

Temperatura a la salida de reacción = 1110°F = 593°C

Temperatura a la salida del quench = 900°F = 482°C

Cálculo de la capacidad calorífica:

	593°C	482°C
CpN <sub>2</sub>	0.267 x 0.351 = 0.0937	0.263 x 0.351 = 0.0923
CpH <sub>2</sub>	3.5 x 0.017 = 0.0595	3.5 x 0.017 = 0.0595
Cp metanol	0.622 x 0.258 = 0.1605	0.578 x 0.258 = 0.1491
Cp agua	0.52 x 0.152 = 0.079	0.50 x 0.152 = 0.076
Cp HCHO	0.384 x 0.222 = <u>0.0852</u>	0.348 x 0.222 = <u>0.0772</u>
	0.478	0.4541

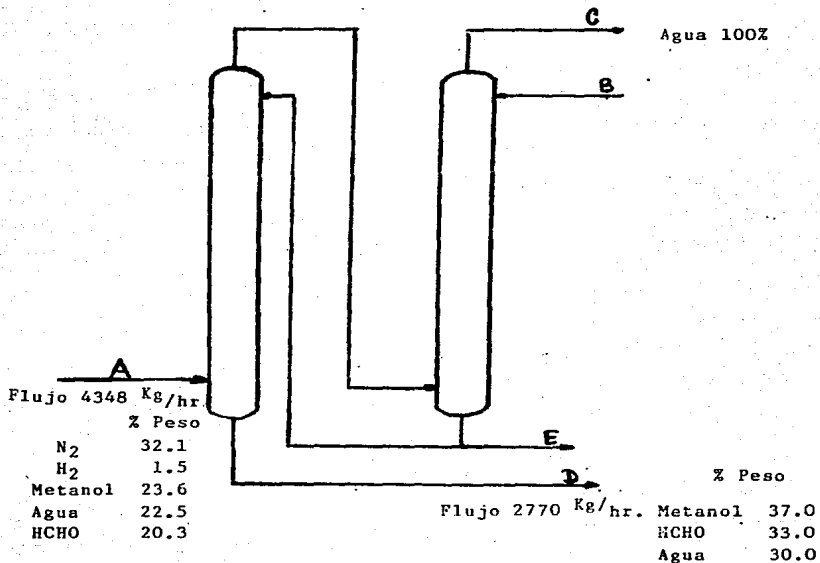
$$C_p \text{ medio} = 0.466$$

$$Q = 3967 \times 2.2 (0.466) (200^\circ\text{F}) = 813.481 \text{ BTU/hr.}$$

$$\text{Agua} = 970 \text{ BTU/lb.}$$

$$\text{Flujo de agua} = 838.6 \text{ lb/hr.} = 381 \text{ Kg/hr.}$$

Para el sistema de Absorción:



Se conocen completamente los flujos de las corrientes A y D. La corriente E será el flujo de apagado (quench) a los reactores que aunque no será 100% agua se puede suponer que tiene el flujo de 381 Kg/hr. que se calculó en el balance de calor. La corriente C son los gases de desecho que salen con una composición aproximada de:

	% Peso
Nitrógeno	83.0
Hidrógeno	4.0
Impurezas	1.0
Agua	1.5
Otros (CO CO <sub>2</sub> Ar)	<u>10.5</u>
	100.0

Usando el nitrógeno (inerte) como base, tenemos que el flujo total de la corriente C es:

$$\frac{1393}{0.83} = 1678 \text{ Kg/hr.}$$

Un balance de corrientes para el sistema de absorción nos da:

$$B = C + D + E - A$$

$$= 1678 + 2770 + 381 - 4348 = 481 \text{ Kg/hr}$$

es decir, 481 Kg/hr. de agua desmineralizada.

Los resultados del balance por componentes aparece en los diagramas de flujo de proceso.

El requerimiento de metanol (única materia prima) es de 1.090 Kg/hr., por lo tanto el

Consumo unitario de metanol:

$$\frac{\text{Kg metanol}}{\text{Kg. de solución al 37\%}} = 0.458$$

Kg. de solución al 37%

## E) DISCUSION DEL DISEÑO

En esta sección se analizarán todos los equipos e instrumentación que requiere el proceso, explicando las razones por las que fueron considerados y las precauciones que se deben de tener en la operación normal del proceso.

Con el objeto de ser más explícitos, este inciso se dividirá en tres secciones principales que son: 1) Acondicionamiento de materias primas y reacción, 2) Absorción de los gases de reacción y 3) Purificación final y almacenamiento.

### 1) Acondicionamiento de Materias Primas y Reacción:

El metanol, que se recibirá en la planta en pipas, se descargará al tanque de almacenamiento R-6 usando la bomba B-20 que, por sus características, nos da un flujo de 200 GPM y 140' TDH que son adecuados para este servicio. El tanque R-6 tiene 400,000 litros de capacidad, que al flujo de operación nos da un tiempo de almacenamiento de 12 días que es suficiente para absorber las variaciones en el suministro que pudieran ocurrir.

Del tanque R-6, se alimentará a la succión de las bombas del receptor de la columna de destilación, usando las bombas B-6 y B-10 (20 GPM y 105' TDH). El flujo de esta corriente se controlará con el nivel del tanque receptor y se registrará en panel con un FR, a este receptor también llegará la purga del vaporizador RX-5 para volverla a alimentar al proceso. Esta corriente se une con la de metanol fresco, por lo que también se controlará con el nivel del receptor y la señal de flujo se enviará al panel con otro FRC.

Del receptor RX-7 sale la corriente de metanol que

se alimenta al vaporizador. Esta corriente se controlará con el nivel del vaporizador e igualmente se tendrá registro de flujo en panel.

En esta línea se deberá instalar el juego de filtros de cartucho (FX-2) con el fin de atrapar las partículas de fierro que se pudieran arrastrar de las líneas y del tanque de acero al carbón y los sólidos (principalmente carbón) que extrae la corriente de purga del vaporizador.

El calor necesario para vaporizar el metanol será cedido por la corriente de gases que sale de los reactores, sin embargo, con el fin de asegurar el suministro constante de vapores de metanol a la reacción, se deberá instalar otro rehervidor (C-17) que operará con vapor de 100 # como medio de calentamiento. El flujo de vapor necesario se controlará con un PRC en el vaporizador. La corriente de purga del vaporizador se enviará a RX-7 usando las bombas nuevas BX-1 y BX-2.

El metanol vaporizado en RX-5 sale aproximadamente a 98°C y es necesario sobrecalentarlo a 104°C para facilitar la reacción y evitar condensación en las líneas. El sobrecalentamiento se efectuará en el cambiador de calor C-5 usando vapor de 300 #. El flujo de vapor se controlará con la temperatura de salida y se tendrá registro para conocer su consumo.

El aire para el proceso se manejará con el compresor MC-1 que tiene instalado un filtro a la succión para atrapar polvo. Del compresor el aire sale a 35 lb/lm<sup>2</sup> y 93°C aproximadamente, por lo que es necesario calentarlo también a 104°C, usando el CX-1. A la salida del compresor se instalará un FIC (Indicador, controlador de flujo) que controlará una corriente de venteo a la atmósfera que servirá para no

alimentar aire en exceso a la reacción. El flujo de vapor de calentamiento al CX-1 se controlará con un TRC- a la salida de éste.

Después del cambiador de calor, el aire pasa a un juego de filtros (FX-1) que elimina las partículas de hierro que pudiera arrastrar.

El control de los flujos de aire y metanol que se alimentan a los reactores se efectuará mediante 2 FRC (uno en cada línea) que mandan la señal a un relacionador de flujo de manera que, fijando el flujo de una de las corrientes y un valor en el relacionador, se ajuste automáticamente el flujo de la otra corriente en el valor deseado.

En las líneas de alimentación se instalarán también alarmas por bajo flujo, que mandarán señal y cortarán los flujos de alimentación a los reactores, así como la corriente de apagado de la reacción que viene de la absorbidora secundaria, esto con el fin de evitar choques térmicos en las paredes de los reactores.

Los flujos de alimentación se alimentan al RX-1 que es un mezclador estático, y de ahí se alimentan a los reactores. En este punto se instalará también el calentador de arranque CX-5. Este es un cambiador de calor eléctrico, que se usará para calcular los gases a 300°C con el fin de elevar la temperatura de la cama de plata y "encender" la reacción. Una vez caliente, el calor que desprende la reacción es suficiente para mantener alta temperatura en el reactor, por lo que este cambiador saldrá de operación.

Para efectuar la reacción se instalarán 3 reactores de 20"Ø x 10" Alt., cada uno con tapa torriesférica removible y fondo cónico. Para lograr la capacidad de operación sólo

son necesarios 2 reactores, por lo que el restante se tendrá como "spare", con cama de plata nueva, para meterlo en operación cuando se agote el catalizador de otro, fenómeno que se produce cada tres o cuatro meses, y se determina por la disminución de la temperatura de salida.

Como catalizador se usará granalla de plata de 99.9% de pureza, y la cama tendrá una altura de 2" con el fin de lograr un tiempo de contacto de 0.1 seg. Como soporte de la cama se usará una malla de monel, mismo material de construcción de los reactores.

En cuanto a instrumentación, se tendrán registros de temperatura con señal a panel a la entrada y salida de cada reactor y además, registro de flujo de la corriente de apagado.

Los gases de reacción salen a 482°C y se envían como medio de calentamiento al rehedidor (CX-2) del vaporizador de metanol. De ahí se alimentan al condensador parcial (C-1).

## 2) Absorción de los gases de reacción:

En el condensador parcial los gases son enfriados a 60°C, provocando la condensación de algo de agua, metanol y formaldehído. La corriente de salida se recibe en el RX-6 en el que se separan las dos fases.

La fase gaseosa se alimenta a la columna absorbedora primaria por el fondo, y la fase líquida se alimenta a la primera sección de empaque de T-1 usando las bombas B-4 y B-15 (10 GPM y 180' TDH; 10 GPM y 494' TDH, respectivamente) El flujo de la fase líquida se controla con el nivel del tanque receptor.

Junto con la alimentación en fase líquida se instalará una alimentación de antiespumante a base de silicones que proviene del tanque R-1. Para provocar el flujo de antiespumante, el tanque R-1 trabajará presionando con una línea de gas natural que se controlará con una CP. En la línea de antiespumante se instalará un indicador de flujo. La razón de esto es que, según la bibliografía, las soluciones de formaldehído producen mucha espuma, que afectaría el intercambio de masa en el interior de la columna.

Con el objeto de mejorar la absorción de gases en esta columna, el flujo de líquido se aumentará por medio de dos recirculaciones: La recirculación inferior se tomará del fondo de la columna y se regresará a la segunda sección de empaque; y la recirculación superior se succionará de la salida de la tercera sección de empaque, usando un plato recolector y se regresará al domo. En vista de que el fenómeno de absorción se aumenta conforme se disminuye la temperatura, ambas recirculaciones pasarán a través de cambiadores de calor que usarán salmuera como medio de enfriamiento.

El flujo de las recirculaciones se controlará con FRC y se tendrá registro de temperatura a la salida de los cambiadores. La columna contará con registros de temperatura en el domo y en el fondo.

La corriente de formaldehído que se obtendrá de este sistema para enviarse a purificación final, se cortará por el fondo de T-1, controlada con el nivel de esta columna y con registro de flujo.

Para manejar el corte de producto y las recirculaciones se usarán tres bombas, la B-19 (250GPM y 300' TDH) y dos bombas nuevas: BX-5 y BX-6.



La corriente del domo de T-1, que lleva los compuestos incondensables y algo de metanol y formaldehído se alimenta al fondo de la columna absorbidora secundaria (T-2).

A esta columna se le alimenta como riego una corriente de agua desmineralizada usando las bombas BX-7 y BX-8 que pasa a través del cambiador CX-3 en donde se enfría a 12°C usando salmuera como medio de enfriamiento. El flujo de agua desmineralizada se controla con FRC y se tiene registro de temperatura en panel.

Para evitar la entrada de partículas de fierro al sistema en la línea de agua desmineralizada también se instalará un juego de filtros (FX-4).

Por el fondo de la columna secundaria se corta una corriente que se alimenta al domo de la columna primaria y otra que se usa como corriente de apagado de la reacción. Esto se hace usando las bombas BX-3 y BX-4, que además manejan una recirculación que se hace a la primera sección de empaque. Por el domo se desechan a la atmósfera los gases incondensables (principalmente nitrógeno).

En esta columna secundaria se instalarán registros de temperatura en domo y fondo; el corte de fondo se controlará con el nivel y se tendrá registro de flujo de la corriente de gases de desecho.

### 3) Purificación final y almacenamiento:

La corriente del fondo de la absorbidora primaria se alimenta en el plato 40 de la columna de destilación T-6. El domo de esta columna se condensa en el cambiador C-15 y y subenfria en el C-4 usando agua de enfriamiento. Del tan-

que recibidor RX-7, y usando las bombas B-9 y B-17 (40GPM y 150' TDH) sale la corriente de reflujo que se controla con la temperatura del plato 45 y se tiene registro de flujo. Estas mismas bombas envían el metanol recuperado al vaporizador de Metanol.

El calor necesario para efectuar la destilación se adiciona usando vapor de 100 # como medio de calentamiento y los rehervidores termosifón C-8 y C-18. El vapor se controla con FRC.

Por el fondo de la columna se obtiene el formaldehído con una concentración del 52% que se enfría en el cambiador de calor CX-4 usando agua de enfriamiento controlada con TRC. El flujo de esta corriente se regula con el nivel de la columna y se tiene registro de flujo.

El producto se recibe en los tanques intermedios RX-8 y RX-9, de 14,230 litros cada uno, en donde se le checan los parámetros analíticos necesarios para comprobar que cumpla las especificaciones. A la capacidad de diseño, estos tanques tienen un tiempo de residencia de aproximadamente 10 horas, por lo que se tiene tiempo suficiente para efectuar el análisis y hacer el traspaso al tanque de dilución mediante las bombas B-12 y B-13 (80 GPM y 130' TDH).

El tanque de dilución RX-10, de 24,500 litros de capacidad tendrá instalada una línea de agua desmineralizada para ajustar la concentración del producto al 37%, por lotes. La homogeneización de la solución se efectuará usando la línea de recirculación a la descarga de B-18 (150 GPM y 150' TDH).

Una vez que el producto esté a la concentración de almacenamiento se enviará al tanque final RX-11, de 683,000

litros que, a la capacidad de diseño, equivalen a tener 13 días de almacenamiento.

La carga de pipas de producto final se efectuará usando la bomba B-3 (150 GPM y 150' TDH).

En las tablas siguientes aparecen las listas de equipo nuevo, la lista del equipo existente que se incluyó en el diseño y la lista de tuberías de proceso y de servicios necesarios.

## T a b l a 1

## LISTA DE EQUIPO NUEVO

RECIPIENTES

Clave	Servicio	Dimensiones	Capacidad (litros)	Material
RX-1	Mezclador aire-metanol	12"Ø x 5' Long. Mezclador Estático Horizontal	28	INOX-316
RX-2, 3 y 4	Reactores (cama de plata).	20"Ø x 10" Alt. Tapa torriésférica. fondo cónico vertical	62	MONEL
RX-5	Vaporizador de metanol	5'Ø x 8' Alt. Tapas torriésféricas. Vertical Pop = 30 #	4450	INOX-316
RX-6	Recibidor del Cond. Parcial.	3'Ø x 5' Alt. Tapas Torriésféricas. Vertical Pop = 10 #	1000	INOX-304
RX-7	Recibidor del Domo de T-6	4'Ø x 5' Long. Tapas Torriésféricas. Vertical Pop = Atmosférico.	1780	INOX-304
RX-8	Tanque intermedio	8'Ø x 10' Alt. Tapas planas Pop = Atmosférico-Vertical	14,230	INOX-304
RX-9	Tanque Intermedio	8'Ø x 10' Alt. Tapas planas Pop = Atmosférico Vertical	14,230	INOX-304
RX-10	Preparador de Solución 37%	10'Ø x 11' Alt. Tapas planas. Pop = Atmosférico Vertical	24,460	INOX-304
RX-11	Almacenamiento final	32'Ø x 30' Alt. Tapas planas Pop = Atmosférico Vertical	683,000	INOX-304

CAMBIADORES DE CALOR

Clave	Servicio	Características	Material
CX-1	Caléntador-Enfriador de aire	Flujo aire = 1000 SCFM Tubos aletados Sup. = 250 ft. Pop tubos = 100#	Acero al carbón
CX-2	Rehervidor del Vaporizador.	30"Ø x 5' Alt. 431 tubos 1" BWG 14. Pitch $\Delta$ 1 1/4" Sup. 527 ft.	Todo INOX-316
CX-3	Enfriador de agua des-mineralizada.	8"Ø x 10' Long. 26 tubos 1" BWG 14 Pitch $\Delta$ 1 1/4" Sup. 67 ft. B = 15" 2 Pasos	Tubos, Espejos INOX-304 Coraza AC al C.

CX-4	Enfriador del fondo de T-6	8"Ø x 20' Long. 26 Tubos 1" 14 BWG Pitch / 1 1/4" Sup. 136 ft. B=24" 2 Pasos	Tubos, espejos y cabezas de INOX-316 Coraza: AC. al C.
CX-5	Calentador de arranque	10"Ø x 10' Long. 44 Tubos 1" 14 BWG. Pitch / 1 1/4" Sup. 113 ft. B=15" 2 Pasos	Tubos, espejos y cabezas de INOX-316 Coraza: AC. al C.

BOMBAS

Clave	Servicios	Características	Material
BX-1	Purga del vaporizador de metanol	5 GPM, 160' TDH	INOX-316
BX-2	Spare BX-1	5 GPM, 160' TDH	INOX-316
BX-3	Fondo de T-2	100 GPM, 300' TDH	INOX-316
BX-4	Spare BX-3	100 GPM, 300' TDH	INOX-316
BX-5	Recirculación T-1	200 GPM, 120' TDH	INOX-316
BX-6	Recirculación T-1	200 GPM, 120' TDH	INOX-316
BX-7	Alimentación de agua desmineralizada	5 GPM, 80' TDH	INOX-316
BX-8	Spare BX-7	5 GPM, 80' TDH	INOX-316

MISCELANEOSFILTROS

Clave	Servicio	Características	Material
FX-1	Descarga del compresor de aire (2 unidades)	1 micron, 1000 SCFM, 30#	INOX-304
FX-2	Alimentación al vaporizador (2 unidades)	0.5 micron, 20 GPM, 150#	INOX-304

FX-3	Corriente de Quench a reactores (2 unidades)	5 micrones, 5 GPM,300#	INOX-304
FX-4	Agua desmineralizada a T-2 (2 unidades)	10 micrones, 5 GPM,150#	INOX-304

---

INSTRUMENTACION

Cantidad	Descripción
1	Relacionador de Flujo
3	Alarma por bajo flujo
1	Indicador controlador de flujo de aire

---

## T a b l a II

## LISTA DE EQUIPO EXISTENTE UTILIZADO

RECIPIENTES

Clave	Servicio
R-1	Dosificador de antiespumante A T-1
R-6	Almacenamiento de Metanol

---

CAMBIADORES DE CALOR

Clave	Servicio
C-1	Condensador parcial de gases de reacción
C-2	Enfriador de la recirculación superior de T-1
C-3	Enfriador de la recirculación inferior de T-1
C-4	Sub-enfriador del domo de T-6
C-5	Sobrecalentador de alimentación de Metanol
C-8	Rehervidor de T-6
C-15	Condensador del domo de T-6
C-16	Enfriador de la recirculación inferior de T-1
C-17	Rehervidor del vaporizador de Metanol
C-18	Rehervidor de T-6

---

COLUMNAS

Clave	Servicio
T-1	Columna absorbedora primaria
T-2	Columna absorbedora secundaria
T-6	Columna de destilación

---

BOMBAS

Clave	Servicio
B-1	Del fondo de T-6 a tanques intermedios
B-3	Del tanque de producto final a pipas
B-4	De RX-6 a T-1
B-6	Alimentación de metanol del R-6
B-8	Del fondo de T-6 a tanques intermedios
B-9	Del receptor del domo de T-6
B-10	Alimentación de metanol del R-6
B-12	De tanque intermedio RX-8
B-13	De tanque intermedio RX-9
B-15	De RX-6 a T-1
B-17	Del receptor del domo de T-6
B-18	Del tanque preparador de solución 37% a RX-11
B-19	Recirculación T-1
B-20	Descarga de pipas de Metanol

---



INSTRUMENTACION

Cantidad	Descripción
6	Registrador controlador de flujo. RCF
12	Registrador de flujo. RF
4	Registrador controlador de temperatura RCT
15	Registrador de temperatura RT
6	Indicador controlador de nivel. ICN
11	Indicador de nivel. IN

---

T a b l a    I I I  
LISTA DE TUBERIAS DE PROCESO

Servicio	Flujo Lb/Hr.	Densidad lb/ft	Diámetro Req.(Pulg)	Velocidad ft/Seg.	Material
Succión de aire MC-1	4019	0.075	6	74.3	Ac al carbón
De MC-1 a CX-1	4019	0.14	4	88.0	Ac al carbón
De CX-1 a FX-1 a RX-1	4019	0.13	4	89.0	Ac al carbón
Venteo de aire del MC-1		0.13	2		Ac al carbón
Alim.Metanol a RX-5	5311	48.0	1	5.1	INOX-304
Vapores de Metanol a C-5	4765	0.2	4	73.6	INOX-316
Purga del RX-5	546	45.5	1/2	1.6	INOX-316
Metanol de C5 a RX1	4765	0.19	4	74.0	INOX-316
De RX-1 a RX-2,3 y 4	8785	0.18	6	67.3	INOX-316
De RX-1 a CX-5		0.18	4		INOX-316
De CX-5 a Cabezal		0.14	4		INOX-316
De cabezal a RX2,3 y 4	4392	0.18	4	76.6	INOX-316
Salida de RX-2,3 y 4	4392	0.04	8	80.4	INOX-316
Corriente de Quench	838	61.1	1/2	1.2	INOX-304
Quench a RX-2,3 y 4	419	61.1	1/2	0.6	INOX-304
Salida reacción a CX-2	8785	0.04	8	135.0	INOX-316
De CX-2 a C-1	8785	0.09	6	137.0	INOX-316
De C-1 a RX-6	8785		6		INOX-316
Fase vapor RX-6 a T-1	6655	0.09	6	103	INOX-304
Fase líquida RX6 a T-1	2968	56.1	1	2.4	INOX-304
De R-1 a T-1			1/2		INOX-304
Domo de T-1 a T-2	3797	0.075	6	70.2	INOX-304
De fondo T-1 a T-6	6094	61.7	1	4.6	INOX-304
Recirculación Inf.T-1	68200	61.7	4	3.5	INOX-304

Servicio	Flujo Lb/hr.	Densidad lb/ft	Diámetro Req.(Pulg)	Velocidad ft/Seg.	Material
Recirculación Sup.T-1	45100	58.6	3	4.1	INOX-304
De fondo T-2 a T-1	1106	61.1	1	0.8	INOX-304
Recirculación T-2		61.1	2		INOX-304
Venteo de T-2	3749	0.06	6	86.5	INOX-304
Agua Desmin. a T-2	1058	62.3	1	0.8	INOX-304
Domo de T-6 a C-15	9070	0.075	8	96.7	INOX-304
De C-15 a C-4	9070	48	2	2.2	INOX-304
De C-4 a RX-7	9070	48	2	2.2	INOX-304
Reflujo a T-6	6703	48	1 1/2	2.7	INOX-304
Fondo de T-6 a CX-4	3727	65.6	1	3.1	INOX-316
De CX-4 a RX-8 y 9	3727	71.1	1	2.4	INOX-304
Metanol de R-6 a RX-7	2398	48	1	2.3	INOX-304
Metanol de pipas	57706	48	3	6.5	Ac.al Carbón
De RX-8 y 9 a RX-10	56956	71.1	3	4.3	INOX-304
Agua desmin. a RX-10		62.4	1		INOX-304
De RX-10 a RX-11	56956	71.1	3	4.3	INOX-304
De RX-11 a pipas	85435	71.1	3	6.5	INOX-304

---

## T a b l a I V

## LISTA DE TUBERIAS DE SERVICIOS

Servicio	Flujo lb/hr.	Densidad lb/ft	Diámetro Req. (Pulg)	Velocidad ft/Seg.	Material
Vapor 100 # a CX-1	41.0	0.257	1	17.3	Ac.al Carbón
Cond. 100 # de CX-1	41.0	56.0	1	1.2	Ac.al Carbón
Vapor 100 # a C-17		0.257	4		Ac.al Carbón
Cond. 100 # de C-17		56.0	2		Ac.al Carbón
Vapor 300 # a C-5	35.0	0.69	1	15.6	Ac.al Carbón
Cond. 300 # de C-5	35.0	52.6	1	0.8	Ac.al Carbón
A.E. a/de C-1	150130	62.0	6	3.33	Ac.al Carbón
Gas a R-1			1/2		Ac.al Carbón
Salmuera a/de C-3 y C-16	138487	63.0	6	3.1	Ac.al Carbón
Salmuera a/de C-2	36535	63.0	3	3.5	Ac.al Carbón
Salmuera a/de CX-3	7180	63.0	1 1/2	3.2	Ac.al Carbón
A.E. a/de C-15	253473	62.0	6	5.5	Ac.al Carbón
A.E. a/de C-4	10218	62.0	1 1/2	3.2	Ac.al Carbón
A.E. a/de CX-4	17782	62.0	2	3.3	Ac.al Carbón
Vapor 100 a Reserv.T-6	8245	0.257	6	44.6	Ac.al Carbón
Vapor 100 # a C-18	5889	0.257	6	29.2	Ac.al Carbón
Vapor 100 # a C-8	2356	0.257	4	21.2	Ac.al Carbón
Cond. 100 # de C-8	2356	56.0	1 1/2	1.3	Ac.al Carbón
Cond. 100 # de C-18	5889	56.0	3	1.4	Ac.al Carbón

## F) SUMARIO DE SERVICIOS

1) Vapor de 100 lb/in<sup>2</sup>

Equipo	Consumo lb/hr.
CX-1	41.0
C-8	1713.0
C-18	<u>4281.0</u>
Total	6035.0

2) Vapor de 300 lb/in<sup>2</sup>

Equipo	Consumo lb/hr.
C-5	<u>35.0</u>
Total	35.0

3) Agua de enfriamiento

Equipo	Consumo (GPM)
CX-1	2.5
CX-4	35.5
C-1	300.0
C-4	20.5
C-15	<u>507.0</u>
Total	865.5

4) Salmuera

Equipo	Consumo (MLB/HR.)	Toneladas de Refrigeración
CX-3	7.2	6.0
C-2	36.5	30.4
C-3 y C-16	<u>138.5</u>	<u>126.7</u>
Total	182.2	163.1

5) Aire de instrumentos

Total 56 ft<sup>3</sup>/min.

6) Corriente eléctrica

Equipo	Consumo (H.P)	Consumo (Kw.)
BX-1 (BX-2)	0.12	0.15
B-4 (B-15)	0.3	0.22
BX-5 (B-19)	9.5	7.07
BX-6 (B-19)	6.0	4.5
BX-3 (BX-4)	3.8	2.8
BX-7 (BX-8)	0.2	0.15
B-9 (B-17)	2.3	1.71
B-1 (B-8 )	0.75	0.56
B-6 (B-10)	0.52	0.4
B-12 (B-13)	1.7	1.3
B-18	3.6	2.7
B-3	<u>4.3</u>	<u>3.2</u>
Total	33.2	24.7

G) HOJAS DE ESPECIFICACIONES DE EQUIPO MAYOR

1) C O L U M N A S.



ESPECIFICACIONES DE COLUMNA EMPACADA  
INGENIERIA DE PROCESO

136

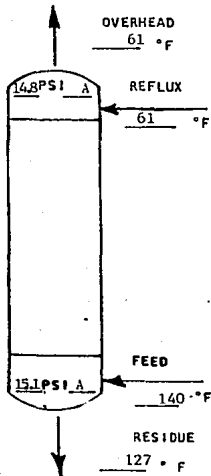
ITEM No.	T-1	DATE	Junio/83	ENGINEER	A. Noriega
SERVICE	Columna Primaria de Absorción				
DIAMETER	3' - 6"	PACKING HEIGHT	21' (3 secciones de 7' c/u)		

STREAM	GPM (60°F)	LB/HR		BTU/Lb		MBTU/HR		TEMP °F
		In	Out	In	Out	In	Out	
1 Alimentación Fase Vapor	-	6655		364.3	2424.4			140
2 Alimentación Fase Líquida Fondo	12.0	2967.8	6094	84.8	251.7			140
3 Domo			3797.2	55.2		439.4		127
4 Kieco	0.3	268.4		96.5		366.5		61
5 Recirculación Superior	96			68.2	19.3			61
6 Recirculación Inferior	138					365.31		
						1523.12		
Suma		9891.2	9891.2		2694.4	2694.4		

POINTS OF MAXIMUM LOADING

Loading Point		Inferior	Media	Superior
Vapor Rate	Lb/Hr	6655	5784	3797
Liquid Rate	Lb/Hr	7116.7	68200	45368
Vapor Enthalpy	BTU/Lb	364.3	227.8	96.5
Liquid Enthalpy	BTU/Lb	72.1	70.2	68.2
Vapor MW		26.3	27.8	28.3
Vapor Density, $\rho_v$	Lb/Ft <sup>3</sup>	.063	.071	0.0748
Liquid Density, $\rho_L$	Lb/Ft <sup>3</sup>	61.8	61.7	58.6
Temperature	°F	127	104	63
Pressure	PSIA	15.1	15.0	14.8
Liquid Visc., $\mu_L$	CP	1.6	1.3	0.97
$\psi(2)$		1.009	1.009	1.06
Packing Type		Rasch.Ring	Rasch.Ring	Rasch.Ring
Packing Size		2"	2"	2"
Packing Factor, F		28	28	28
L. Liquid Rate	Lb/sec/Ft <sup>2</sup>	2.05	1.97	1.31
G. Gas Rate	Lb/sec/Ft <sup>2</sup>	0.19	0.167	0.109
$\frac{L}{G} \left( \frac{\rho_L}{\rho_v} \right) 0.5$		0.34	0.4	0.429
$G^2 F \psi \mu_L 0.2$ $\rho_L \rho_v 9 \pi$		0.0089	0.0058	0.0025
Local $\Delta P$	In H <sub>2</sub> O/Ft	0.55	0.54	0.168
% of Flooding		67.3	65.6	38.8

NOTES: 1.- ENTHALPIES SHOWN ARE ABOVE 32 °F LIQUID.  
2.-  $\psi$  = RATIO, DENSITY OF WATER/ DENSITY OF LIQUID.  
3.-  $9\pi$  = 32.2 FT/ SEC<sup>2</sup>.



ESPECIFICACIONES DE COLUMNA EMPACADA  
INGENIERIA DE PROCESO

137

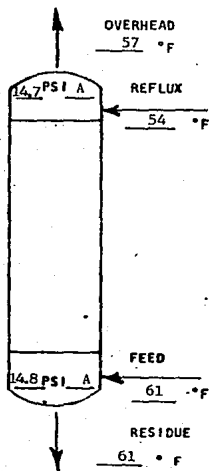
ITEM No.	T-2	DATE	Junio/83	ENGINEER	A. Noriega
RVICF	Columna Absorbedora Secundaria				
ANETER	3'-6"	PACKING HEIGHT	24' (3 secciones de 8' c/u)		

ITEM	STREAM	GPM (60°F)	LB/HR		BTU/Lb	MBTU/HR		TEMP. °F
			In	Out		In	Out	
1.-	Alimentación	-	3797.2		96.5	366.4		61
2.-	Riego	2.0	1058.2		36.1	38.2		54
3.-	Fondo	2.0		1106.6	68.2		75.5	61
4.-	Domo	-		3748.4	87.8		329.1	57
5.-	Recirculación	64						
	Suma		4855.4	4855.4		404.6	404.6	

POINTS OF MAXIMUM LOADING

Loading Point		Inferior	Media y Superior
Vapor Rate	Lb/Hr	3797	3749
Liquid Rate	Lb/Hr	32000	1058
Vapor Enthalpy	BTU/Lb	96.5	87.8
Liquid Enthalpy	BTU/Lb	68.2	36.1
Vapor MW		28.3	28.0
Vapor Density, $\rho_v$	Lb/Ft <sup>3</sup>	0.062	0.062
Liquid Density, $\rho_L$	Lb/Ft <sup>3</sup>	62.0	62.0
Temperature	°F	61	57.0
Pressure	PSIA	14.8	14.7
Liquid Visc., $\mu_L$	CP	0.4	0.35
$\psi(2)$		1.006	1.006
Packing Type		Raschig Ring	Raschig Ring
Packing Size		1 1/2"	1 1/2"
Packing Factor, F		35	35
L, Liquid Rate	Lb/sec/F <sup>2</sup>	0.92	0.03
G, Gas Rate	Lb/sec/F <sup>2</sup>	0.109	0.108
$\frac{L}{G} \left( \frac{\rho_L}{\rho_v} \right)^{0.5}$		0.269	0.0088
$\frac{G^2 F \psi}{\rho_L \rho_v g_c} \Delta z$		0.0028	0.0027
Local $\Delta P$	In H <sub>2</sub> O/Ft	0.142	0.064
% of Flooding		39.9	25.15

NOTES: 1.- ENTHALPIES SHOWN ARE ABOVE 32 °F LIQUID.  
2.-  $\psi$  = RATIO, DENSITY OF WATER/ DENSITY OF LIQUID.  
3.-  $g_c$  = 32.2 FT/ SEC<sup>2</sup>.

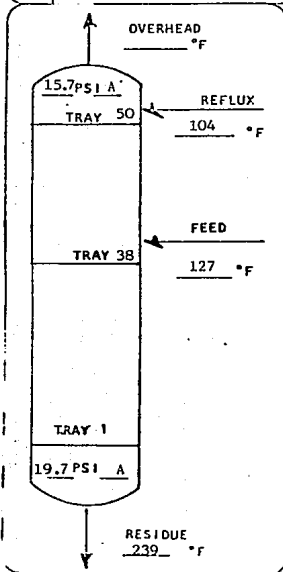


SIEVE TRAY TOWER SPECIFICACION SHEET  
PROCESS ENGINEERING

138

ITEM No	T-6	DATE: Junio/83	ENGINEER	A. Noriega
SERVICE	Columna Destiladora Final			
DIAMETER	3' - 0"	No TRAYS	50	

No	STREAM	GPH °60°F	lb/hr		BTU/lb	MBH		TEMP. °F
			IN	OUT		IN	OUT	
1	Alimentación		6094	2367.2	55.9	340.6		127
2	Corte del Domo			45.4			107.5	104
3	Reflujo		6703.4	45.4		304.3		104
4	Corte del Fondo			3726.8	181.1		674.9	239
	Calor Rehervidor					5,274.2		
	Calor Condensador						5,136.7	
	Suma					5,919.1	5,919.1	



		POINTS OF MAXIMUM LOADING			
TRAY NUMBER		1 - 10	11 - 38	37 - 45	46 - 50
VAPOR RATE	lb/hr	6303	7198	6369	9611
LIQUID RATE	lb/hr	10090	10925	4002	7244
VAPOR ENTHALPY	BTU/lb	1037.8	995.7	995.7	577.2
LIQUID ENTHALPY	BTU/lb	181.1	141.4	141.4	84.4
VAPOR MW		19.3	22.5	22.5	31.2
VAPOR DENSITY	lb/ft <sup>3</sup>	0.054	0.055	0.055	0.079
LIQUID DENSITY	lb/ft <sup>3</sup>	61.2	54.1	54.1	47.2
LIQUID FLOW	GPH	1590.4	1509.7	553	885
TEMPERATURE	°F	239	216	216	154
PRESSURE	PSIA	19.7	16.5	16.5	15.7
TRAY SPACING	IN.	18	18	18	18
No. OF TRAYS		10	28	7	5
H/R		0.25	0.25	0.25	0.25
CHORD HEIGHT, H	IN.				
WEIR HEIGHT	IN.	1.5	1.5	1.5	1.5
WEIR LENGTH	Ft.	23.8	23.8	23.8	23.8
HOLE DIAMETER	IN.	3/16	3/16	3/16	3/16
HOLE PITCH	IN.	7/16	7/16	7/16	7/16
TOTAL HOLES		3600	3600	3600	3600
ACTIVE HOLES		3200	3200	2400	3000
% HOLE AREA (2)		6.8	6.8	5.2	6.6
DRY TRAY AP	IN. H <sub>2</sub> O	0.94	0.98	0.95	1.02
WEIR CREST	IN.	2.3	2.31	1.61	1.78
TOTAL TRAY AP	IN. H <sub>2</sub> O	2.08	2.1	1.96	2.1
% OF FLOODING		73.1	72.4	65.4	74.5
% ENTRAINMENT					
% OF WEEPING		1.4	1.3	1.4	1.2

NOTES: 1 ENTHALPIES SHOWN ARE ABOVE 32 °F LIQUID  
2 % HOLE AREA IS ACTIVE HOLE AREA CALCULATED AS PER CENT. OF BUBBLING AREA (AREA BETWEEN WEIRS)

2) CAMBIADORES DE CALOR.

HEAT EXCHANGER SPECIFICATION SHEET  
PROCESS ENGINEERING

SPEC. NO.	Cx - 1	PAGE	1	OF	1	DATE	Junio/83
ITEM NO.	Cx - 1	NO. UNITS	1	ENGINEER	A. Noriega		
SERVICE	Calentador-Enfriador de Aire						
TYPE	Tubos alejados			SIZE	20" $\phi$ x 10' Long.		
15 OS SURFACE/UNIT	250 ft <sup>2</sup>			15 OS SURFACE TOTAL	250 ft <sup>2</sup>		
PERFORMANCE - ONE UNIT							
				(SHELL) (AIR) SIDE		TUBE SIDE	
FLUID CIRCULATED	Aire de Proceso				Vapor 100 ft / A. enfto.		
TOTAL FLUID ENTERING	4019.4 lb/hr				41.0 / 1161 lb/hr		
VAPOR					lb/hr		
LIQUID					- / 1161 lb/hr		
STEAM					41.0 - lb/hr		
NON-CONDENSABLES	4019.4 lb/hr				lb/hr		
FLUID VAPORIZED OR CONDENSED							
AMOUNT VAPORIZED OR CONDENSED					lb/hr		
p Gr - LIQUID					0.996		
MOLECULAR WEIGHT	29.0				18.0		
SPECIFIC HEAT	0.26 Btu/lb				0.916 / 0.998 Btu/lb		
TEMPERATURE IN	186/240 °F		85/116 °C		327/79 °F		164/26 °C
TEMPERATURE OUT	220/220 °F		104/104 °C		327/97 °F		164/36 °C
OPERATING PRESSURE	30 psig				85/40 psig		
NUMBER OF PASSES	1				1		
VELOCITY	0.02 fps				1.2 / 0.04 fms		
RESSURE DROP	0.18 psi				3.3 / 0.31 psi		
MAX. ALLOWABLE WORKING PRESS.	70 psia				135 psia		
HEAT EXCHANGED-Btu/hr	35,352 / 20900			LMTD (COR)		136 / 142	
TRANSFER RATE U-CLEAN	1.07/0.62			SERVICE 1.04/0.6 FOULING RESISTANCE 0.01/ 0.009			
C O N S T R U C T I O N							
TUBES-MATERIAL	AC AL CARBON		NUMBER/UNIT	12	OD	1"	BWG 14
LENGTH	10 Ft		PITCH	2.5" TRIANGULAR SQUARE			
NO. TUBE ROWS			FIN HEIGHT	1" FINS/INCH 9			
SHELL-MATERIAL	AC AL CARBON		ID OD	20" BAFFLE SPACING			
BAFFLE OPENING	BAFFLE CUT VERTICAL HORIZ						
TUBE SHEET-MATERIAL	CHANNEL-MATERIAL AC. C.						
REMOVABLE TUBE BUNDLE	FIXED TUBE SHEET SI						
CONNECTIONS-SHELL-IN	4.0"		OUT 4.0"				
CHANNEL-IN	1.0"		OUT 1.0"				
R E M A R K S							



HEAT EXCHANGER SPECIFICATION SHEET  
PROCESS ENGINEERING

SPEC. NO. Cx - 3	PAGE 1	OF 1	DATE Junio/83
ITEM NO. Cx - 3	NO. UNITS 1	ENGINEER A. Noriega	
SERVICE Enfriador de Agua Desmineralizada			
TYPE Coraza y Tubos		SIZE 5'0" x 10' 0"	
IS CS SURFACE/UNIT 67 ft <sup>2</sup>		IS CS SURFACE TOTAL 67 ft <sup>2</sup>	
PERFORMANCE - ONE UNIT			
	SHELL SIDE	TUBE SIDE	
TOTAL FLUID ENTERING	Salmuera	Agua desmineralizada	
W/BOP	7180 lb/hr	1058	1b/hr
LITUID	7180	1058	1b/hr
STEAM			1b/hr
NON-CONDENSIBLES			1b/hr
LIQUID VAPORIZED OR CONDENSED			1b/hr
AMOUNT VAPORIZED OR CONDENSED		1b/hr	1b/hr
D Gr - LIQUID	1.03	1.0	
MOLECULAR WEIGHT	21.0	18.0	
SPECIFIC HEAT	0.909 Btu/lb	0.998	6tu/lb
TEMPERATURE IN	23 °F	-5 °C	122 °F 50 °C
TEMPERATURE OUT	34 °F	1 °C	54 °F 12 °C
DEPARTING PRESSURE	40	psig	40 psig
NUMBER OF PASSES	1		2
VELOCITY	0.19	fps	2.1 fps
PRESSURE DROP	1.4	psi	4.3 psi
MAX. ALLOWABLE WORKING PRESS.	80	psia	80 psia
HEAT EXCHANGED-Btu/hr	71,800	LMTD (COR)	47.1
TRANSFER RATE U-CLEAN	27.8	SERVICE	22.7
		FOULING RESISTANCE	0.0079
C O N S T R U C T I O N			
TUBES-MATERIAL	Inox - 304	NUMBER/UNIT	26
LENGTH	10 ft.	OD	1" BWG 14
NO. TUBE ROWS		PITCH	1.25 TRIANGULAR <i>SQUARE</i>
		FIN HEIGHT	FINS/INCH
SHELL-MATERIAL	Ac. Al CARBON	ID $\varnothing$	7.6" BAFFLE SPACING 15"
BAFFLE OPENING	50 %		BAFFLE CUT VERTICAL <i>HORIZONTAL</i>
TUBE SHEET-MATERIAL	Inox-304		CHANNEL-MATERIAL Inox-304
REMOVABLE TUBE BUNDLE	NO		FIXED TUBE SHEET SI
CONNECTIONS-SHELL-IN	1.5"		OUT 1.5"
CHANNEL-IN	1.0"		OUT 1.0"
R E M A R K S			





HEAT EXCHANGER SPECIFICATION SHEET  
PROCESS ENGINEERING

SPEC. NO.	C - 1	PAGE	1	OF	1	DATE	Junio/53
ITEM NO.	C - 1	NO. UNITS	1			ENGINEER	A. Noriega
SERVICE	Condensador Parcial de Gases de Reacción						
TYPE	Coraza y Tubos		SIZE		18"Ø x 20' L.		
15 GS SURFACE/UNIT	760 ft <sup>2</sup>		15 GS SURFACE TOTAL		760 ft <sup>2</sup>		
PERFORMANCE - ONE UNIT							
				(S-CELL) (LEFT) SIDE	TUBE SIDE		
FLUID CIRCULATED				Agua Enfriamiento		Proceso	
TOTAL FLUID ENTERING				150,130		lb/hr	
VAPOR						9623 lb/hr	
LIQUID				150,130		lb/hr	
STEAM						15/hr	
NON-CONDENSABLES						15/hr	
FLUID VAPORIZED OR CONDENSED						CONDENSADO:	
AMOUNT VAPORIZED OR CONDENSED				lb/hr		2968 lb/hr	
P Gr - LIQUID				0.996		0.9	
MOLECULAR WEIGHT				18		25.1	
SPECIFIC HEAT				0.998		Btu/lb 0.754 Btu/lb	
TEMPERATURE IN				79 °F 26 °C		350 °F 121 °C	
TEMPERATURE OUT				97 °F 36 °C		140 °F 60 °C	
OPERATING PRESSURE				40		psia 30 psia	
NUMBER OF PASSES				1		1	
VELOCITY				1.2		fps 0.01 fps	
PRESSURE DROP				3.5		psi 0.2 psi	
MAX. ALLOWABLE WORKING PRESS.				80		psia 50 psia	
HEAT EXCHANGED-Btu/hr				2,702,338		LMTD (COR) 100.0	
TRANSFER RATE U-CLEAN				49.4		SERVICE 35.5 FOULING RESISTANCE 0.0079	
CONSTRUCTION							
TUBES-MATERIAL		Inox-316		NUMBER/UNIT		146	
LENGTH		20 ft.		PITCH		1.25	
NO. TUBE ROWS				FIN HEIGHT		FINS/INCH	
SHELL-MATERIAL		Ac. Al CARBON		ID ØØ		17.3"	
BAFFLE OPENING		50 %		BAFFLE CUT VERTICAL		30" 100%/4	
TUBE SHEET-MATERIAL		Inox-316		CHANNEL-MATERIAL		Inox-316	
REMOVABLE TUBE BUNDLE		No		FIXED TUBE SHEET		S1	
DINCTIONS-SHELL-IN		6.0"		OUT		6.0"	
CHANNEL-IN		6.0"		OUT		6.0"	
REMARKS							

HEAT EXCHANGER SPECIFICATION SHEET  
PROCESS ENGINEERING

SPEC. NO. C-2	PAGE 1 OF 1	DATE Junio/83	
ITEM NO. C-2	NO. UNITS 1	ENGINEER A. Noriega	
SERVICE Enfriador de Recirculación Superior de T-1			
TYPE Coraza y Tubos		SIZE 22"Ø x 10' L.	
IS OS SURFACE/LUIT 575 ft <sup>2</sup>		IS OS SURFACE TOTAL 575 ft <sup>2</sup>	
PERFORMANCE - ONE UNIT			
	(SHELL) (AIR) SIDE	TUBE SIDE	
LIQUID CIRCULATED	SALMUERA	PROCESO	
TOTAL FLUID ENTERING	36.535 lb/hr	45100	lb/hr
VAPOR	lb/hr		lb/hr
LIQUID	36.535 lb/hr	45100	lb/hr
STEAM	lb/hr		lb/hr
NON-CONDENSABLES	lb/hr		lb/hr
LIQUID VAPORIZED OR CONDENSED			
AMOUNT VAPORIZED OR CONDENSED		lb/hr	lb/hr
p Gr - LIQUID	1.03	0.94	
MOLECULAR WEIGHT	21.0	20.6	
SPECIFIC HEAT	0.909 Btu/lb	0.81	Btu/lb
TEMPERATURE IN	23 °F -5 °C	70 °F 21 °C	
TEMPERATURE OUT	34 °F 1 °C	60 °F 15 °C	
OPERATING PRESSURE	40 psig	40	psig
NUMBER OF PASSES	1	4	
VELOCITY	0.002 fps	0.1	fps
PRESSURE DROP	0.05 psi	0.93	psi
MAX. ALLOWABLE WORKING PRESS.	80 psia	80	psia
HEAT EXCHANGED-Btu/hr	365.310	LMTD (COR)	36.5
TRANSFER RATE U-CLEAN	21.2	SERVICE 17.4	FOULING RESISTANCE 0.0103
CONSTRUCTION			
TUBES-MATERIAL	Inox-316	NUMBER/UNIT 212	OD 1" BWG 14
LENGTH	10 ft.	PITCH 1.25	TRIANGULAR <i>SQUARE</i>
NO. TUBE ROWS		FIN HEIGHT	FINS/INCH
SHELL-MATERIAL	Ac. A1 CARBON	ID Ø 21.3	BAFFLE SPACING 18"
BAFFLE OPENING	50 %		BAFFLE CUT VERTICAL <i>HORA</i>
TUBE SHEET-MATERIAL	Inox-316		CHANNEL-MATERIAL Inox-316
REMOVABLE TUBE BUNDLE	NO		FIXED TUBE SHEET ST
CONNECTIONS-SHELL-IN	3.0"		OUT 3.0"
CHANNEL-IN	3.0"		OUT 3.0"
REMARKS			

HEAT EXCHANGER SPECIFICATION SHEET  
PROCESS ENGINEERING

SPEC. NO. C - 3	PAGE 1	OF 1	DATE Junio/83
ITEM NO. C - 3	NO. UNITS 1		ENGINEER A. Noriega
SERVICE Enfriador de Recirculación Inferior T-1			
TYPE Coraza y tubos SIZE 20"Ø x 12' L.			
IS OS SURFACE/UNIT 495 ft <sup>2</sup>		IS OS SURFACE TOTAL 495 ft <sup>2</sup>	
PERFORMANCE - ONE UNIT			
		(SHELL) (AIR) SIDE	TUBE SIDE
LIQUID CIRCULATED		PROCESO	SALMUERA
TOTAL FLUID ENTERING		68220 lb/hr	138,487 lb/hr
VAPOR		lb/hr	lb/hr
LIQUID		68220 lb/hr	138,487 lb/hr
STEAM		lb/hr	lb/hr
NON-CONDENSABLES		lb/hr	lb/hr
LIQUID VAPORIZED OR CONDENSED			
AMOUNT VAPORIZED OR CONDENSED		lb/hr	lb/hr
ρ G <sub>r</sub> - LIQUID		0.99	1.03
MOLECULAR WEIGHT		25.5	21.0
SPECIFIC HEAT		0.77 Btu/lb	0.909 Btu/lb
TEMPERATURE IN		127 °F 53 °C	23 °F -5.0 °C
TEMPERATURE OUT		112 °F 44 °C	29 °F -2.0 °C
OPERATING PRESSURE		40 psia	40 psia
NUMBER OF PASSES		1	4
VELOCITY		0.02 fps	1.19 fps
PRESSURE DROP		0.91 psi	2.4 psi
MAX. ALLOWABLE WORKING PRESS.		psia	psia
HEAT EXCHANGED-Btu/hr 787,710		LMTD (COR)	93.4
TRANSFER RATE U-CLEAN 18.1		SERVICE 17.03	FOULING RESISTANCE - 0.003
C O N S T R U C T I O N			
TUBES-MATERIAL	Inox-316	NUMBER/UNIT 172	OD 1" BWG 14
LENGTH	12 ft.	PITCH 1.25	TRIANGULAR SQUARE
NO. TUBE ROWS		FIN HEIGHT	FINS/INCH
SHELL-MATERIAL	Inox-316	ID ØØ 19.3	BAFFLE SPACING 20"
BAFFLE OPENING	50 %		BAFFLE CUT VERTICAL HORIZ
TUBE SHEET-MATERIAL	Inox-316		CHANNEL-MATERIAL A. C.
REMOVABLE TUBE BUNDLE	NO		FIXED TUBE SHEET SI
CONNECTIONS-SHELL-IN	4.0"		OUT 4.0"
CHANNEL-IN	6.0"		OUT 6.0"
R E M A R K S			

HEAT EXCHANGER SPECIFICATION SHEET  
PROCESS ENGINEERING

SPEC. NO. C-4	PAGE 1	OF 1	DATE Junio/83
ITEM NO. C-4	NO. UNITS 1	ENGINEER A. Noriega	
SERVICE Subenfriador del Domo de t-6			
TYPE Coraza y Tubos	SIZE 18"Ø x 10' L.		
15 OS SURFACE/UNIT 374 ft <sup>2</sup>	15 OS SURFACE TOTAL 374 ft <sup>2</sup>		
PERFORMANCE - ONE UNIT			
	(SHELL) (AIR) SIDE	TUBE SIDE	
FLUID CIRCULATED	Agua Enfriamiento	PROCESO	
TOTAL FLUID ENTERING	10.218 lb/hr	9071	lb/hr
VAPOR	1b/hr		lb/hr
LIQUID	10.218 lb/hr	9071	lb/hr
STEAM	1b/hr		lb/hr
NON-CONDENSABLES	1b/hr		lb/hr
FLUID VAPORIZED OR CONDENSED			
AMOUNT VAPORIZED OR CONDENSED		1b/hr	lb/hr
p Gr - LIQUID	0.996		0.77
MOLECULAR WEIGHT	18.0		31.0
SPECIFIC HEAT	0.998 Btu/lb		0.548 Btu/lb
TEMPERATURE IN 79 °F	26 °C	150 °F	65 °C
TEMPERATURE OUT 97 °F	36 °C	113 °F	45 °C
OPERATING PRESSURE	40 psig	2	psig
NUMBER OF PASSES	1	2	
VELOCITY	0.03 fps	0.02	fps
PRESSURE DROP	0.65 psia	0.3	psia
AX. ALLOWABLE WORKING PRESS.			psia
HEAT EXCHANGED-Btu/hr 199,046	SERVICE 11.5	LMTD (COR) 42.8	
TRANSFER RATE U-CLEAN 16.7	FOULING RESISTANCE 0.027		
CONSTRUCTION			
TUBES-MATERIAL Inox-316	NUMBER/UNIT 146	OD 1"	BWG 14
LENGTH 10 ft.	PITCH 1.25	TRIANGULAR SQUARE	
NO. TUBE ROWS	FIN HEIGHT	FINS/INCH	
SHELL-MATERIAL Ac. Al CARBON	ID ØØ 17.3"	BAFFLE SPACING 30"	
BAFFLE OPENING 25 %		BAFFLE CUT VERTICAL HORIZ	
TUBE SHEET-MATERIAL Inox-316		CHANNEL-MATERIAL Inox-316	
REMOVABLE TUBE BUNDLE NO		FIXED TUBE SHEET SI	
CONNECTIONS-SHELL-IN 1.5"		OUT 1.5"	
CHANNEL-IN 2.0"		OUT 2.0"	
REMARKS			

HEAT EXCHANGER SPECIFICATION SHEET  
PROCESS ENGINEERING

SPEC. NO. C - 5		PAGE 1 OF 1		DATE Junio/83	
ITEM NO. C - 5		NO. UNITS 1		ENGINEER A. Noriega	
SERVICE Sobrecalentador de la Alimentación de Metanol					
TYPE Coraza y Tubos			SIZE 6"Ø x 20' L.		
IS OS SURFACE/UNIT 73 ft <sup>2</sup>			IS OS SURFACE TOTAL 73 ft <sup>2</sup>		
PERFORMANCE - ONE UNIT					
(SHELL) (AIR) SIDE					
FLUID CIRCULATED		Proceso		TUBE SIDE Vapor 300 H	
TOTAL FLUID ENTERING		4765 lb/hr		35.0 lb/hr	
VAPOR		4765 lb/hr		lb/hr	
LIQUID		lb/hr		lb/hr	
STEAM		lb/hr		35.0 lb/hr	
NON-CONDENSABLES		lb/hr		lb/hr	
FLUID VAPORIZED OR CONDENSED				Condensado	
AMOUNT VAPORIZED OR CONDENSED		lb/hr		35.0 lb/hr	
g Gr - LIQUID				0.84	
MOLECULAR WEIGHT		31.0		18.0	
SPECIFIC HEAT		0.48 Btu/lb		0.99 Btu/lb	
TEMPERATURE IN		208 °F 98 °C		406 °F 208 °C	
TEMPERATURE OUT		220 °F 104 °C		406 °F 208 °C	
OPERATING PRESSURE		30 psia		250 psia	
NUMBER OF PASSES		1		2	
VELOCITY		0.09 fps		0.002 fps	
PRESSURE DROP		1.01 psia		0.01 psia	
MAX. ALLOWABLE WORKING PRESS.		60 psia		350 psia	
HEAT EXCHANGED-Btu/hr 27,447.0				LMTD (COR) 191.9	
TRANSFER RATE U-CLEAN 3.1		SERVICE 1.9		FOULING RESISTANCE 0.19	
CONSTRUCTION					
TUBES-MATERIAL Inox-316		NUMBER/UNIT 14		OD 1" BWG 14	
LENGTH 20 ft.		PITCH 1.25		TRIANGULAR <del>50/45/45</del>	
NO. TUBE ROWS		FIN HEIGHT		FINS/INCH	
SHELL-MATERIAL Inox-316		ID Ø 6.0		BAFFLE SPACING 30"	
BAFFLE OPENING 25 %				BAFFLE CUT VERTICAL HORIZ	
TUBE SHEET-MATERIAL Inox-316				CHANNEL-MATERIAL Ac. al. C.	
REMOVABLE TUBE BUNDLE NO				FIXED TUBE SHEET SI	
INJECTIONS-SHELL-IN 4.0"				OUT 4.0"	
CHANNEL-IN 1.0"				OUT 1.0"	
REMARKS					

HEAT EXCHANGER SPECIFICATION SHEET  
PROCESS ENGINEERING

SPEC. NO.	C - 8	PAGE	1	OF	1	DATE	Junio/83
ITEM NO.	C - 8	NO. UNITS	1	ENGINEER A. Noriega			
SERVICE	Rehervidor de T-6						
TYPE	Coraza y Tubos			SIZE 16"Ø x 5' L.			
IS OS SURFACE/UNIT	132 ft <sup>2</sup>			IS OS SURFACE TOTAL 132 ft <sup>2</sup>			
PERFORMANCE - ONE UNIT							
				(SHELL) (AIR) SIDE		TUBE SIDE	
FLUID CIRCULATED	Vapor 100 H			Proceso			
TOTAL FLUID ENTERING	1713 lb/hr			248.325 lb/hr			
VAPOR	1b/hr			1b/hr			
LIQUID	1b/hr			248.325 lb/hr			
STEAM	1713 lb/hr			1b/hr			
NON-CONDENSABLES	1b/hr			1b/hr			
FLUID VAPORIZED OR CONDENSED	Condensado			Vaporizado			
AMOUNT VAPORIZED OR CONDENSED	2356 lb/hr			6,526 lb/hr			
p Gr - LIQUID	0.916			1.02			
MOLECULAR WEIGHT	18.0			26.2			
SPECIFIC HEAT	1.05 Btu/lb			0.75 Btu/lb			
TEMPERATURE IN	327 °F	164 °C	235 °F	113 °C			
TEMPERATURE OUT	327 °F	164 °C	235 °F	113 °C			
OPERATING PRESSURE	85 psig			7 psig			
NUMBER OF PASSES	1			1			
VELOCITY	fps			fps			
PRESSURE DROP	psi			2.6 psi			
MAX. ALLOWABLE WORKING PRESS.	psia			psia			
HEAT EXCHANGED-Btu/hr	1,506,803			LMTD (COR)		92	
TRANSFER RATE U-CLEAN	258.4			SERVICE FOULING RESISTANCE		0.0025	
C O N S T R U C T I O N							
TUBES-MATERIAL	Inox-316	NUMBER/UNIT	108	OD	1"	BWG	14
LENGTH	5 ft.	PITCH	1.25	TRIANGULAR <del>SQUARE</del>			
NO. TUBE ROWS	FIN HEIGHT			FINS/INCH			
SHELL-MATERIAL	Ac. al CARBON	ID ØØ	15.0	BAFFLE SPACING			
BAFFLE OPENING				BAFFLE CUT VERTICAL HORIZ			
TUBE SHEET-MATERIAL	Inox-316	CHANNEL-MATERIAL		Inox-316			
REMOVABLE TUBE BUNDLE	NO			FIXED TUBE SHEET SI			
CONNECTIONS-SHELL-IN	4.0"			OUT		1.5"	
CHANNEL-IN	10.0"			OUT		4.0"	
R E M A R K S							

HEAT EXCHANGER SPECIFICATION SHEET  
PROCESS ENGINEERING

SPEC. NO. C - 15	PAGE 1 OF 1	DATE Junio/83	
ITEM NO. C - 15	NO. UNITS 1	ENGINEER A. Noriega	
SERVICE Condensador del Domo de T-6			
TYPE Coraza y Tubos	SIZE 20" Ø x 20" L.		
IS OS SURFACE/UNIT 970 ft <sup>2</sup>	IS OS SURFACE TOTAL 970 ft <sup>2</sup>		
PERFORMANCE - ONE UNIT			
(SHELL) (AIR) SIDE		TUBE SIDE	
LIQUID CIRCULATED	Proceso	Agua Enfriamiento	
TOTAL FLUID ENTERING	9071 lb/hr	253.473	lb/hr
VAPOR	9071 lb/hr		lb/hr
LIQUID		253.473	lb/hr
STEAM			lb/hr
NON-CONDENSABLES			lb/hr
LIQUID VAPORIZED OR CONDENSED	Condensado		
AMOUNT VAPORIZED OR CONDENSED	9071 lb/hr		lb/hr
p Gr - LIQUID	0.72	0.996	
MOLECULAR WEIGHT	31.0	18.0	
SPECIFIC HEAT	0.548 Btu/lb	0.998	Btu/lb
TEMPERATURE IN	155 °F 68 °C	79 °F 26 °C	
TEMPERATURE OUT	150 °F 65 °C	97 °F 36 °C	
OPERATING PRESSURE	2 psia	40	psia
NUMBER OF PASSES	1	1	
VELOCITY	0.62 fps	0.28	fps
RESSURE DROP	1.16 psi	0.96	psi
MAX. ALLOWABLE WORKING PRESS.	psia		psia
HEAT EXCHANGED-Btu/hr	4,937,653	LMTD (COR)	64.3
TRANSFER RATE U-CLEAN	94.6 SERVICE 73.2	FOULING RESISTANCE	0.003
CONSTRUCTION			
TUBES-MATERIAL	Inox-304	NUMBER/UNIT 187	OD 1" BWG 14
LENGTH	20 Ft	PITCH 1.25	TRIANGULAR <del>SQUARE</del>
NO. TUBE ROWS		FIN HEIGHT	FINS/INCH
SHELL-MATERIAL	Inox-304	ID OD 19.3"	BAFFLE SPACING 30"
BAFFLE OPENING	25 %		BAFFLE CUT VERTICAL <del>HORIZONTAL</del>
TUBE SHEET-MATERIAL	Inox-304	CHANNEL-MATERIAL	A. al C.
REMOVABLE TUBE BUNDLE	NO	FIXED TUBE SHEET	SI
CONNECTIONS-SHELL-IN	8.0"	OUT	2.0"
CHANNEL-IN	6.0"	OUT	6.0"
REMARKS			

HEAT EXCHANGER SPECIFICATION SHEET  
PROCESS ENGINEERING

SPEC. NO.	C-16	PAGE	1	OF	1	DATE	Junio/83	
ITEM NO.	C-16	NO. UNITS	1			ENGINEER	A. Noriega	
SERVICE	Enfriador de la Recirculación Inferior de T-1							
TYPE	Caraza y Tubos			SIZE	20"Ø x 10' L.			
IS OS SURFACE/UNIT	460 ft <sup>2</sup>			IS OS SURFACE TOTAL	460 ft <sup>2</sup>			
PERFORMANCE - ONE UNIT								
				(SHELL) (AIR) SIDE		TUBE SIDE		
FLUID CIRCULATED				Salmuera		Proceso		
TOTAL FLUID ENTERING				138,487	lb/hr	68220	lb/hr	
VAPOR					lb/hr		lb/hr	
LIQUID				138,487	lb/hr	68220	lb/hr	
STEAM					lb/hr		lb/hr	
NON-CONDENSABLES					lb/hr		lb/hr	
LIQUID VAPORIZED OR CONDENSED					lb/hr		lb/hr	
AMOUNT VAPORIZED OR CONDENSED					lb/hr		lb/hr	
p Gr - LIQUID				1.03		0.99		
MOLECULAR WEIGHT				21.0		25.5		
SPECIFIC HEAT				0.909	Btu/lb	0.77	Btu/lb	
TEMPERATURE IN				29 °F	-2.0 °C	112 °F	44 °C	
TEMPERATURE OUT				23 °F	-1.0 °C	98 °F	37 °C	
OPERATING PRESSURE				40	psig	40	psig	
NUMBER OF PASSES				1		2		
VELOCITY				0.92	fps	0.6	fps	
PRESSURE DROP				2.1	psi	1.8	psi	
MAX. ALLOWABLE WORKING PRESS.					psia		psia	
HEAT EXCHANGED-Btu/hr				735,412		LMTD (COR)	78.9	
TRANSFER RATE U-CLEAN				22.3	SERVICE 20.2	FOULING RESISTANCE	0.004	
CONSTRUCTION								
TUBES-MATERIAL		Inox-316	NUMBER/UNIT	180	OD	1"	BWG	14
LENGTH		10 ft	PITCH	1.25	TRIANGULAR SQUARE			
NO. TUBE ROWS			FIN HEIGHT		FINS/INCH			
SHELL-MATERIAL		Ac. al CARBON	ID ØØ	19.3"	BAFFLE SPACING 20"			
BAFFLE OPENING		50 %	BAFFLE CUT VERTICAL HORIZ					
TUBE SHEET-MATERIAL		Inox-316	CHANNEL-MATERIAL Inox-316					
REMOVABLE TUBE BUNDLE			FIXED TUBE SHEET					
CONNECTIONS-SHELL-IN		6.0"	OUT		6.0"			
CHANNEL-IN		4.0"	OUT		4.0"			
REMARKS								



HEAT EXCHANGER SPECIFICATION SHEET  
PROCESS ENGINEERING

SPEC. NO.	C - 17	PAGE	1	OF	1	DATE	Junio/83
ITEM NO.	C - 17	NO. UNITS	1	ENGINEER A. Noriega			
SERVICE	Rehervidor del Vaporizador de Metanol						
TYPE	Coraza y Tubos			SIZE 20"Ø x 5' L.			
IS OS SURFACE/UNIT	215 Ft <sup>2</sup>			IS OS SURFACE TOTAL 215 ft <sup>2</sup>			
PERFORMANCE - ONE UNIT							
				(SHELL) (AIR) SIDE		TUBE SIDE	
FLUID CIRCULATED	Vapor 100 H				Proceso		
TOTAL FLUID ENTERING	1437		lb/hr		96.236		lb/hr
VAPOR			lb/hr				lb/hr
LIQUID			lb/hr		96.236		lb/hr
STEAM	1437		lb/hr				lb/hr
NON-CONDENSABLES			lb/hr				lb/hr
FLUID VAPORIZED OR CONDENSED	Condensado				Vaporizado		
AMOUNT VAPORIZED OR CONDENSED	1437		lb/hr		2140		lb/hr
p Gr - LIQUID	0.916				0.73		
MOLECULAR WEIGHT	18.0				31.8		
SPECIFIC HEAT	1.05		Btu/lb		0.76		Btu/lb
TEMPERATURE IN	327	°F	164	°C	206	°F	97 °C
TEMPERATURE OUT	327	°F	164	°C	208	°F	98 °C
OPERATING PRESSURE	85		psia		30		psia
NUMBER OF PASSES	1				1		
VELOCITY			fps		0.9		fps
PRESSURE DROP			psi		1.82		psi
MAX. ALLOWABLE WORKING PRESS.			psia				psia
HEAT EXCHANGED-Btu/hr	1,154,195				LMTD (COR)		120
TRANSFER RATE U-CLEAN	51.2		SERVICE		FOULING RESISTANCE		0.0028
CONSTRUCTION							
TUBES-MATERIAL	Inox-316		NUMBER/UNIT 176		OD 1"		BWG 14
LENGTH	5 ft		PITCH 1.25		TRIANGULAR SQUARE		
NO. TUBE ROWS			FIN HEIGHT		FINS/INCH		
SHELL-MATERIAL	Ac. al CARBON		ID OD 19"		BAFFLE SPACING		
BAFFLE OPENING					BAFFLE CUT VERTICAL HORIZ		
TUBE SHEET-MATERIAL	Inox-316				CHANNEL-MATERIAL Inox-316		
REMOVABLE TUBE BUNDLE	NO				FIXED TUBE SHEET SI		
CONNECTIONS-SHELL-IN	4.0"				OUT 2.0"		
CHANNEL-IN	12.0"				OUT 6.0"		
REMARKS							
Cálculo a máxima capacidad							
En operación normal no debe haber consumo							

HEAT EXCHANGER SPECIFICATION SHEET  
PROCESS ENGINEERING

SPEC. NO. C-18	PAGE 1 OF 1	DATE Junio/83
ITEM NO. C-18	NO. UNITS 1	ENGINEER A. Noriega
SERVICE Rehervidor de T-6		
TYPE Corazon y Tubos	SIZE 24"Ø x 5' L.	
TS OS SURFACE/UNIT 330 ft <sup>2</sup>	TS OS SURFACE TOTAL	330 ft <sup>2</sup>
PERFORMANCE - O/E UNIT		
	(SHELL) (AIR) SIDE	TUBE SIDE
FLUID CIRCULATED	Vapor 100 H	Proceso
TOTAL FLUID ENTERING	4281 lb/hr	559.671 lb/hr
VAPOR	lb/hr	lb/hr
LIQUID	lb/hr	559.671 lb/hr
STEAM	4281 lb/hr	lb/hr
NON-CONDENSABLES	lb/hr	lb/hr
FLUID VAPORIZED OR CONDENSED	Condensado	Vaporizado
AMOUNT VAPORIZED OR CONDENSED	5889 lb/hr	14.692 lb/hr
p Gr - LIQUID	0.916	1.02
MOLECULAR WEIGHT	18.0	26.2
SPECIFIC HEAT	1.05 Btu/lb	0.75 Btu/lb
TEMPERATURE IN	327 °F 164 °C	235 °F 113 °C
TEMPERATURE OUT	327 °F 164 °C	235 °F 113 °C
OPERATING PRESSURE	85 psia	7 psia
NUMBER OF PASSES	1	1
VELOCITY	fps	1.32 fps
PRESSURE DROP	psi	2.68 psi
MAX. ALLOWABLE WORKING PRESS.	psia	psia
HEAT EXCHANGED-Btu/hr 3,767,008	LMTD (COR)	92
TRANSFER RATE U-CLEAN 2584	SERVICE 155.7	FOULING RESISTANCE 0.0025
CONSTRUCTION		
TUBES-MATERIAL Inox-316	NUMBER/UNIT 272	OD 1" BWG 14
LENGTH 5 ft.	PITCH 1.25	TRIANGULAR SQUARE
NO. TUBE ROWS	FIN HEIGHT	FINS/INCH
SHELL-MATERIAL Ac. al CARBON	ID OD 23"	BAFFLE SPACING
BAFFLE OPENING		BAFFLE CUT VERTICAL HORIZ
TUBE SHEET-MATERIAL Inox-316		CHANNEL-MATERIAL Inox-316
REMOVABLE TUBE BUNDLE NO		FIXED TUBE SHEET SI
CONNECTIONS-SHELL-IN 6.0"		OUT 3.0"
CHANNEL-IN /6.0"		OUT 6.0"
REMARKS		

3) RECIPIENTES.



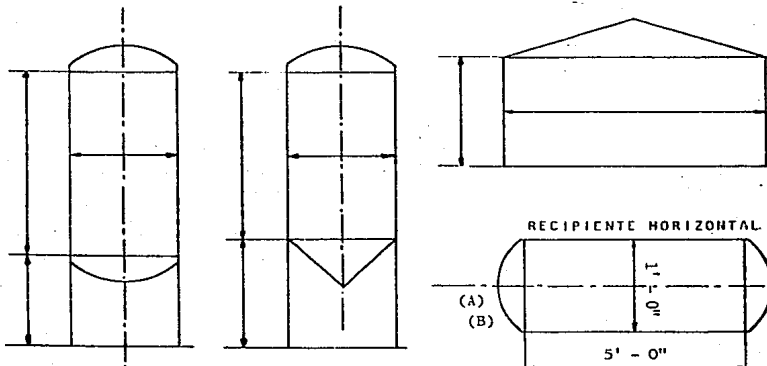


ESPECIFICACIONES PARA RECIPIENTES  
INGENIERIA DE PROCESO

157

RECIPIENTE NO:	Rx - 1	PAGINA	1	DE	1	FECHA :	Junio/83
PARTIDA NO:	Rx - 1	TIPO:	Mezclador Estático			INGENIERO:	A. Noriega
SERVICIO:	Mezclador Aire-Metanol						
TAMARO: DIAM.	0.5 ft.	LONGITUD:	5.0	ft.	MATERIAL:	INOX-316	
TEMP. DE OPERACION:	220 °F		104	°C	PRESION DE OPERACION:	30	psig.
MAXIMA PRESION DE TRABAJO:	60 psig.						
FLUIDO ENTRADA O SALIDA:	Aire		lb/hr	4019	BOQUILLA: (A)	4.0"	
FLUIDO ENTRADA O SALIDA:	Vapores Metanol		lb/hr	4765	BOQUILLA: (B)	4.0"	
FLUIDO ENTRADA O SALIDA:	Mezcla Aire-Metanol		lb/hr	8784	BOQUILLA: (C)	6.0"	

RECIPIENTES VERTICALES



COMENTARIOS

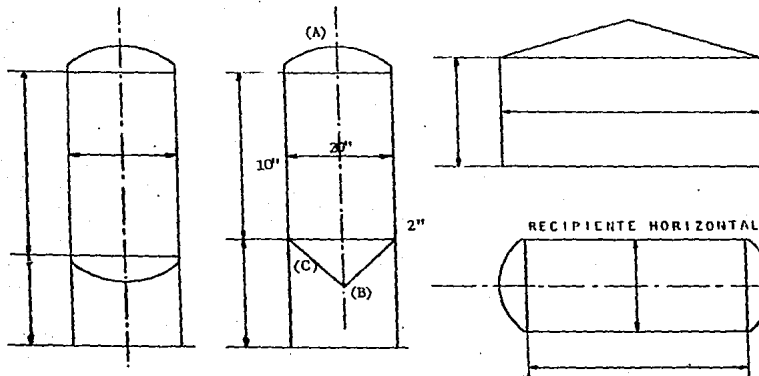
Se propone cotizar Mezclador de Marca Koch

ESPECIFICACIONES PARA RECIPIENTES  
INGENIERIA DE PROCESO

158

RECIPIENTE NO: Rx-2,3 y 4	PAGINA 1 DE 1	FECHA: Junio/83
PARTIDA NO: Rx-2,3 y 4	TIPO:	INGENIERO: A. Noriega
SERVICIO: Reactores		
TAMARO: DIAM. 1,667 ft. LONGITUD: 0,833 ft.	MATERIAL: MONEL	
TEMP. DE OPERACION: 1100 °F 593 °C	PRESION DE OPERACION: 30 psia.	
MAXIMA PRESION DE TRABAJO: 60 psig.		
FLUIDO ENTRADA O SALIDA: Mezcla Aire-Metanol	lb/hr 4392	BOQUILLA:(A) 4.0"
FLUIDO ENTRADA O SALIDA: Gases Reacción	lb/hr 4392	BOQUILLA:(B) 8.0"
FLUIDO ENTRADA O SALIDA: Corriente Apagado	lb/hr 419	BOQUILLA:(C) 1/2"

RECIPIENTES VERTICALES



COMENTARIOS









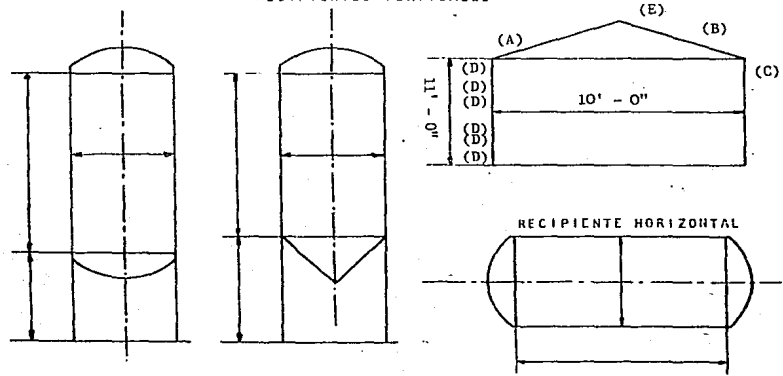



ESPECIFICACIONES PARA RECIPIENTES  
INGENIERIA DE PROCESO

163

RECIPIENTE NO:	Rx - 10	PAGINA	1	DE	1	FECHA :	Junio/83
PARTIDA NO:	Rx - 10	TIPO:	Atmosférico (APC)			INGENIERO:	A. Noriega
SERVICIO:	Preparador de Solución al 37%						
TAMARO: DIAM.	10.0	ft.	LONGITUD:	11.0	ft.	MATERIAL:	INOX-304
TEMP. DE OPERACION:	122	°F	50	°C	PRESION DE OPERACION:	cero	psig.
MAXIMA PRESION DE TRABAJO:	2.0 psig.						
FLUIDO ENTRADA O SALIDA:	Producto	lb/hr	28.478	BOQUILLA: (A)	2"		
FLUIDO ENTRADA O SALIDA:	Agua Desmin.	lb/hr	-	BOQUILLA: (B)	1"		
FLUIDO ENTRADA O SALIDA:	Recirculación	lb/hr	56.956	BOQUILLA: (C)	3"		
Instrumentación: Toma de Nivel (D) 1/2"							
Venteo (E) 1"							

RECIPIENTES VERTICALES

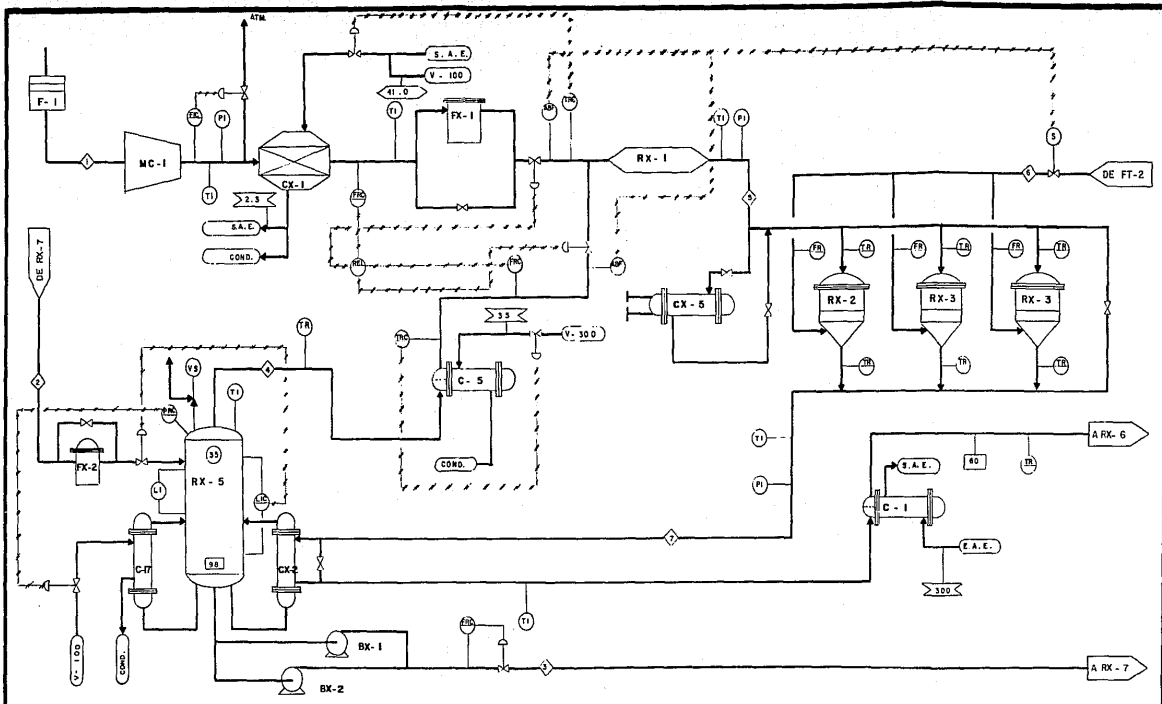


COMENTARIOS

Blank lines for comments.



H) DIAGRAMAS DE FLUJO DE PROCESO



### SIMBOLOGIA

(T)	TERMOMETRO	(MC)	INDICADOR CONTROLADOR DE NIVEL
(M)	MANOMETRO	(A)	ALARMA POR BAJO FLUJO
(V)	VALVULA DE SEGURIDAD	(PC)	REGISTRADOR CONTROLADOR DE PRESION
(S)	SOLENOIDE (VALVULA ON-OFF)	(E.A.E.)	ENTRADA DE AGUA DE EFRAFRAMENTO
(N)	INDICADOR DE NIVEL	(S.A.E.)	SALIDA DE AGUA DE EFRAFRAMENTO
(F)	INDICADOR CONTROLADOR DE FLUJO	(V-100)	ENTRADA DE VAPOR DE 100 M
(RF)	REGISTRADOR CONTROLADOR DE FLUJO	(V-300)	ENTRADA DE VAPOR DE 300 M
(R)	REGISTRADOR DE FLUJO	(CF)	FLUJO EN LITROS/HR.
(TR)	REGISTRADOR DE TEMPERATURA	(C)	FLUJO EN D.P.M.
(RT)	REGISTRADOR CONTROLADOR DE TEMPERATURA	(T)	TEMPERATURA °C
(ML)	MELICIONADOR DE FLUIDOS	(P)	PRESION, PSIG.

### BALANCE DE MATERIA EN KG./HR.

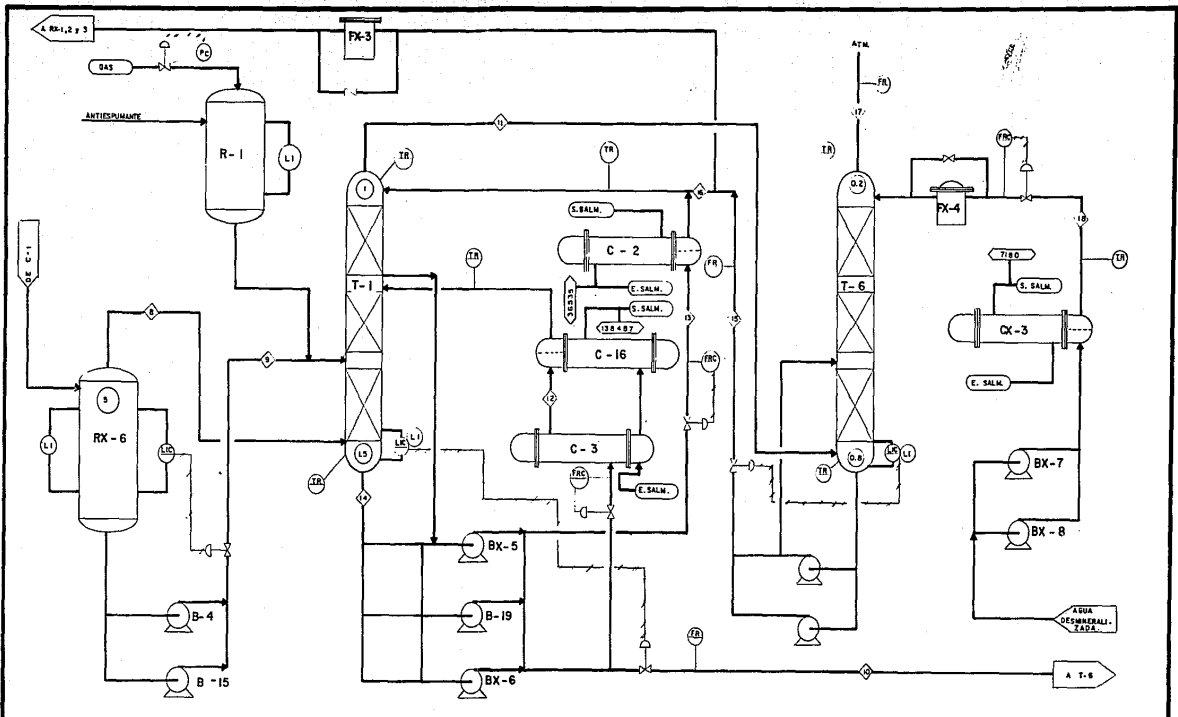
	1	2	3	4	5	6	7
ENTRADA	1358				1358		1358
SALIDA					1358		1358
CONSUMO							1358
REACTIVO							1358
AGUA	21	29	6	27	28	71	97
ENERGIA	2	10	10	2	2	20	20
REACTIVO	9	1	6	8	8	10	10
TOTAL	187	2314	248	278	1397	147	2187
GR. CONCENTRACION	0.17	0.15	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001
D.P.M. (D.P.M.)	180	14	1.3	1849	180	1.8	1849
REACTIVO EN	0.0110	0.18	0.14	0.001	0.001	0.001	0.001
REACTIVO EN	20	20	20	1104	17	183	183
REACTIVO EN	0	0	0	18	20	18	18

FACULTAD DE QUIMICA  
U.N.A.M.

FABRICACION DE SOLUCION.  
DE FORMALDEHIDO AL 37%  
CAPACIDAD: 20,000 TON/ANO

PRESENTADA POR: Ing. Alfonso Noriega M.

Hoja 1/3 fecha: junio / 1983



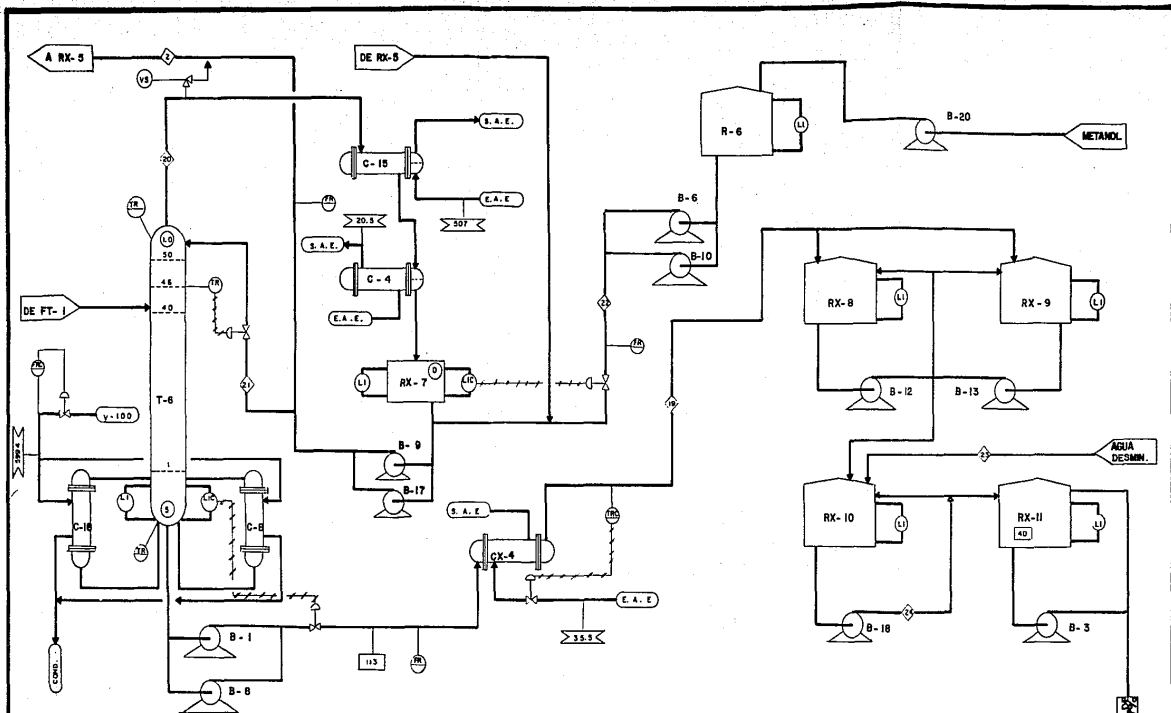
**SIMBOLOGIA**

(P)	CONTROLADOR DE PRESION
(N)	INDICADOR DE NIVEL.
(M)	INDICADOR CONTROLADO DE NIVEL
(TR)	REGISTRADOR DE TEMPERATURA.
(TM)	REGISTRADOR CONTROLADOR DE TEMPERATURA.
(F)	REGISTRO DE FLUJO.
(E. SALM.)	ENTRADA DE SALMUERA.
(S. SALM.)	SALIDA DE SALMUERA.
(F)	FLUJO EN LIBRAS/HORA.
(T)	TEMPERATURA °C.
(P)	PRESION PSIG.

	BALANCE DE MATERIA EN KG/HR										
	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
CONVENIENTE											
NITROGENO	136.8				136.8						136.8
OXIGENO	7.7				7.7						7.7
CO2	13.8				13.8						13.8
FORMALDEHIDO	8.31	491	1016	8.0	8.0	8.0	8.0	8.0	8.0	8.0	8.0
ACRIDANO	5.53	8.61	9.93	7	101.01	7.57	101.01	11.9	5	9	9
FORMALDEHIDO	38.8	39.8	84.1	87	90.4	244.87	109.95	336	86	108	481
AGUA	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2
AGUA METEOROLOGICA	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2
FORMAS DE NITRO											
ACRIDANO	5.53	8.61	9.93	7	101.01	7.57	101.01	11.9	5	9	9
CO2 TOTAL	50.0	136.8	237.6	172.8	310.00	109.00	153.75	30.3	12.2	170.4	4.6
FORMALDEHIDO	0.00	0.0	0.93	0.002	0.99	0.34	0.99	0.98	0.98	0.00	1.0
FORMALDEHIDO	12	186.7	139	96	135	135	135	135	135	135	135
FORMALDEHIDO	0.20	1.2	1.4	0.012	1.6	0.87	1.4	0.87	0.87	0.87	0.87
TEMPERATURA °C	60	60	53	16	20	16	53	14	14	23	12
PRESION PSIG.	1	2	60	10	50	1.5	20	60	60	60	30

FACULTAD DE QUIMICA  
 U. N. A. M.  
 FABRICACION DE SOLUCION DE  
 FORMALDEHIDO AL 37 %  
 CAPACIDAD: 20,000 TON/AÑO.  
 PRESENTADO POR: Ing. Alfonso Nardago M.  
 10/1/73 REVIS: JUNIO / 1983.





**SIMBOLOGIA**

(M)	INDICADOR CONTROLADOR DE NIVEL.
(I)	INDICADOR DE NIVEL.
(F)	REGISTRADOR CONTROLADOR DE FLUJO.
(R)	REGISTRADOR DE FLUJO.
(T)	REGISTRADOR DE TEMPERATURA.
(T)	REGISTRADOR DE TEMPERATURA.
(S)	VALVULA DE SEGURIDAD.
(E.A.E.)	ENTRADA DE AGUA DE ENFRIAMIENTO.
(S.A.E.)	SALIDA DE AGUA DE ENFRIAMIENTO.
(V-100)	ENTRADA DE VAPOR DE 100 PS.
(C.O.)	SALIDA DE CONDENSADO DE VAPOR.

**BALANCE DE MATERIA EN KG. / HR.**

	R	1B	20	E1	E2	E3	E4	E5
COMBUSTIBLE								
AGUA								
FORMALDEHIDO	2327	9	3244	2337	1020			8
METANOL	28	884	93	89				881
AGUA	47	884	93	89				887 (149)
METANOL	9		2	12				
FORMALDEHIDO								
AGUA								
TOTAL	2414	1874	423	3047	1090	887		1381
FORMALDEHIDO	0.77	1.4	0.800	0.77	0.76	0.32		1.08
AGUA	1.2	7	10.75	1.8	4	5		1.6
METANOL	0.38	1.6	0	0.39	0.25	0.35		1.6
FORMALDEHIDO	40	45	48	40	25	30		40
METANOL	20	20	2	35	20	20		20

**FACULTAD DE QUIMICA**  
**U.N.A.M.**  
 FABRICACION DE SOLUCION  
 DE FORMALDEHIDO AL 37 %  
 CAPACIDAD: 20,000 lts/hr.  
 PRESENTADO POR: Ing. Alfonso Noriega M.  
 Hoja 3/3 Fecha: junio / 1983.

## VI . ESTUDIO ECONOMICO

Una vez que se han determinado todos los requerimientos de equipo para la instalación de este proceso, se debe evaluar económicamente el proyecto, para lo cual se calcula el monto de la inversión a realizarse, y los costos de producción, con el objeto de armar balances proforma del negocio y determinar su rentabilidad.

En este paso se debe tener especial cuidado con el análisis de la inversión. De los muchos factores que pueden contribuir a efectuar estimados pobres o cortos, el más significativo se debe a omisiones en equipo, servicios, etc., mas que a algunos errores en el costeo. A continuación se presenta, como guía, una lista de verificación de los puntos que se deben tener en cuenta cuando se va a construir una unidad completamente nueva:

### Costos directos:

#### 1.- Equipo nuevo:

- Todo el equipo que aparece en el diagrama de flujo.
- Partes de repuesto para el equipo nuevo.
- Inflación.
- Cargos por transporte.
- Seguros.
- Reserva para modificaciones durante el arranque.

#### 2.- Instalación de equipo

- Instalación de todo el equipo que aparece en el diagrama de flujo.
- Estructuras, soportes, aislamiento y pintura

- 3.- Controles e instrumentación:
  - Compra, instalación y calibración
- 4.- Tubería:
  - Tubería de proceso y de servicios
  - Soporte de tubería, válvulas y accesorios
  - Aislamiento
- 5.- Equipo y materiales eléctricos:
  - Equipo eléctrico, switches, motores, tubo conduit, cable, accesorios, paneles, controles.
  - Materiales eléctricos y mano de obra.
- 6.- Edificios:
  - Edificios de proceso, plataformas, soportes, escaleras, caminos de acceso, grúas, monorraíles, elevadores.
  - Edificios auxiliares, administrativos, enfermería, cafetería, garages, almacenes de producto y de refacciones, cuarto de bomberos, laboratorio, etc.
  - Edificio de mantenimiento, eléctrico, tubería, soldadura, maquinaria, carpintería e instrumentos.
  - Servicios para los edificios, ventilación, aire acondicionado, instalación sanitaria, iluminación, elevadores, teléfono, pintura, sistemas de intercomunicación.
- 7.- Acondicionamiento del terreno:
  - Limpieza, nivelado, caminos, andadores, vías de ferrocarril, áreas de estacionamiento, cercas, muelles y puertos, áreas recreativas, etc.
- 8.- Unidades de servicios:
  - Vapor, agua, corriente eléctrica, aire comprimido, refrigeración, combustible. depósito de desechos.

-Unidades: incinerador, pozos, toma de agua de río, tratamiento de aguas, torres de enfriamiento, almacenamiento de agua, subestación eléctrica, planta de refrigeración, planta de aire, almacenamiento de combustible, planta de eliminación de desecho, red de protección contra incendio.

-Equipo extra: equipo y muebles de oficina, equipo de la cafetería, equipo médico y de seguridad, equipo de laboratorio, estantería lockers, tarimas, equipo de limpieza, extinguidores, motores de combustión interna para red contra incendio.

-Empacado y distribución: equipo para almacenar y manejar materias primas y producto terminado, equipo de empackado.

#### 9.- Terreno:

- Costo de la propiedad.
- Levantamiento, revisión.

#### Costos indirectos:

##### 1.- Ingeniería y Supervisión:

-Administración, proceso, diseño e ingeniería dibujantes, ingeniería de costos, compras, expeditación, comunicaciones, modelos a escala, honorarios de consultores, viajes.

-Supervisión e inspección de ingeniería

##### 2.- Gastos de construcción:

-Construcción, operación y mantenimiento de instalaciones temporales.

-Equipo y herramienta de construcción.

-Supervisión de la construcción, contadores, tomadores de tiempo, compras, expeditación.

-Almacén para el personal.

-Seguridad, beneficios médicos.

-Permisos, pruebas de campo, licencias

-Impuestos, seguros e interés

3.- Honorarios del Contratista:

4.- Contingencias

Por otra parte, el estimado de la inversión que se puede realizar, varía de acuerdo a la cantidad de información que se tiene acerca del proyecto o a su grado de desarrollo. Se consideran generalmente cinco niveles de estimaciones:

- 1.- Orden de magnitud. Se basa en costos de unidades similares construidas anteriormente. Exactitud mayor del  $\pm 30\%$
- 2.- Estimación por factores. Se basa en listas de equipo mayor de proceso. Exactitud  $\pm 30\%$
- 3.- Estudio preliminar. Se tienen suficientes datos para empezar a hacer algunas cotizaciones. Exactitud  $\pm 20\%$
- 4.- Estimación definitiva. Se basa en datos completos de equipo y cotizaciones, sin tener dibujos y especificaciones. Exactitud  $\pm 10\%$
- 5.- Estimación a detalle. Dibujos completos de ingeniería, especificaciones e isométricos de tubería. Exactitud  $\pm 5\%$

Por el grado de información que tiene este estudio y de acuerdo a su alcance, la estimación de la inversión caerá en el segundo nivel, es decir, una estimación por factores, con una exactitud de  $\pm 30\%$

a) Inversión estimada:

Para estimar la inversión necesaria para la insta-

T a b l a 7.1

## COSTO DE EQUIPO NUEVO

	Equipo	M\$
Tanques	RX-1	2,050
	RX-2, 3 y 4	6,630
	RX-5	6,500
	RX-6	3,000
	RX-7	3,700
	RX-8	7,750
	RX-9	7,750
	RX-10	10,600
	RX-11	<u>40,300</u>
		88,280
	Cambiadores	CX-1
CX-2		5,500
CX-3		1,100
CX-4		1,750
CX-5		<u>3,650</u>
	14,500	
Bombas (Incluye motor)	BX-1	500
	BX-2	500
	BX-3	650
	BX-4	650
	BX-5	700
	BX-6	700
	BX-7	500
	BX-8	<u>500</u>
	4,700	
Misceláneos	FX-1 (2 unidades)	430
	FX-2 (2 unidades)	370
	FX-3 (2 unidades)	280
	FX-4 (2 unidades)	<u>190</u>
	1,270	

TOTAL 108,750 M\$

lación de esta unidad se empezó por calcular el costo del equipo nuevo, que aparece en la Tabla 7.1. Para este cálculo se usaron las gráficas de Hall, Matley y McNaughton<sup>(10)</sup> y se aplicaron los índices de Marshall y Stevens para escalar estos costos al mes de Agosto de 1984. En los casos donde no se aplicaban las gráficas, se usaron dos métodos: cotización directa y comparación con equipos parecidos cotizados anteriormente y escalados a la misma fecha.

Del equipo existente que se utilizó para la adaptación de este proceso, la mayor parte se encuentra ya instalado (tanques de almacenamiento y columnas) y solamente es necesario relocalizar algunos cambiadores y bombas y adaptar la instrumentación.

El estimado de la inversión total debe tomar en cuenta el acondicionamiento de los equipos para su operación, es decir su instalación y su conexión por medio de tuberías, conexiones eléctricas, etc. Para esto se han editado tablas de verificación que expresan cada concepto como porcentaje del total de equipo que se va a usar, como la Tabla 17, Cap.4 que aparece en el libro "Plant Design Economics for Chemical Engineers"<sup>(11)</sup>. Para este caso se usarán estos porcentajes corregidos, dependiendo del caso, ya que en la unidad no todo el equipo es nuevo.

A continuación se presenta una discusión de los factores a usarse:

- (10) Hall R.S. Matley J. and McNaughton J. "Current costos of Process Equipment" Chem.Eng. April 5, 1982.
- (11) Peters N.S., Timmerhaus K.D. "Plant Design Economics for Chemical Engineers"  
McGraw Hill - Second Edition

### 1.- Instalación de equipo.

Sólo se considera la instalación del equipo nuevo y la relocalización de los cambiadores de calor y bombas que sea necesaria. Se usará un 36% del costo del equipo nuevo.

### 2.- Instrumentación.

Para el proyecto se tienen disponibles gran cantidad de instrumentos que posiblemente sea necesario acondicionar, teniendo que comprar algunas partes. (Se utilizará un factor del 10% que ya toma en cuenta la instalación).

### 3.- Tubería y conexiones.

Este valor es el más significativo para un proceso de este tipo. Se considera que parte de la tubería existente se puede adaptar para conectarla adecuadamente con el nuevo proceso. Para este concepto se le dió un valor estimado al equipo instalado, y se usó un factor del 42%, menor del que aparece en la tabla citada, sobre el total del equipo nuevo y equipo existente.

### 4.- Eléctrico

En este caso se debe considerar la instalación de las bombas nuevas y la adquisición de un centro de control de motores, además de algunas modificaciones en las ya instaladas. Se usará un 7% que ya incluye instalación.

### 5.- Edificios

Como el proyecto es en una unidad ya funcionando y el equipo existente operaba para otro proceso, ya se encuentran disponibles todos los edificios necesarios, por lo que no será necesario considerar ningún gasto.



6.- Acondicionamiento del terreno.

Sólo se consideró para el área de tanques, en donde se instalarán los nuevos. El factor a usarse será de un 8%.

7.- Servicios.

Todos los servicios se tienen en los límites de batería.

8.- Terreno.

No será necesario comprar terreno.

En cuanto a los costos indirectos, se tomaron de la siguiente forma:

9.- Supervisión e Ingeniería.

16% del valor total del equipo nuevo y de la estimación del equipo existente.

10.- Gastos de construcción.

24% del mismo valor.

La suma total de estos 10 conceptos forman el costo total directo e indirecto. Sobre este valor se aplican los siguientes conceptos:

11.- Contratistas.

Se consideró 5%.

12.- Contingencia.

Se considerará un 20% debido al tipo de estudio realizado.

Además, para poder tener una mejor visión de los gastos a realizarse, es necesario hacer un diagrama del desa-

rrollo del proyecto en el tiempo, ya sea en forma de ruta crítica o diagrama de barras. Con esto se checará si es posible realizar el proyecto en el tiempo estimado, si los costos de mano de obra están correctamente calculados y además aporta información muy importante acerca de los períodos pico de requerimientos de mano de obra y capital.

El diagrama de barras para este proyecto aparece en la fig. 7.1. En la tabla 7.2 aparece el cálculo de la inversión total.

#### b) Costos de Producción:

Determinar adecuadamente los costos de producción es igualmente importante que la estimación de la inversión inicial, ya que afecta directamente en el análisis de la rentabilidad del proyecto.

En la tabla 7.3 aparece una lista de verificación en la que se citan todos los costos que deben tomarse en cuenta para la estimación de este concepto. En general, el costo de producción puede dividirse en costos de manufactura y gastos generales, y se pueden calcular tomando como base un día de trabajo, por unidad de producto, o anualmente. De las tres, la más usual es en forma unitaria, ya que se puede aplicar a varias capacidades de producción y se adecúa más a los análisis de rentabilidad de la inversión.

A continuación se presenta una discusión acerca de como se tomaron en cuenta estos conceptos para el caso específico de este proyecto:

#### COSTOS DIRECTOS:

##### 1.- Materias primas:



T a b l a 7.2

## CALCULO DE LA INVERSION TOTAL

	COSTOS	GASTOS
	M\$	M\$
Acondicionamiento de terreno	8,700	-
Equipo nuevo	108,750	-
Instalación	-	39,150
Instrumentación	10,875	-
Tubería y Conexiones	77,255	-
Eléctrico	<u>7,650</u>	<u>-</u>
TOTAL COSTO DIRECTO	213,230	39,150
Supervisión e Ingeniería	-	35,600
Gastos de construcción	<u>-</u>	<u>52,800</u>
	213,230	127,550
Contratistas	-	17,000
Contingencias	<u>-</u>	<u>68,150</u>
	213,230	212,700
INVERSION TOTAL	<u>425,930</u>	

Para el proceso, la única materia prima es el metanol, que es suministrado por PEMEX a un precio de \$ 18.00 más \$ 3.60 por fletes.

## 2.- Mano de obra de operación:

La operación directa de un proceso de este tipo requiere relativamente poca mano de obra, ya que está muy automatizado por medio de los instrumentos de control. Para operar la unidad será necesario el siguiente personal:

	Sueldo diario
3 Operadores (uno por turno)	\$ 1,350.00
3 Ayudantes (uno por turno)	960.00
1 Obrero general (sólo primer turno)	750.00

todos con un 40% más, por prestaciones.

## 3.- Supervisión de operación:

Será necesario el siguiente personal:

	Sueldo diario
3 Jefes de turno	\$ 1,500.00
1 Jefe de Planta	1,850.00

más un 60% por prestaciones.

## 4.- Servicios:

### a) Vapor

Se tiene en límites de batería a un precio de \$ 550/ por tonelada. Este precio incluye indirectos.

### b) Electricidad

El costo del Kw es de \$ 11.00

### c) Combustible

Se usa sólo para presionamiento de equipo en una

T a b l a 7.3

Materias primas	Costo directo de Producción	Costo de Manufactura	Costo			
Mano de obra de operación						
Supervisión de operación						
Vapor						
Electricidad						
Combustible						
Refrigeración						
Agua						
Mantenimiento						
Gastos de operación						
Laboratorio	Costo fijo	Costo de Manufactura	total			
Regalías						
Catalizadores y químicos						
Depreciación						
Impuestos						
Seguros						
Renta						
Servicio médico				Gastos de Planta	Costo de Manufactura	de
Seguridad						
Gastos generales de Planta						
Prestaciones						
Empacado						
Restaurant						
Recreación						
Laboratorio de control	Gastos Administrativos	Costo de Manufactura	de			
Almacenamiento						
Salarios ejecutivos						
Costos de Ingeniería						
Supervisión de Mantenimiento	Gastos Generales	Costo de Manufactura	Producción			
Comunicaciones						
Oficina de ventas						
Gastos de representación						
Transporte						
Publicidad						
Servicio técnico	Gastos de Distribución y mercadeo	Costo de Manufactura	Producción			
Financiero						
Investigación y desarrollo						

cantidad insignificante, el costo del vapor lo incluye el combustible usado para su generación.

d) Refrigeración

Se considera el uso de salmuera en algunos cambiadores de calor. Esta salmuera es entregada por máquinas de refrigeración a un precio de \$ 35.00/M<sup>3</sup>.

e) Agua

En el proceso se usan dos tipos de agua: agua de enfriamiento, con un precio de \$ 1.10/M<sup>3</sup> y agua desmineralizada, con un costo de \$ 70.00/M<sup>3</sup>.

5.- Mantenimiento:

Se considera un costo anual del 2.5% de la inversión total.

6.- Gastos de operación:

Además del mantenimiento son necesarios algunos gastos como lubricantes, sellos, empaques, papelería, químicos, etc., para mantener operando la unidad. Estos gastos se consideran en un 15% del total de mantenimiento.

7.- Laboratorio:

Los chequeos del funcionamiento del proceso y la determinación de la calidad del producto causan gastos que se deben incluir en el costo directo. Se usará un 10% del total de la mano de obra de operación.

8.- Catalizadores y Químicos:

La carga inicial de catalizador se tomará en cuenta como parte de la inversión inicial. En el momento en que la plata se desactiva es necesario regenerarla. El proveedor tiene el equipo necesario para efectuar la regeneración

Y lo hace a un precio de \$380.00/Kg.

COSTOS FIJOS:

9.- Depreciación:

Se usará como valor anual el 10% de la inversión total.

Gastos de Planta:

Como este proyecto se efectuaría dentro de una planta en operación, los gastos de planta se prorratean entre todas las unidades, y vienen a ser, para el tipo de estimación que se está efectuando, poco significativos.

El concepto de prestaciones a empleados se incluye en mano de obra y supervisión directa.

Seguros:

El 1% de la inversión total.

Gastos Administrativos:

Se usará como valor total un 40% de la mano de obra de operación.

Gastos de Distribución y Mercadeo:

Para el tipo de producto a manejar se recomienda un 40% del costo directo de producción.

No se considerarán gastos por investigación y desarrollo ni por financiamiento, ya que la compañía financia sola todo el proyecto.



La Tabla 7.4 muestra el cálculo del costo de producción unitario de la unidad.

c. Análisis de la Rentabilidad de la Inversión.

Para efectuar este análisis se tomarán las siguientes bases:

1) De acuerdo con el estudio de mercado, el proyecto arranca en el año de 1998, para empezar a producir en 1999. La construcción y pruebas de arranque se llevarán a cabo en un año.

2) El análisis se efectuará a pesos constantes de 1984, por lo que no se tomará en cuenta el efecto inflacionario.

3) Se calculará un rendimiento económico del proyecto, sin tomar en cuenta aspectos financieros. La compañía solventará todo el proyecto con sus propios fondos sin recurrir al financiamiento.

4) No se consideran beneficios fiscales en el cálculo de depreciación, porque es adaptación de equipo existente y no se construirá en zona prioritaria.

5) El estudio de rentabilidad se efectuará tomando 10 años como tiempo de vida del proyecto.

A continuación se presenta una serie de cuadros que resumen el análisis económico del proyecto y que contienen la siguiente información:

- 1.- Plan de Producción.
- 2.- Desglose de la Inversión
- 3.- Presupuesto de Ingresos.

- 4.- Presupuesto de Egresos.
- 5.- Estado de Costo de Producción.
- 6.- Estado de Resultados proforma.
- 7.- Cálculo del Capital de Trabajo.
- 8.- Flujo de Efectivo y Tasa Interna de Rendimiento económico.

T a b l a 7.4

COSTO TOTAL DE PRODUCCION  
(\$/Kg. de Solución al 37% de FoH)

COSTO DE MANUFACTURA-Variables

Materia prima	9.88
Servicios auxiliares	
-Vapor	0.64
-Electricidad	1.03
-Refrigeración	0.68
-Agua de enfriamiento	0.09
-Agua desmineralizada	0.02
-Catalizadores y químicos	0.35

-Fijos

Mano de obra de operación	0.20
Supervisión de operación	0.19
Mantenimiento	0.53
Gastos de operación	0.08
Laboratorio	<u>0.02</u>

Total Costo directo 13.71

-Depreciación 1.56

Total Costo de Manufactura 15.27

GASTOS GENERALES

-Seguros	0.21
-Gastos Administrativos	0.08
-Gastos de Distribución y Mercadeo	<u>0.55</u>
	0.84

GRAN TOTAL 16.11

## CUADRO I

## PLAN DE PRODUCCION

Año	Producción (Toneladas)
1999	6,570
2000	10,470
2001	14,380
2002	18,280
2003	20,000
2004	20,000
2005	20,000
2006	20,000
2007	20,000
2008	20,000

## DESGLOSE DE INVERSION DEL PROYECTO

- Miles de Pesos -

CONCEPTO	Año 1998	TOTAL	Depreciación		Amortización		TOTAL
			Tasa (%)	Monto	Tasa (%)	Monto	
Obra civil	8,700	8,700	5	435.0	-	-	9,135.0
Maquinaria y Equipo	108,750	108,750	10	10,875.0	-	-	119,625.0
Instalación	39,150	39,150	-	-	10	3,915.0	43,065.0
Otros Equipos							
- Instrumentación	10,875	10,875	10	1,087.5	-	-	11,962.5
- Tubería y Conexiones	77,255	77,255	10	7,725.5	-	-	84,980.5
- Eléctrico	7,650	7,650	10	765.0	-	-	8,415.0
Supervisión e Ingeniería	35,600	35,600	-	-	10	3,560.0	39,160.0
Gastos de Construcción	52,800	52,800	-	-	10	5,280.0	58,080.0
Contratistas	17,000	17,000	-	-	10	1,700.0	10,700.0
Contingencias	<u>68,150</u>	<u>68,150</u>	-	-	10	<u>6,815.0</u>	<u>74,965.0</u>
TOTAL	425,930	425,930		20,888.0		21,270.0	468,088.0











## C U A D R O 7

CAPITAL DE TRABAJO DEL PROYECTO										
- Miles de Pesos -										
CONCEPTO	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008
Efectivo mínimo requerido	1,080	1,575	2,071	2,566	2,784	2,784	2,784	2,784	2,784	2,784
Inventarios										
-Materia prima (20 días)	3,700	5,896	8,098	10,294	11,263	11,263	11,263	11,263	11,263	11,263
-Producto en Proceso ( 2 días )	809	1,289	1,770	2,251	2,462	2,462	2,462	2,462	2,462	2,462
-Producto terminado (10 días)	4,055	6,461	9,059	11,281	12,343	12,343	12,343	12,343	12,343	12,343
-Cuentas por cobrar (30 días)	<u>12,164</u>	<u>19,384</u>	<u>26,623</u>	<u>33,844</u>	<u>37,028</u>	<u>37,028</u>	<u>37,028</u>	<u>37,028</u>	<u>37,028</u>	<u>37,028</u>
TOTAL	21,808	34,605	47,621	60,236	65,880	65,880	65,880	65,880	65,880	65,880
Proveedores (30 días)	<u>5,564</u>	<u>8,866</u>	<u>12,178</u>	<u>15,480</u>	<u>16,937</u>	<u>16,937</u>	<u>16,937</u>	<u>16,937</u>	<u>16,937</u>	<u>16,937</u>
CAPITAL DE TRABAJO	16,244	25,739	35,443	44,756	48,943	48,943	48,943	48,943	48,943	48,943
INCREMENTO EN EL CAPITAL DE TRABAJO	16,244	9,495	9,704	9,313	4,187	0	0	0	0	0

## CALCULO DE LA TASA INTERNA DE RENDIMIENTO ECONOMICO DEL PROYECTO

AÑO	INGRESOS	- EGRESOS	- I.S.R. -	R.U.T	+ DEPRECIACION	INCREMENTO en ACTIVO FIJO	- INCREMENTO en CAPITAL de TRABAJO	Recup.de + Act. no Depr. y Capital de Trabajo	FLUJO NETO
1999	174,762	162,731	5,053	962	42,158	425,930	16,244	cero =	(394,000)
2000	278,502	212,222	27,838	5,302	42,158	cero	9,495	cero =	65,803
2001	382,508	261,840	50,681	9,653	42,158	cero	9,704	cero =	92,788
2002	486,248	311,331	73,465	13,993	42,158	cero	9,313	cero =	120,304
2003	532,000	333,158	83,514	15,907	42,158	cero	4,187	cero =	137,392
2004	532,000	333,158	83,514	15,907	42,158	cero	cero	cero =	141,579
2005	532,000	333,158	83,514	15,907	42,158	cero	cero	cero =	141,579
2006	532,000	333,158	83,514	15,907	42,158	cero	cero	cero =	141,579
2007	532,000	333,158	83,514	15,907	42,158	cero	cero	cero =	141,579
2008	532,000	333,158	83,514	15,907	42,158	cero	cero	56,743 =	<u>198,322</u>
								TOTAL	786,925

TASA INTERNA DE RENDIMIENTO ECONOMICO = 19.9%

El tiempo de recuperación de la inversión se puede calcular de la siguiente forma:

Año	Depreciación	Utilidad neta	Acumulado
1	42,158	6,016	48,174
2	42,158	33,140	123,472
3	42,158	60,334	225,964

$$\text{Inversión total - Acumulado} = \underline{425,930 - 355,581} = \underline{0.5}$$

Depreciación + Utilidad Quinto año 141,579

La inversión se recupera en 4.5 años

La tasa interna de rendimiento económico se calculó con un método de prueba y error que aparece en la Tabla 7.5, y además fué calculado con un programa de computadora, arrojando resultados similares.

En general, el análisis de los cuadros que aparecen anteriormente, indica lo siguiente:

La utilidad neta de este proyecto en el primer año será de 6 MM\$, dos años después será de 60 MM\$ y, posteriormente, se estabilizará en aproximadamente 100 MM\$.

El flujo de efectivo será, para el primer año, de 32 MM\$, dos años después de 93 MM\$ y, después se estabilizará en 142 MM\$.

Esto indica que el proyecto tiene una rentabilidad marginal aceptable.

Sin embargo, el tiempo de recuperación de la inversión de 4.5 años, combinado con el alto riesgo que refleja el estudio de mercado, no hacen muy atractiva la inversión,

T a b l a 7.5

## CALCULO DE LA TASA INTERNA DE RETORNO

AÑO	FLUJO DE CAJA DEL PROYECTO	$i = 10\%$		$i = 20\%$		$i = 19.9\%$	
		FACTOR DE DESCUENTO $\frac{1}{(1+i)^n}$	10% VALOR PRESENTE (M \$)	FACTOR DE DESCUENTO $\frac{1}{(1+i)^n}$	20% VALOR PRESENTE (M \$)	FACTOR DE DESCUENTO $\frac{1}{(1+i)^n}$	19.9% VALOR PRESENTE (M \$)
0	(425,930)						
1	31,930	0.9516	30,385	0.9063	28,938	0.9107	29,079
2	65,803	0.8611	56,663	0.7421	48,832	0.7531	49,556
3	92,788	0.7791	72,291	0.6075	56,369	0.6228	57,788
4	120,304	0.7050	84,814	0.4974	59,839	0.515	61,956
5	137,392	0.6379	87,642	0.4072	55,946	0.4259	58,515
6	141,579	0.5772	81,719	0.3334	47,202	0.3522	49,864
7	141,579	0.5223	73,947	0.2730	38,651	0.2913	41,242
8	141,579	0.4726	66,910	0.2235	31,643	0.2409	34,106
9	141,579	0.4276	66,539	0.1830	25,909	0.1992	28,202
10	198,322	0.3869	<u>76,731</u>	0.1498	<u>29,709</u>	0.1647	<u>32,664</u>
			697,641		423,038		425,930
	<u>VALOR PRESENTE</u>						
	INVERSION		1,637		0.99		1.00

Nota: Los valores del factor de descuento se obtuvieron de la Tabla 5.6 del libro "Plant, Design and Economics for Chemical Engineers."

más aún, tomando en cuenta que esta última fué calculada con un  $\pm$  30% de error. Si la inversión es ligeramente mayor, no es recomendable.

De esto se puede deducir también que una inversión en una unidad de formaldehído sin tener disponible todo el equipo que aparece en este estudio, no es recomendable en las condiciones actuales del mercado.

El capital de trabajo para el proyecto es de 16 MM\$

Una tasa interna de retorno a pesos constantes con valor de 19.9% no es suficientemente alta si se le compara con el alto riesgo que tiene el proyecto. Esto significa que se obtendría como premio 19.9 puntos por arriba de la inflación, mientras que las inversiones bancarias van practicamente a la par con élla, y no ofrecen ningún riesgo. Por lo tanto, la ganancia que se obtendría y el riesgo que hay que correr, hacen poco atractiva la inversión.

Además del análisis de rentabilidad, se efectuó un análisis de sensibilidad de la inversión en el que se analizó la variación de tasa interna de retorno con la fluctuación de 20% arriba y abajo en los siguientes factores:

- Precio de venta
- Volúmen de producción
- Costo de manufactura
- Inversión

Los resultados son los siguientes:

	Precio	Volúmen	Costo	Inversión
+ 20%	28.8	24.8	16.5	16.6
Caso base	19.9	19.9	19.9	19.9
- 20%	9.2	15.2	23.7	24.9

Como puede verse, el proyecto es altamente sensible al precio de venta, lo que aumenta el riesgo, tomando en cuenta la gran competencia que existe en el mercado.

Por lo tanto, las ganancias que se pudieran obtener con este proyecto no justifican el alto riesgo que se corre con él, por lo que la inversión no es recomendable..

## VII. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

1.- Actualmente el mercado del formaldehído se encuentra saturado, mostrando capacidad instalada en exceso hasta el año de 1998 (suponiendo que no ocurra algùn cambio brusco en el consumo, ni que se amplíe o se construya alguna unidad).

La mayor parte del consumo del producto es cautivo, es decir, que sus principales productores también lo son de sus derivados, por lo que su comercialización no constituye un mercado muy interesante. Es recomendable analizar el mercado de uno o varios de sus derivados.

Con el objeto de completar el trabajo aquí presentado se manejaron datos de planes de producción para cubrir una supuesta demanda en un futuro lejano y para analizar el negocio se usaron índices a precios constantes, con lo que se obtuvieron resultados satisfactorios.

2.- Se obtuvo suficiente información sobre las características fisicoquímicas del producto y de sus soluciones. Se debe tener especial cuidado en las operaciones de destilación, pues las mezclas metanol-agua-formaldehído (usuales en su fabricación) muestran azeotropos binario y ternario.

El producto se almacena normalmente, como solución acuosa al 37%, ya que a mayor concentración la solución es inestable a temperatura ambiente. Esto encarece considerablemente su transportación.

3.- De los procesos de fabricación que aparecen en la literatura, los que reportan mayor seguridad y mejores rendimientos son los que usan metanol como materia prima. De



estos, el que mejor se puede adaptar para aprovechar el equipo fuera de operación existente es el catalizado con plata metálica, ya que los volúmenes de aire manejados son menores y pueden usarse las columnas de absorción existentes.

4.- En el estudio de proceso, se determinó una capacidad de operación de 20,000 ton/año, usando un análisis de las capacidades máximas de los equipos mayores con que ya se contaba y que estaban fuera de operación; se diseñó una unidad completa que opera con esta producción, usando equipo nuevo y adaptando el existente.

Es necesario comprar gran parte del equipo de almacenaje y algunos cambiadores de calor y bombas que, por manejar fluidos altamente corrosivos, deben de ser construidos con acero inoxidable, lo que encarece considerablemente la inversión a realizarse.

Se recomienda investigar la posibilidad de recubrir la tanquería que se tiene en acero al carbón con algún tipo de recubrimiento de protección para que pueda manejar fluidos altamente corrosivos. Con esto se podría bajar notablemente el monto de la inversión.

Los consumos de materia prima y servicios auxiliares calculados por medio de balances de materia y energía coinciden con los reportados en la literatura, por lo que pueden servir como base para los cálculos de costo de producción..

5.- Para poder hacer el estudio económico del proyecto, se consideró como fecha de arranque de la unidad el año de 1998 (el primer año en que según la extrapolación del consumo aparente existe una cierta demanda no satisfecha) y se usó como capacidad de operación la diferencia entre el

consumo y la capacidad instalada a partir de ese año, hasta llegar a 20,000 ton/año que se calculó como la capacidad máxima a la que podía operar la unidad.

Bajo estas condiciones se estimó la inversión requerida en 426 millones de pesos, y se calcularon los costos de operación de la unidad; también se efectuó el análisis de rentabilidad de la inversión a pesos constantes de 1984, obteniéndose un tiempo de recuperación de la inversión de 4,5 años, que puede considerarse medianamente adecuado. Sin embargo, la tasa interna de rendimiento económico a los diez años de vida del proyecto, se calculó de 19.9% que resulta ser muy baja para las condiciones actuales de la economía mexicana, si se compara con el alto riesgo que ofrece el proyecto.

Por lo tanto, no es justificable la implementación de este proyecto, considerando la comercialización directa del producto.

El estudio aquí presentado puede servir de base para un análisis más profundo, considerando la producción de esta unidad para consumo cautivo, y estudiando la fabricación de algún derivado del formaldehído.

## VIII.

BIBLIOGRAFIALibros

O A. Hougen, K. M. Watson, R. A. Ragatz  
"Principios de los Procesos Químicos"  
Primera Edición, Volumen I y II  
Editorial Reverté, S. A., Buenos Aires

D. Q. Kern  
"Procesos de Transferencia de Calor"  
Primera Edición  
C.E.C.S.A., México

R. E. Kirk & D. F. Othmer  
"Encyclopedia of Chemical Technology" Vol. 6  
Interscience, New York, 1951 pp. 847-875

R. H. Perry & C. H. Chilton  
"Chemical Engineer's Handbook" Fifth Ed.  
McGraw-Hill, New York, 1973

Peters and Timmerhaus  
"Plant Design and Economics for Chemical Engineers"  
2nd. Ed. McGraw-Hill Book Co., New York, 1968

H. F. Rase & M. H. Barrow  
"Ingeniería de Proyectos para Plantas de Proceso"  
Primera Edición  
C.E.C.S.A., México, 1973

J. M. Smith & H. C. Van Ness  
"Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics"  
3rd. Ed. McGraw-Hill, New York, 1975

J. F. Walker  
"Formaldehyde" 3rd. Ed.  
Reinhold, New York, 1964

Stanford Research Institute  
"Formaldehyde" Report No. 23  
Stanford 1967

Articulos

- Hall, R.S., Matley, J, McNaughton, K.J.  
"Current Cost of Process Equipment"  
Chem. Eng., April 5, 1982 pp. 81-116
  
- Green, S.J., Vener, R.E.  
"Vapor-liquid Equilibria of Formaldehyde-Methanol-Water".  
Ind. Eng. Chem. Vol. 47 No. 1 pp. 103-108
  
- Piret, E.L. & Hall, M.W.  
"Distillation Principles of Formaldehyde Solutions"  
Ind. Eng. Chem. Vol. 40 No. 4 pp. 661-672
  
- Wallace, R.D. and McKinney, R.W.  
"Formaldehyde from Methanol"  
Modern Chemical Process Vol. III  
Reinhold Pub. Corp. N. Y., 1954
  
- Hung Xuan Nguyen  
"Computer Program Expedites Packed-Tower Design"  
Chem. Eng., November 20, 1978 pp. 181-184
  
- Fair, J.R.  
"How to predict Sieve Tray Entrainment and Flooding"  
Petro/Chem. Engineer, Sept. 1961 pp.45-52
  
- Feintuch, H.M. & Treybal, R.E.  
"The Design of Adiabatic Packed Tower for Gas Absorption and Stripping"  
Ind. Eng. Chem. Process Des. Den. Vol. 17 No. 4, 1978  
pp. 505-513
  
- Chase, D.  
"Sieve Tray Design, Part I"  
Chem. Eng., July 31, 1967 pp. 105-116
  
- Chase, D.  
"Sieve-Tray Design, Part II"  
Chem. Eng., August 28, 1967 pp. 139-146

- Bodhwar, R.K.  
"Shortcut Design Methods for Piping, Exchangers, Towers"  
Chem. Eng., Oct. 18, 1971 pp. 112-122
- "Redesign Improves use of Reaction Heat"  
Chem. Eng., March 9, 1959 pp. 77-78
- Hader, R.N.  
"Formaldehyde from Methanol"  
Ind. Eng. Chem. Vol. 44, July 1952 pp. 1508-1518
- Jones, E.  
"Thermodynamics of Formaldehyde Manufacture from Methanol"  
J. Appl. Chem. Vol. 3, 1953 pp. 206-213
- Girdler Catalysts  
"Physical and Thermodynamic Properties of Elements and Compounds"  
The Girdler Co., Gas Processes Division, Louisville, Kc., 1954

APENDICE A

PROPIEDADES FISICAS Y DATOS DE EQUILIBRIO

LIQUIDO - VAPOR

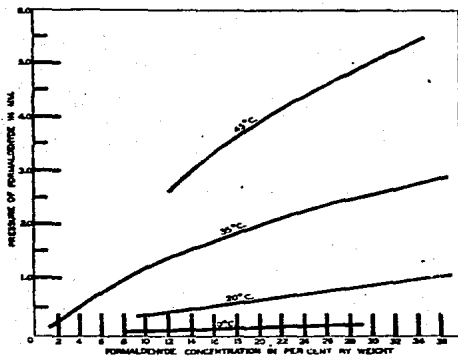


Fig. A.1 PRESION PARCIAL DEL FORMALDEHIDO EN SOLUCION ACUOSA A 0 - 45 °C

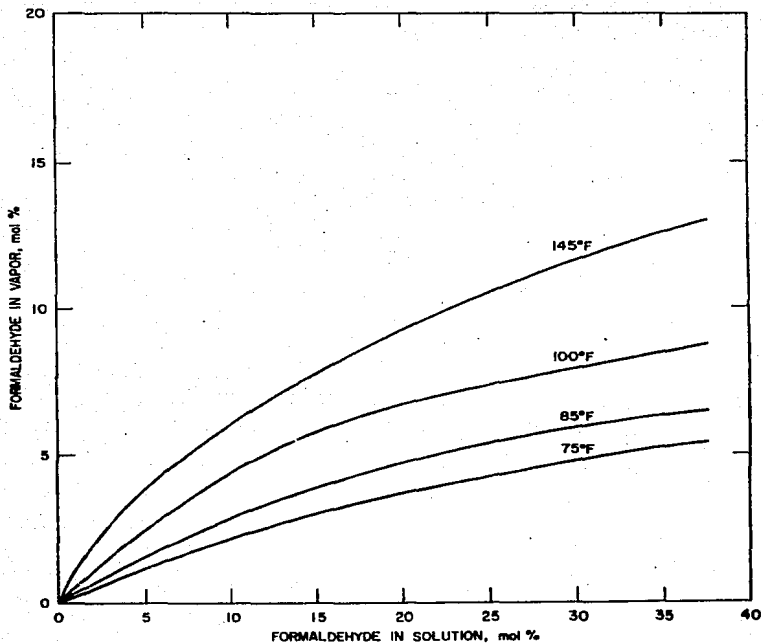


Fig. A.2 DATOS DE EQUILIBRIO LIQUIDO-VAPOR  
PARA LA ABSORCION DE SOLUCIONES DE FORMALDEHIDO.



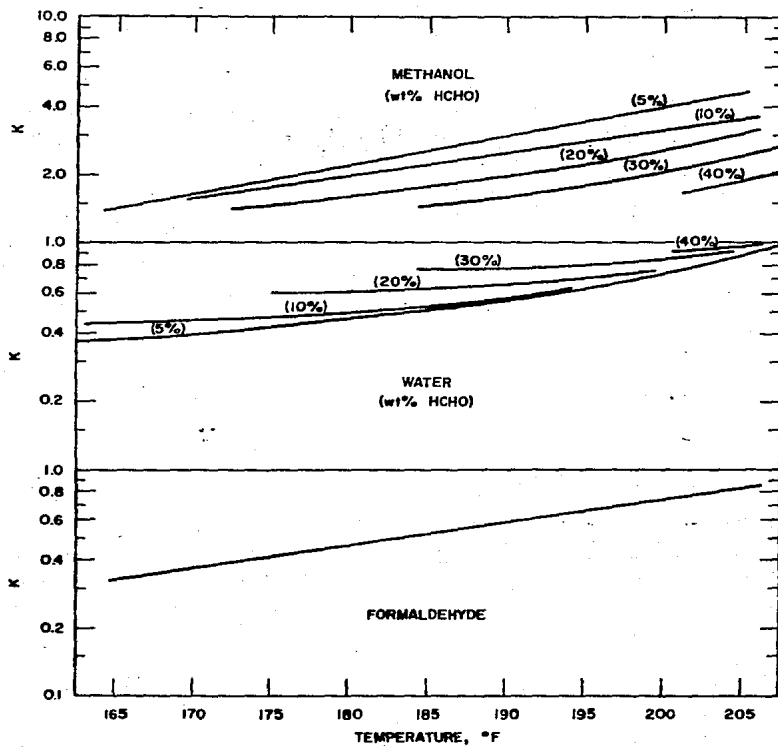


Fig. A.3 CONSTANTES DE EQUILIBRIO LIQUIDO-VAPOR PARA SOLUCIONES ACUOSAS DE FORMALDEHIDO Y METANOL

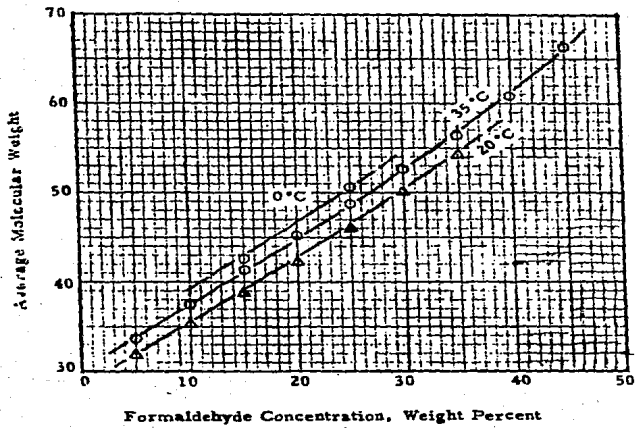


Fig. A.4. Peso molecular del formaldehído en solución acuosa.

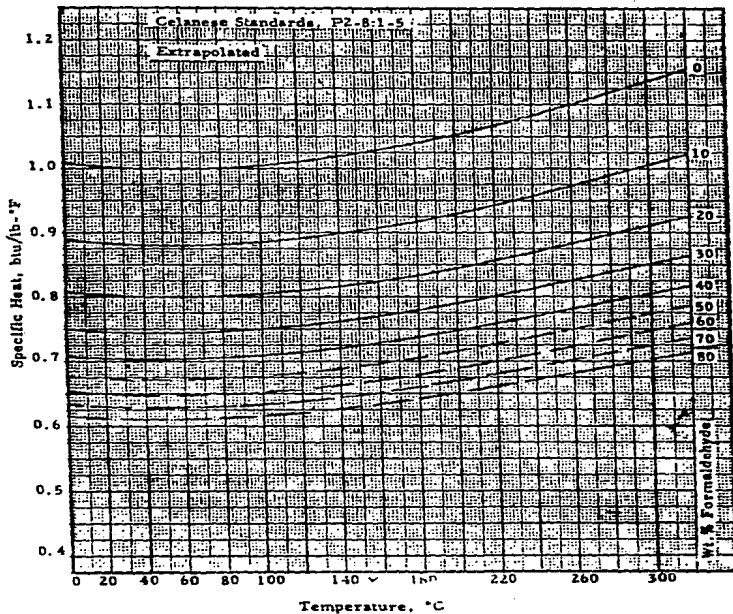


Fig. A.5. CALORES ESPECIFICOS DE SOLUCIONES AZUCOSAS DE FORMALDEHIDO

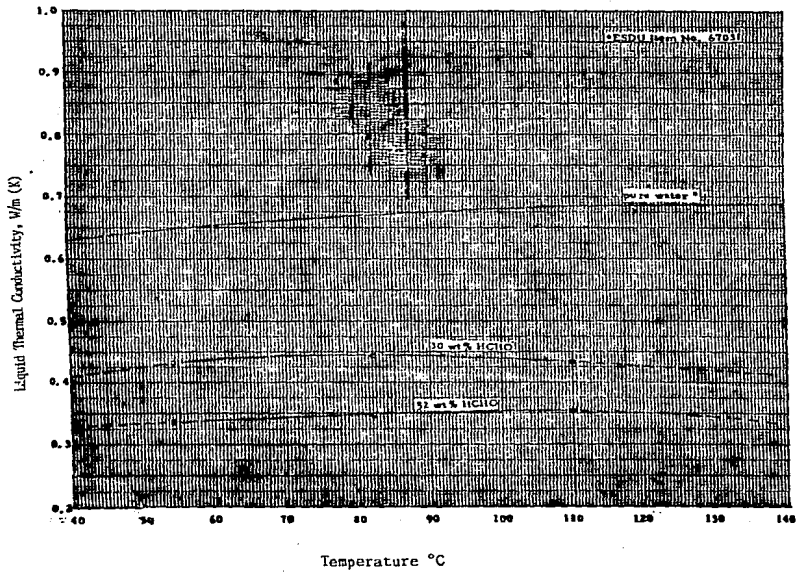


Fig. A.6 CONDUCTIVIDAD TERMICA DE SOLUCIONES ACUOSAS DE FORMALDEHIDO

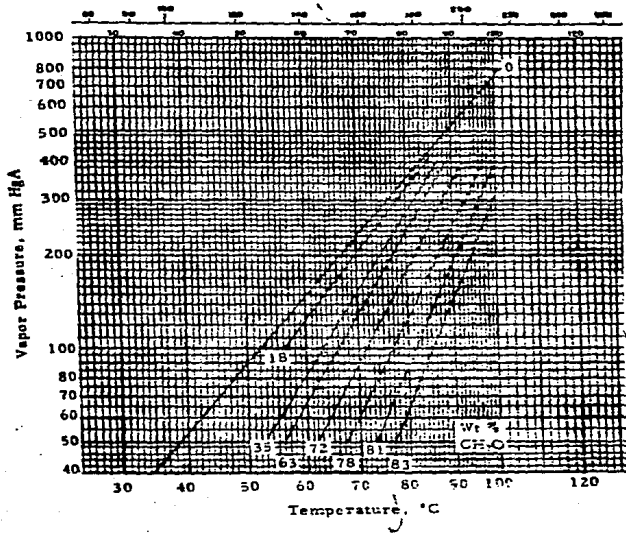


Fig. A.7. PRESIONES DE VAPOR PARA SOLUCIONES ACOSAS DE FORMALDEHIDO.

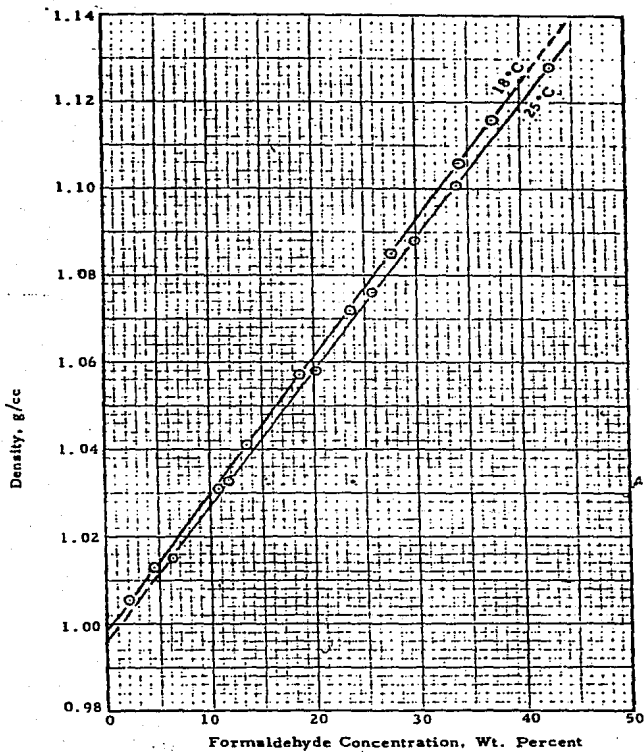


Fig. A. 8. DENSIDAD DE SOLUCIONES ACUOSAS DE FORMALDEHIDO

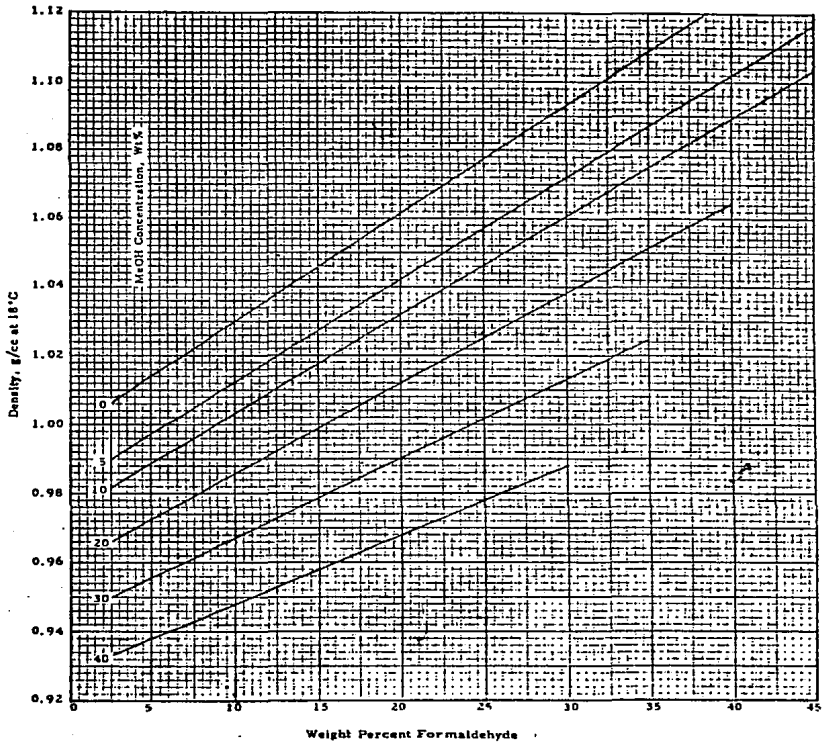


Fig. A.9. EFECTO DE LA CONCENTRACION DE METANOL EN LA DENSIDAD DE SOLUCIONES ACOSAS DE FORMALDEHIDO.

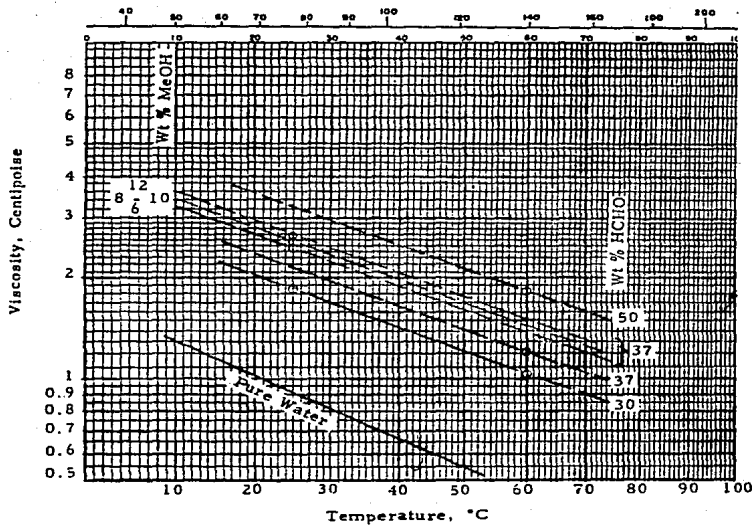


Fig. A.10. VISCOSIDAD DE SOLUCIONES ACUOSAS DE FORMALDEHIDO.



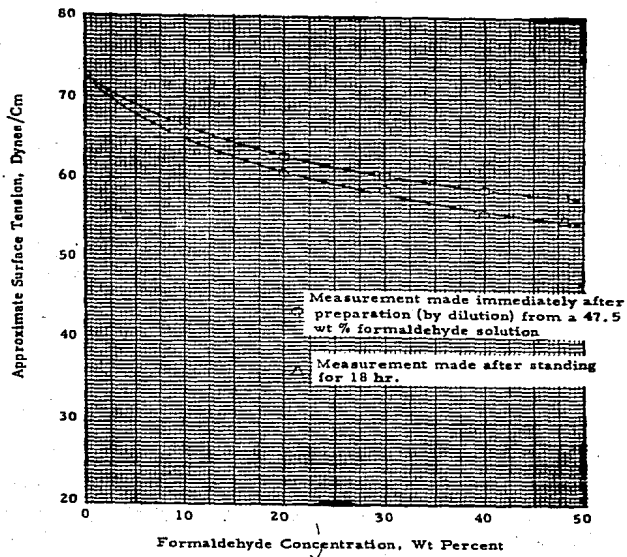


Fig. A.11. TENSION SUPERFICIAL DE SOLUCIONES ACUOSAS DE FORMALDEHIDO A 30°C.

Formaldehyde Concentration ( $\mu$ CH <sub>2</sub> O/100 $\mu$ )	Formaldehyde Concentration ( $\mu$ CH <sub>2</sub> O/100 cc)	Partial Pressure of Formaldehyde (mm)	Mg Formaldehyde per Liter Saturated Air
<i>Temperature = 0°C</i>			
7.97	8.09	0.056	0.095
15.0	15.68	0.102	0.166
19.4	20.63	0.118	0.201
28.6	31.25	0.157	2.285
<i>Temperature = 20°C</i>			
9.25	9.52	0.340	0.59
15.6	19.7	0.575	1.01
27.2	29.5	0.780	1.39
28.6	31.1	0.795	1.40
36.2	40.2	1.025	1.75
<i>Temperature = 35°C</i>			
1.08	1.09	0.168	0.27
5.10	5.15	0.605	1.13
11.4	11.8	1.29	2.06
15.3	15.6	1.80	2.87
19.7	20.8	1.94	3.17
23.6	31.0	2.48	4.27
35.9	39.5	2.81	4.68
<i>Temperature = 46°C</i>			
10.5	10.8	2.30	3.77
19.4	20.4	3.79	6.17
27.1	28.75	4.73	7.70
35.5	39.2	5.60	9.12

**Tabla A.1 PRESION PARCIAL Y DATOS DE SATURACION EN AIRE  
PARA EL FORMALDEHIDO ACUOSO**

Tabla A.2 GRAVEDAD ESPECIFICA CON RESPECTO AL AIRE 25/25°C  
 DE SOLUCIONES COMERCIALES DE FORMALDEHIDO.  
 VALORES DE INTERPOLACION 1% CH<sub>3</sub>OH=0.0025  
 1% HCHO = 0.003

%wt CH <sub>3</sub> OH	%wt. HCHO									
	36.8	36.9	37.0	37.1	37.2	37.3	37.4	37.5	37.6	
0	1.1121	1.1124	1.1127	1.1130	1.1133	1.1136	1.1139	1.1142	1.1145	
.1	.1118	.1121	.1124	.1127	.1130	.1133	.1136	.1139	.1142	
.2	.1115	.1118	.1121	.1124	.1127	.1130	.1133	.1136	.1139	
.3	.1112	.1115	.1118	.1121	.1124	.1127	.1130	.1133	.1136	
.4	.1110	.1113	.1116	.1119	.1122	.1125	.1128	.1131	.1134	
.5	1.1108	1.1111	1.1114	1.1117	1.1120	1.1123	1.1126	1.1129	1.1132	
.6	.1105	.1108	.1111	.1114	.1117	.1120	.1123	.1126	.1129	
.7	.1102	.1105	.1108	.1111	.1114	.1117	.1120	.1123	.1126	
.8	.1100	.1103	.1106	.1109	.1112	.1115	.1118	.1121	.1124	
.9	.1098	.1101	.1104	.1107	.1110	.1113	.1116	.1119	.1122	
1.0	1.1095	1.1098	1.1101	1.1104	1.1107	1.1110	1.1113	1.1116	1.1119	
1.1	.1092	.1095	.1098	.1101	.1104	.1107	.1110	.1113	.1116	
1.2	.1090	.1093	.1096	.1099	.1102	.1105	.1108	.1111	.1114	
1.3	.1087	.1090	.1093	.1096	.1099	.1102	.1105	.1108	.1111	
1.4	.1085	.1088	.1091	.1094	.1097	.1100	.1103	.1106	.1109	
1.5	1.1082	1.1085	1.1088	1.1092	1.1095	1.1098	1.1101	1.1104	1.1107	
1.6	.1080	.1083	.1086	.1089	.1092	.1095	.1098	.1101	.1104	
1.7	.1077	.1080	.1083	.1086	.1089	.1092	.1095	.1098	.1101	
1.8	.1075	.1078	.1081	.1084	.1087	.1090	.1093	.1096	.1099	
1.9	.1072	.1075	.1078	.1081	.1084	.1087	.1090	.1093	.1096	
2.0	1.1070	1.1073	1.1076	1.1079	1.1082	1.1085	1.1088	1.1091	1.1094	
2.1	.1068	.1071	.1073	.1076	.1079	.1082	.1085	.1088	.1091	
2.2	.1065	.1069	.1071	.1074	.1077	.1080	.1083	.1086	.1089	
2.3	.1062	.1065	.1068	.1071	.1074	.1077	.1080	.1083	.1086	
2.4	.1060	.1063	.1066	.1069	.1072	.1075	.1078	.1081	.1084	
2.5	1.1058	1.1061	1.1064	1.1067	1.1070	1.1073	1.1076	1.1079	1.1082	
2.6	.1055	.1058	.1061	.1064	.1067	.1070	.1073	.1076	.1079	
2.7	.1052	.1055	.1058	.1061	.1064	.1067	.1070	.1073	.1076	
2.8	.1050	.1053	.1056	.1059	.1062	.1065	.1068	.1071	.1074	
2.9	.1048	.1051	.1054	.1057	.1060	.1063	.1066	.1069	.1072	
3.0	1.1045	1.1048	1.1051	1.1054	1.1057	1.1060	1.1063	1.1066	1.1069	
3.1	.1042	.1045	.1048	.1051	.1054	.1057	.1060	.1063	.1066	
3.2	.1040	.1043	.1046	.1049	.1052	.1055	.1058	.1061	.1064	
3.3	.1037	.1040	.1043	.1046	.1049	.1052	.1055	.1058	.1061	
3.4	.1035	.1038	.1041	.1044	.1047	.1050	.1053	.1056	.1059	
3.5	1.1032	1.1035	1.1038	1.1041	1.1044	1.1047	1.1050	1.1053	1.1056	

Tabla A.2 CONTINUACION

%wt. Cr <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	%wt. HClO								
	36.8	36.9	37.0	37.1	37.2	37.3	37.4	37.5	37.6
3.6	.1030	.1033	.1036	.1039	.1042	.1045	.1048	.1051	.1054
3.7	.1028	.1031	.1034	.1037	.1040	.1043	.1046	.1049	.1052
3.8	.1025	.1028	.1031	.1034	.1037	.1040	.1043	.1046	.1049
3.9	.1022	.1025	.1028	.1031	.1034	.1037	.1040	.1043	.1046
4.0	1.1020	1.1023	1.1026	1.1029	1.1032	1.1035	1.1038	1.1041	1.1034
4.1	.1018	.1021	.1024	.1027	.1030	.1033	.1036	.1039	.1042
4.2	.1015	.1018	.1021	.1024	.1027	.1030	.1033	.1036	.1039
4.3	.1012	.1015	.1018	.1021	.1024	.1027	.1030	.1033	.1036
4.4	.1010	.1013	.1016	.1019	.1022	.1025	.1028	.1031	.1034
4.5	1.1008	1.1011	1.1014	1.1017	1.1020	1.1023	1.1026	1.1029	1.1032
4.6	.1005	.1008	.1011	.1014	.1017	.1020	.1023	.1026	.1029
4.7	.1002	.1005	.1008	.1011	.1014	.1017	.1020	.1023	.1026
4.8	.1000	.1003	.1006	.1009	.1012	.1015	.1018	.1021	.1024
4.9	.0998	.1001	.1004	.1007	.1010	.1013	.1016	.1019	.1022
5.0	1.0995	1.0998	1.1001	1.1004	1.1007	1.1010	1.1013	1.1016	1.1019
5.1	.0992	.0995	.0998	.1001	.1004	.1007	.1010	.1013	.1016
5.2	.0989	.0992	.0995	.0998	.1001	.1004	.1007	.1010	.1013
5.3	.0987	.0990	.0993	.0996	.0999	.1002	.1005	.1008	.1011
5.4	.0984	.0987	.0990	.0993	.0996	.0999	.1002	.1005	.1008
5.5	1.0982	1.0985	1.0988	1.0991	1.0994	1.0997	1.1000	1.1003	1.1006
5.6	.0979	.0982	.0985	.0988	.0991	.0994	.0997	.1000	.1003
5.7	.0977	.0980	.0983	.0986	.0989	.0992	.0995	.0998	.1001
5.8	.0974	.0977	.0980	.0983	.0986	.0989	.0992	.0995	.0998
5.9	.0972	.0975	.0978	.0981	.0984	.0987	.0990	.0993	.0996
6.0	1.0969	1.0972	1.0975	1.0978	1.0981	1.0984	1.0987	1.0990	1.0995
6.1	.0966	.0969	.0972	.0975	.0978	.0982	.0985	.0988	.0991
6.2	.0964	.0967	.0970	.0973	.0976	.0979	.0982	.0985	.0988
6.3	.0961	.0964	.0967	.0970	.0973	.0976	.0979	.0982	.0985
6.4	.0959	.0962	.0965	.0968	.0971	.0974	.0977	.0980	.0983
6.5	1.0957	1.0960	1.0963	1.0966	1.0969	1.0972	1.0975	1.0978	1.0981
6.6	.0954	.0957	.0960	.0963	.0966	.0969	.0972	.0975	.0978
6.7	.0951	.0954	.0957	.0960	.0963	.0966	.0969	.0972	.0975
6.8	.0949	.0952	.0955	.0958	.0961	.0964	.0967	.0970	.0973
6.9	.0947	.0950	.0952	.0955	.0958	.0961	.0964	.0967	.0970
7.0	1.0944	1.0947	1.0950	1.0953	1.0956	1.0959	1.0962	1.0965	1.0968

Tabla A.2 CONTINUACION

%wt. CH <sub>3</sub> OH	%wt. HCHO									
	36.8	36.9	37.0	37.1	37.2	37.3	37.4	37.5	37.6	37.7
7.1	.0942	.0945	.0948	.0951	.0954	.0957	.0960	.0963	.0966	
7.2	.0939	.0942	.0945	.0948	.0951	.0954	.0957	.0960	.0963	
7.3	.0936	.0939	.0942	.0945	.0948	.0951	.0954	.0957	.0960	
7.4	.0934	.0937	.0940	.0943	.0946	.0949	.0952	0.955	.0958	
7.5	1.0952	1.0935	1.0938	.0941	1.0944	1.0947	1.0950	1.0953	.0956	
7.6	.0929	.0932	.0935	.0938	.0941	.0944	.0947	.0950	.0953	
7.7	.0926	.0929	.0932	.0935	.0938	.0941	.0944	.0947	.0950	
7.8	.0924	.0927	.0930	.0933	.0936	.0939	.0942	.0945	.0948	
7.9	.0922	.0925	.0928	.0931	.0934	.0937	.0940	.0945	.0948	
8.0	1.0919	1.0922	1.0925	1.0928	1.0931	1.0934	1.0937	1.0940	1.0943	
8.1	.0916	.0919	.0922	.0925	.0928	.0931	.0934	.0937	.0940	
8.2	.0914	.0917	.0920	.0923	.0926	.0929	.0932	.0935	.0938	
8.3	.0912	.0915	.0918	.0921	.0924	.0927	.0929	.0932	.0935	
8.4	.0909	.0912	.0915	.0918	.0921	.0924	.0927	.0930	.0933	
8.5	1.0906	1.0909	1.0912	.0915	0.0918	1.0921	1.0924	1.0927	.0930	
8.6	.0904	.0907	.0910	.0913	.0916	.0919	.0922	.0925	.0928	
8.7	.0902	.0905	.0908	.0911	.0914	.0917	.0919	.0922	.0925	
8.8	.0899	.0902	.0905	.0908	.0911	.0914	.0917	.0920	.0923	
8.9	.0896	.0899	.0902	.0905	.0908	.0911	.0914	.0917	.0920	
9.0	1.0894	1.0897	1.0900	1.0903	1.0906	1.0909	1.0912	1.0915	1.0918	
9.1	.0892	.0895	.0898	.0901	.0904	.0907	.0910	.0913	.0916	
9.2	.0889	.0892	.0895	.0898	.0901	.0904	.0907	.0910	.0913	
9.3	.0886	.0889	.0892	.0895	.0898	.0901	.0904	.0907	.0910	
9.4	.0884	.0887	.0890	.0893	.0896	.0899	.0902	.0905	.0908	
9.5	1.0882	1.0885	1.0888	1.0891	1.0894	1.0897	1.0900	.0903	0.906	
9.6	.0879	.0882	.0885	.0888	.0891	.0894	.0897	.0900	.0903	
9.7	.0876	.0879	.0882	.0885	.0888	.0891	.0894	.0897	.0900	
9.8	.0874	.0877	.0880	.0883	.0886	.0889	.0892	.0895	.0898	
9.9	.0872	.0875	.0878	.0881	.0884	.0887	.0890	.0893	.0896	
10.0	1.0869	1.0872	1.0875	1.0878	1.0881	1.0884	1.0887	1.0890	1.0893	
10.1	.0866	.0869	.0872	.0875	.0878	.0881	.0884	.0887	.0890	
10.2	.0864	.0867	.0870	.0873	.0876	.0879	.0882	.0885	.0888	
10.3	.0862	.0865	.0868	.0871	.0874	.0877	.0880	.0883	.0886	
10.4	.0859	.0862	.0865	.0868	.0871	.0874	.0877	.0880	.0883	
10.5	1.0856	1.0859	1.0862	1.0865	1.0868	1.0871	1.0874	1.0877	1.0880	

Tabla A.2 CONTINUACION

Cv/w CH.Oil	%w/w HCHO									
	36.8	36.9	37.0	37.1	37.2	37.3	37.4	37.5	37.6	
10.6	.0554	.0557	.0560	.0563	.0566	.0569	.0572	.0575	.0578	
10.7	.0552	.0556	.0553	.0561	.0564	.0567	.0570	.0573	.0575	
10.8	.0549	.0552	.0555	.0558	.0561	.0564	.0567	.0570	.0573	
10.9	.0546	.0549	.0552	.0555	.0558	.0561	.0564	.0567	.0570	
11.0	1.0544	1.0547	1.0550	1.0553	1.0556	1.0559	1.0562	1.0565	1.0568	
11.1	.0542	.0545	.0548	.0551	.0554	.0557	.0560	.0563	.0566	
11.2	.0539	.0542	.0545	.0548	.0551	.0554	.0557	.0560	.0563	
11.3	.0536	.0539	.0542	.0545	.0548	.0551	.0554	.0557	.0560	
11.4	.0534	.0537	.0540	.0543	.0546	.0549	.0552	.0555	.0558	
11.5	1.0532	1.0535	1.0538	1.0541	1.0544	1.0549	1.0546	1.0552	1.0555	
11.6	.0529	.0532	.0535	.0538	.0541	.0544	.0547	.0550	.0553	
11.7	.0526	.0529	.0532	.0535	.0538	.0541	.0544	.0547	.0550	
11.8	.0524	.0527	.0530	.0533	.0536	.0539	.0541	.0544	.0547	
11.9	.0522	.0525	.0528	.0531	.0534	.0537	.0540	.0543	.0546	
12.0	1.0519	1.0522	1.0525	1.0528	1.0531	1.0534	1.0537	1.0540	1.0543	
12.1	.0516	.0519	.0522	.0525	.0528	.0531	.0534	.0537	.0540	
12.2	.0514	.0517	.0520	.0523	.0526	.0529	.0532	.0535	.0538	
12.3	.0512	.0515	.0518	.0521	.0524	.0527	.0530	.0533	.0536	
12.4	.0509	.0512	.0515	.0518	.0521	.0524	.0526	.0529	.0532	
12.5	1.0506	1.0509	1.0512	1.0515	1.0518	1.0521	1.0524	1.0527	1.0530	
12.6	.0504	.0507	.0510	.0513	.0516	.0519	.0521	.0524	.0527	
12.7	.0502	.0505	.0508	.0511	.0514	.0517	.0518	.0522	.0524	
12.8	.0799	.0502	.0505	.0508	.0511	.0514	.0516	.0519	.0522	
12.9	.0796	.0799	.0502	.0505	.0508	.0511	.0511	.0517	.0520	
13.0	1.0794	1.0797	1.0800	1.0803	1.0806	1.0809	1.0812	1.0815	1.0818	
13.1	.0792	.0795	.0798	.0801	.0804	.0807	.0810	.0813	.0817	
13.2	.0789	.0792	.0795	.0798	.0801	.0804	.0807	.0810	.0813	
13.3	.0786	.0783	.0792	.0795	.0798	.0801	.0804	.0807	.0810	
13.4	.0784	.0787	.0790	.0793	.0796	.0799	.0802	.0805	.0808	
13.5	1.0782	1.0785	1.0788	1.0791	1.0794	1.0797	1.0800	1.0803	.0806	
13.6	.0779	.0782	.0785	.0788	.0791	.0794	.0797	.0800	.0803	
13.7	.0776	.0779	.0782	.0786	.0789	.0792	.0795	.0798	.0801	
13.8	.0774	.0777	.0780	.0783	.0786	.0789	.0792	.0795	.0798	
13.9	.0772	.0775	.0778	.0780	.0783	.0786	.0789	.0792	.0795	
14.0	1.0769	1.0772	1.0775	1.0778	1.0781	1.0784	1.0787	1.0790	1.0793	

Tabla A.2 CONTINUACION

%wt. HCHO									
%wt. CATION	36.8	36.9	37.0	37.1	37.2	37.3	37.4	37.5	37.6
14.1	.0766	.0769	.0772	.0776	.0779	.0782	.0785	.0788	.0791
14.2	.0764	.0767	.0770	.0773	.0776	.0779	.0782	.0785	.0788
14.3	.0762	.0765	.0768	.0770	.0773	.0776	.0779	.0782	.0785
14.4	.0759	.0762	.0765	.0768	.0771	.0774	.0777	.0780	.0783
14.5	1.0756	1.0759	1.0762	1.0766	1.0769	1.0772	1.0775	1.0778	.0781
14.6	.0754	.0757	.0760	.0763	.0766	.0769	.0772	.0775	.0778
14.7	.0752	.0755	.0758	.0760	.0763	.0766	.0769	.0772	.0775
14.8	.0749	.0752	.0756	.0758	.0761	.0764	.0767	.0770	.0773
14.9	.0746	.0749	.0752	.0756	.0759	.0762	.0765	.0768	.0771
15.0	1.0743	1.0746	1.0749	1.0752	1.0755	1.0758	1.0761	1.0764	1.0767

T a b l a A. 3

DENSIDAD Y CALOR ESPECIFICO DE  
SOLUCIONES DE FORMALDEHIDO

CONCENTRACION DE FORMALDEHIDO ( % PESO )	CALOR ESPECIFICO (CAL/9°C)	DENSIDAD	
		18°C	25°C
10	0.92	1.03	1.01
20	0.84	1.06	1.035
30	0.76	1.09	1.06
40	0.60	1.12	1.09
50	0.60	1.15	1.12

La densidad de soluciones de formaldehído a 18% que contienen hasta 15% de metanol, es igual a:

$$1.00 + \frac{3 F}{1,000} - \frac{2 M}{1,000}$$

Donde F y M son los porcentajes en peso del formaldehído y del metanol respectivamente.



APENDICE B,

ESPECIFICACIONES PARA LA MATERIA PRIMA  
Y PRODUCTO TERMINADO

MATERIA PRIMAMETANOL

Metanol	99.5 % peso mín.
Peso específico	0.7915-0.7925
Rango de ebullición	1°C
Contenido de acetona y aldehído	0.1 % peso máx.
Fierro	0.06 mg/lt. máx.
Azufre	0.0001 % peso máx.
Cloruros	0.0001 % peso máx.
Tiempo de permanganato	10 minutos

PRODUCTO TERMINADOSOLUCION DE FORMALDEHIDO

Formaldehído	36 - 38 %
Color (APHA)	5 u. máx.
Turbidez (Hellige)	5 u. máx.
pH (electrodo de vidrio)	2.5 - 3.5
Acidez (como Ac. fórmico)	0.03 % máx.
Metanol	1.0 % máx.
Residuos no volátiles	0.004 ppm máx.
Hierro	1 ppm máx.

APENDICE C

SEGURIDAD Y MANEJO DEL PRODUCTO

CONTAMINACION

## APENDICE C

SEGURIDAD Y MANEJO DEL PRODUCTO - CONTAMINACIONToxicidad

Las soluciones y vapores de formaldehído son sumamente irritantes de las membranas mucosas de los ojos, nariz y vías respiratorias, pudiendo producir también irritaciones cutáneas. Sin embargo, si se toman algunas precauciones no hay dificultad para manejarlo, y los riesgos de trabajo, bajo condiciones apropiadas, no son serios.

El formaldehído es tóxico cuando es inhalado, ingerido, o cuando tiene contacto con la piel o membranas mucosas.

La concentración máxima de formaldehído en el aire de acuerdo con la American Conference of Industrial Hygienists es de 5 ppm en volumen, o 25°C y 1 atm para un período máximo de contacto de 8 horas.

El olor a formaldehído se detecta a una concentración de 0.8 ppm. y la concentración en la que empieza a causar irritación en las vías respiratorias es de 5 ppm.

Los primeros síntomas que aparecen al tener contacto con pequeñas concentraciones de vapores son: irritación de los ojos, lagrimeo, e irritación de las vías respiratorias superiores. Concentraciones más elevadas producen tos, constricción en el pecho, y una sensación de presión en la cabeza. El inhalar una gran cantidad de gas puede producir sueño, debilidad y palpitaciones de corazón. En algunos casos, la inhalación del formaldehído puede afectar el sistema nervioso causando un estado similar a la intoxicación alcohólica.

El formaldehído actúa sobre las proteínas de las células corporales produciendo irritación, endurecimiento de la piel, secreción y en algunos casos dermatitis. Aunque en general la dermatitis aparece después de períodos prolongados de contacto, algunos individuos presentan o desarrollan hipersensibilidad. En general el efecto del formaldehído en la piel se caracteriza por un enrojecimiento de la superficie produciendo vesículas con necrosis, con el posterior agrietamiento de la superficie endurecida. Además las uñas se vuelven suaves y fibrosas, y produce una inflamación dolorosa bajo las uñas.

Cuando es ingerido provoca irritación de la boca y del estómago. Los síntomas son dolor intenso, vómito, diarrea y puede presentarse vértigo, estupor, convulsiones e inconciencia. Según una investigación de 27 casos de ingestión 12 fueron fatales ingiriendo de 1 a 3 onzas.

#### Seguridad y Primeros Auxilios

La exposición a concentraciones indeseables de formaldehído en aire puede ser eliminada con una ventilación adecuada de las áreas de trabajo. En caso de derrames sólo los trabajadores debidamente protegidos deberán permanecer en el área y la superficie debe ser lavada con agua abundante o neutralizada con amoníaco diluido y después lavada.

Las operaciones que requieren trasvasar o manejar formaldehído en recipientes abiertos deberán hacerse cerca de un ventilador de tiro forzado para alejar el aire contaminado del trabajador. Cuando se manejan grandes cantidades conviene manejarlas con equipo completamente cerrado.

En el caso de que se vaya a tener contacto con concentraciones más altas de lo permisible se deberá usar equipo

de aire autónomo o máscaras de gas con canister. En el área de trabajo es necesario usar guantes, botas de seguridad de hule, lentes o goggles de seguridad y en el caso de toma de muestras, careta protectora.

Cuando se tenga contacto con la piel, la parte afectada deberá lavarse lo más rápidamente posible con agua abundante. Si se tiene contacto con los ojos, deben lavarse inmediatamente con agua corriente durante 15 minutos y ver a un especialista. Si ha sido ingerido, lo más conveniente es llamar inmediatamente a un médico, el paciente deberá ingerir grandes cantidades de agua y provocarse el vómito. La irritación puede ser aliviada haciéndole ingerir leche o huevo.

Si se inhala, el paciente debe ser trasladado a un sitio donde haya aire fresco, si está consciente, se deberá acostar boca arriba y mantenerlo tranquilo y caliente. Es conveniente administrarle café o té cargado y hacerle inhalar sales de amonio. En los casos en que el paciente quede inconsciente no deberá tratarse de administrarle nada por la vía oral. Si no respira se le dará respiración artificial y llamar inmediatamente a un médico.