

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO  
FACULTAD DE QUIMICA

---



ESTUDIO DE LA CAPACIDAD Y FACTORES LIMITANTES DE UNA PLANTA PRODUCTORA DE FORMALDEHIDO A PARTIR DE ALCOHOL METILICO.

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

MIGUEL ANGEL TLAPALE HUERTA

México, D. F.

1977



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



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

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

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

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

CLAS. Tesis  
ADQ. 1977  
FECHA  
PROC. Ut. 4  
384



A MIS PADRES CON CARIÑO

ROBERTO Y EMMA

POR SU PACIENCIA Y CON-  
FIANZA PORQUE SU ESFUER-  
ZO NO FUE EN VANO.

A MIS HERMANOS

JORGE

SERGIO

MA. EUGENIA

A LOS INGENIEROS

JORGE PASTRANA B.

CAMERINO FIGUEROA L.

ROBERTO RICALDE V.

POR SU VALIOSA AYUDA QUE --  
ME BRINDARON PARA LA ELABO-  
RACION DE ESTE TRABAJO.

A FAMILIARES Y AMIGOS  
QUE ME BRINDARON SU -  
APOYO.

CON TODO MI AMOR

A MI ESPOSA E --

HIJA.

ELVIRA Y ADRIANA

**JURADO**

**ASIGNADO**

PRESIDENTE

ING. RUDI P. STIVALET CORRAL

VOCAL

ING. CARLOS DOORMAN MONTERO

SECRETARIO

ING. ROBERTO RICALDE VELASCO

1er. SUPLENTE

ING. CLAUDIO AGUILAR MARTINEZ

2do. SUPLENTE

ING. GUILLERMO ALCAYDE LACORTE

SITIO EN DONDE SE DESARROLLO EL TEMA:

CATALISIS, S. A. Y BIBLIOTECA FACULTAD DE QUIMICA

SUSTENTANTE:

MIGUEL ANGEL TLAPALE HUERTA

ASESOR DEL TEMA:

ING. ROBERTO RICALDE VELASCO

# I N D I C E

		PAGS.
I .-	INTRODUCCION .....	1
II .-	GENERALIDADES Y PROCESOS .....	3
III .-	DESCRIPCION DE LA PLANTA .....	
	A) Características .....	20
	B) Diagrama de Flujo .....	25
IV .-	ESTUDIO DE LA CAPACIDAD .....	26
	A) Balances de materia para producciones de 15,000 Kg/día y 18,000 Kg./día de solución de formaldehído. ....	26
	B) Balances de energía para producciones de 15,000 Kg/día y 18,000 Kg./día de solución de formaldehído. ....	42
	1.- Balances de calor en el sistema de evaporación para producciones de 15,000 Kg/día y 18,000 Kg/día de solución de formaldehído. ....	42
	2.- Cálculo del número de platos teóricos de la torre de destilación para una producción de 18,000 Kg. por día de solución de formaldehído. ....	49
	3.- Cálculo del diámetro de la torre de destilación para una producción de 18,000 Kg/día de solución de formaldehído .....	65
	4.- Balance de energía en el sistema de condensación de reflujo para producciones de 15,000 Kg/día y 18,000 Kg/día de solución de formaldehído. ....	70

	<u>PAGS.</u>
V .-	
FACTORES LIMITANTES Y CONCLUSIONES .....	81
APENDICES .....	84
BIBLIOGRAFIA .....	93

I.- INTRODUCCION

Desde su descubrimiento a fines del siglo XIX, el formaldehído ha destacado en la industria química debido a sus múltiples usos en las industrias de: Plásticos, Compuestos Farmacéuticos, Fabricación de Pinturas, Fungicidas, Papel y Textiles principalmente y como materia prima en otros procesos.

En 1974 la producción mundial fue de aproximadamente 3,600 millones de kilogramos anuales, estimada con base en una concentración de 37% en peso de formaldehído la cual es la concentración comercial. En los Estados Unidos de Norteamérica en el año de 1974, la producción fue de aproximadamente 2,000 millones de kilogramos.

Producción Nacional.- Para este mismo año de 1974, la producción de formaldehído en México asciende a 26.0 millones de kilogramos aproximadamente, se cuenta con una capacidad instalada de 43.5 millones de kilogramos por año, para abastecer un mercado con crecimiento constante. De aquí que se tiene una capacidad instalada que permitirá duplicar la producción actual.

De la producción nacional total, el 70% se utiliza como consumo cautivo y el 30% restante está disponible para la venta, del cual el 85% se utiliza en la fabricación de resinas sintéticas.

Las resinas sintéticas continúan requiriendo grandes cantidades de formaldehído, de tal manera que un incremento en la producción de formaldehído reflejará un incremento en la demanda de las resinas del Fenol, Urea, Melamina Formaldehído.

Se pronostica una expansión en los usos menos importantes del formaldehído con lo cual se incrementará su demanda. Ya que actualmente existe una demanda mayor a la oferta del formaldehído, por lo cual se hace necesario el estudio de capacidad y diseño del equipo que limita el aumento de la producción de una planta productora de formaldehído.

El objetivo de este trabajo es el de estudiar la posibilidad de aumentar la capacidad en un 20% de una planta ya instalada con una producción de 15,000 Kgs./día de solución de formaldehído con el proceso que usa como materia prima alcohol metílico.

Después de hacer una revisión que va desde una breve reseña histórica de la evolución de la forma de producir formaldehído, se trata el mecanismo de reacción para describir el desarrollo del proceso para obtener formaldehído a partir de metanol, con una revisión a las propiedades del formaldehído.

Una vez descrita la planta se procede al estudio de la capacidad tratando los balances de materia y energía parciales y globales para discutir finalmente los factores limitantes y concluir.

**II.- GENERALIDADES Y  
PROCESOS**

---

La publicación en 1835 de la Investigación de Liebig sobre el Acetaldehído <sup>(1)</sup>, fue la base para el entendimiento de la naturaleza química de los aldehídos y originó un camino claro para seguir adelante en las investigaciones de éstos.

En los años siguientes, otros aldehídos alifáticos fueron descubiertos y resultó fácil el reconocerlos como pertenecientes a este grupo de compuestos químicos tales como: El Propionaldehído, el Butiraldehído, el Isovaleraldehído, entre otros, los cuales fueron descubiertos antes de 1860. Sin embargo, el formaldehído no fue reconocido sino has ta después.

El formaldehído fue preparado por primera vez por Alexander Mikhailovich Butlerov <sup>(2) (3)</sup> en 1859 como resultado de una tentativa en la síntesis del Etilen-Glicol. La preparación se llevó a cabo mediante la hidrólisis del Acetato de Metileno previamente obtenido por la reacción del Ioduro de Metileno con el Acetato de Plata.

En 1868, A. W. Hofmann <sup>(4)</sup> preparó formaldehído haciendo pasar una mezcla de metanol y aire, en fase vapor sobre una espiral de platino caliente. Este procedimiento fue el antecesor directo de los métodos modernos para la obtención de formaldehído.

En la actualidad el formaldehído se produce principalmente a partir del metanol, y se obtiene esencialmente como un producto puro que contiene un pequeño remanente de metanol con trazas de Acido Fórmico.

El formaldehído también se produce por oxidación directa de gases consistentes en hidrocarburos, con este método se obtiene una mezcla de aldehídos, cetonas, ácidos grasos y otros productos, los cuales se separan para su venta.

Existen procedimientos para la producción simultánea de formalde-

hído, ácido acético, ácido fórmico; los cuales consisten en una oxidación catalítica en fase líquida de la acetona con oxígeno elemental, estos procesos han sido patentados por la Sociedad Francesa de Fabricantes de Productos Químicos Rhone-Poulenc.<sup>(5)(6)</sup> Aunque éste y varios otros métodos para la obtención del formaldehído incluyendo la deshidrogenación de óxidos de carbón, descomposición pirrolítica de formatos, etc., han sido descritos en la literatura, éstos no resaltan comercialmente aunque poseen como ventajas su simplicidad, bajo costo de materias primas, sin embargo, la restricción en especificaciones los hace incosteables. La preparación del formaldehído por medio de la reducción directa de óxidos de carbón con hidrógeno, ha sido objeto de estudio y de numerosas patentes.

Los procesos para la producción de formaldehído partiendo del metanol, fueron los primeros en desarrollarse y todavía representan el mayor recurso comercial para la obtención de este producto. En general, la mezcla de metanol-aire se pasa a través de un catalizador a alta temperatura y a presión atmosférica; los gases de salida se ponen en contacto con agua para obtener así una solución de formaldehído acuoso.

En los procesos modernos existen dos operaciones, la primera, la clásica utiliza como catalizador, plata o cobre y se pasa a través de esta una mezcla con excedente de metanol. El segundo método utiliza como catalizador un óxido, tal como el óxido de hierro-molibdeno u óxido de hierro-vanadio, con una mezcla pobre de metanol-aire.<sup>(7)(8)(9)</sup> En este proceso se obtiene una solución libre de metanol.

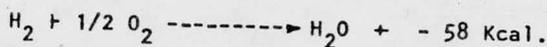
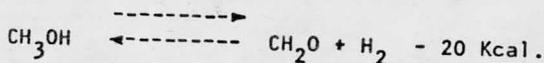
La obtención de formaldehído por acción directa de oxígeno sobre metanol líquido a 25°C con la presencia de un complejo morfólico de nitrato cúprico fue descrito por Brackmann.<sup>(10)</sup> La conversión de metanol a formaldehído por la acción ultrasónica, por la irradiación gamma y materialfisionable también han sido reportadas.<sup>(11)(12)(13)</sup>

Mecanismo de Reacción.- En la formación de formaldehído a par-

tir de metanol y aire, se creyó que esta era un proceso de oxidación en fase gaseosa como lo indica la siguiente reacción:



Todavía se cree que este es el mecanismo que se presenta cuando se emplea un óxido como catalizador, Sin embargo, el estudio del mecanismo de la reacción y de los productos obtenidos por el proceso catalizado por el metal, demuestra que bajo estas condiciones se presenta una deshidrogenación seguida por una oxidación del hidrógeno obtenido, como se muestra en las siguientes reacciones: (14) (15)



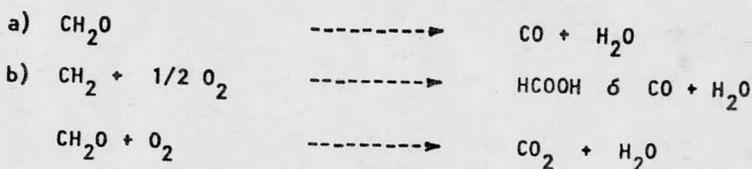
De aquí que el mecanismo comprenda una combinación de las reacciones de deshidrogenación y de oxidación. La reacción de oxidación libera el calor necesario para la reacción y el proceso es autosostenido. También se cree que mantiene la actividad del catalizador y se desplaza el equilibrio de la deshidrogenación.

Un estudio alemán, (15) demuestra que el proceso catalizado por plata, depende exclusivamente de la deshidrogenación, la combustión del hidrógeno desplaza el equilibrio por la naturaleza endotérmica de esta reacción. Los resultados de este trabajo indican que la temperatura en el momento de contacto con el catalizador es un factor más importante que la proporción de metanol-aire y que éste determina la producción de formaldehído.

Existen reacciones indeseables, las que se pueden minimizar me-

dante el control de la temperatura y de otros factores, ya que esto evita bajas eficiencias. Estas reacciones incluyen:

- a) Descomposición pirolítica del formaldehído.
- b) Una sobreoxidación del formaldehído a ácido fórmico, óxido de carbón y agua.



La obtención de formaldehído por la deshidrogenación del metanol fue estudiada en 1810 por Sabatier y Mailhe<sup>(16)</sup> quienes demostraron que esta reacción es reversible. Más recientemente, Newton y Dodge<sup>(17)</sup> determinaron cuantitativamente la constante de equilibrio para esta reacción.

Un proceso práctico para deshidrogenar el metanol debería producir formaldehído anhidro e hidrógeno como productos de reacción.

Punderson<sup>(18)</sup> descubrió un catalizador para una deshidrogenación selectiva de metanol, el cual consiste en 97.8% de plata, 2% de cobre y 0.2% de silicón, este catalizador dió buenos resultados cuando se utilizó vapor de metanol puro recalentado dentro de un rango de 600 a 700 grados centigrados y puede ser reactivado cuando sea necesario por calentamiento con aire de la misma temperatura.

Aries<sup>(19)</sup> describe una deshidrogenación a presión, en la cual el metanol e hidrógeno se pasan sobre un catalizador de plata finamente dividida, a una temperatura de 700 a 800°C, y a una presión de 5 - 8 atmósferas.

Los vapores de agua son favorables y evidentemente originan un -

efecto específico sobre el catalizador metálico. Esto fue notificado por Trillat (20) en 1903 y más tarde fue reportado por Thomas (21) en sus investigaciones sobre los procesos catalizados por plata. Los mayores cambios notados son la baja temperatura de reacción y el incremento de la producción neta. Uhl y Cooper (22) reportaron los resultados de este efecto al incrementar la concentración de vapor de agua en la mezcla de metanol-aire, aproximadamente en la proporción de 40-60 respectivamente.

Un estudio detallado de la termodinámica de la reacción ha sido presentada por Jones y Fowle (23) con numerosos cálculos para las reacciones en los límites de temperatura de 300 a 900°C.

#### DESARROLLO DEL PROCESO PARA OBTENER FORMALDEHIDO A PARTIR DE METANOL

El método original por el cual Hoffmann (4) produjo formaldehído a partir de una mezcla de aire y vapores de metanol, consistió en pasar esta mezcla por un recipiente el cual contenía un espiral de platino caliente. Una vez iniciada la reacción, ésta se sostenía por si misma. El producto fue absorbido en agua contenida en una serie de barriles de lavado de gas. Debido a las dificultades por explosiones que acarrea este proceso, Volhard (24) diseñó un equipo que utiliza una lámpara llena de metanol-provisto de una mecha contigua al espiral de platino. Koblukov (25) encontró que el platino podría ser reemplazado por asbesto platinado colocado en un tubo de calentamiento.

Tollens (26) fue capaz de regular las proporciones de la mezcla aire-metanol, mediante el calentamiento del metanol en un recipiente sobre un baño de agua, encontró que esto tenía un efecto directo en la producción de formaldehído. Esta y otras pequeñas mejoras fueron después aplicadas al procedimiento de Loew (27) el cual reemplazó el catalizador

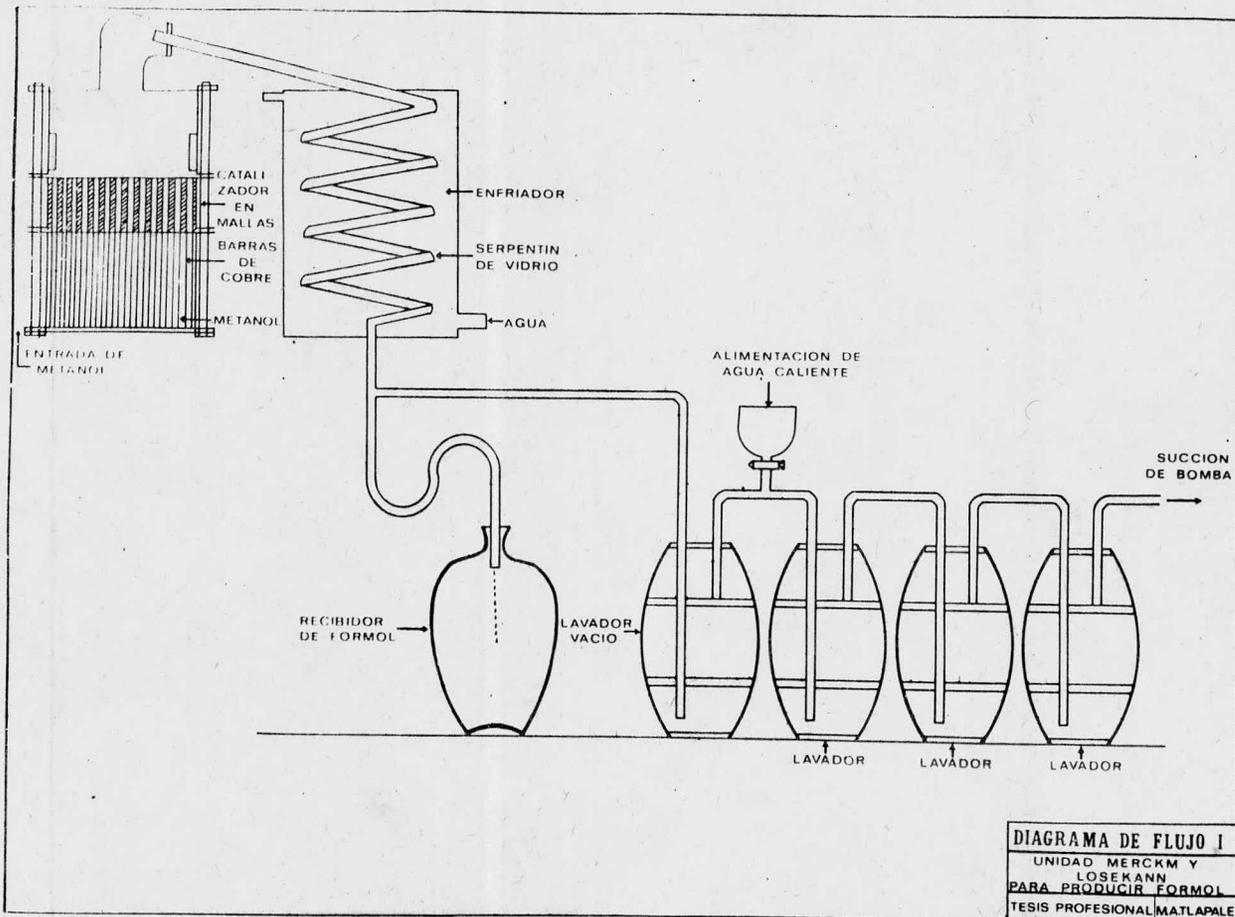
de platino por una malla de cobre. En este proceso se arrastra una corriente rápida de aire seco a través de metanol frío (18°C) y la mezcla resultante se pasa por un tubo de vidrio de 30 cm. de largo, el cual contiene una malla cilíndrica de cobre de 3 cm. de largo, la cual es suavemente calentada, el paso de la mezcla gaseosa sobre el catalizador causa un cambio notable que depende fundamentalmente de la velocidad de flujo. Los productos de reacción del tubo de vidrio se pasan a través de un recipiente vacío y dos recipientes llenos con agua con lo cual se produce en forma continua, soluciones acuosas conteniendo de 15 a 20% de formaldehído.

Cuando el metanol fue calentado por Tollens<sup>(26)</sup> de 45 a 50°C, y los reactivos se pasaron sobre un catalizador de cobre (forrado con diafragma de asbesto para prevenir explosiones), se obtuvo una conversión de 30% a formaldehído.

De acuerdo con Bugge,<sup>(28)</sup> la firma Merckling y Losekann, fundada en 1888 en Seelze cerca de Hanover en Alemania empezó la manufactura de formaldehído en forma comercial en 1889. Fue aproximadamente en este período cuando se descubrieron las propiedades del formaldehído como desinfectante.

El proceso desarrollado por Merckling y Losekann se muestra en la figura (1).

Con el desarrollo en la fabricación de equipo a gran escala - hubo importantes progresos en los procedimientos para evaporar el alcohol y en los sistemas de absorción, aparatos de aluminio, de piedra y otros materiales más durables reemplazaron al vidrio previamente utilizado. - Además vinieron, necesariamente, progresos en el control de la temperatura de operación.



**DIAGRAMA DE FLUJO I**  
 UNIDAD MERCKM Y  
 LOSEKANN  
 PARA PRODUCIR FORMOL  
 TESIS PROFESIONAL MATLAPALE

En los últimos años, un considerable desarrollo se llevó a cabo en los métodos empleados para la fabricación de formaldehído a partir de metanol. Esto fue posible por el uso de catalizadores eficientes, y el mejoramiento de métodos de contacto y esto provocó una economía implícita en la producción a gran escala.

La eficiencia del proceso depende en gran parte de mantener en la mezcla metanol-aire las proporciones adecuadas. Thomas<sup>(21)</sup> demostró que con plata, las mezclas gaseosas conteniendo de 0.5 a 0.3 gramos de oxígeno por gramo de metanol origina una eficiencia de 60 a 73% y una producción teórica neta de 83 a 92% de formaldehído. Una mezcla de metanol-aire del tipo citada contiene de 30 a 41% de metanol en volumen.

Con un incremento en la concentración de metanol, la producción de formaldehído baja gradualmente, pero la producción neta aumenta. La eficiencia del catalizador se determina mediante el análisis de los gases de salida; un alto contenido de hidrógeno se debe mantener para una buena producción.

#### PROCESOS COMERCIALES

Los procesos comerciales para la obtención del formaldehído, se clasifican en dos tipos.

Procesos que utilizan metanol como materia prima y procesos que utilizan hidrocarburos como materia prima. En este segundo proceso se obtienen varios productos, entre los cuales el formaldehído es uno de ellos.

El formaldehído obtenido directamente de gas natural que contie

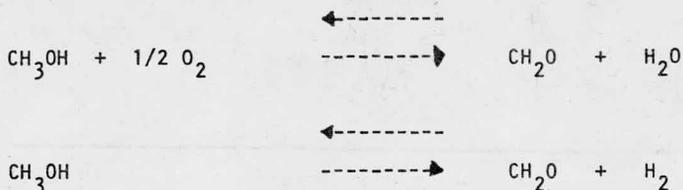
ne metano, etano, propano, butano y otros hidrocarburos alifáticos que por oxidación producen en este proceso una mezcla de compuestos que varía de acuerdo con la naturaleza de la materia prima usada. El formaldehído se obtiene generalmente como una solución diluída, la cual debe ser concentrada; asimismo, es necesario separar el formaldehído de los otros aldehídos y de coproductos formados en la reacción, tales como el Acetaldehído, Propionaldehído, n-butiraldehído, iso-butiraldehído, etc.

El proceso que usa gas natural como materia prima, opera a temperatura de 430-480°C y a presión de 7-8 atmósferas. Se emplea como catalizador una mezcla de fosfatos de aluminio y ácidos metálicos. El producto de reacción contiene aproximadamente 35% de metanol, 21% de formaldehído, 6% de acetaldehído y cantidades variables de aldehídos superiores, alcoholes y agua.

Después de la separación preliminar la cual consiste en una destilación, la solución de formaldehído es liberada, del ácido fórmico mediante una purificación, con una resina, del tipo de intercambio iónico.

En la figura No. 2 se muestra el diagrama de flujo del proceso de obtención de formaldehído que utiliza metanol y aire como materias primas.

En este proceso se presentan principalmente las siguientes reacciones:



A continuación se muestran las cantidades requeridas de materias

primas para la elaboración de una tonelada de formaldehído al 37% en peso.

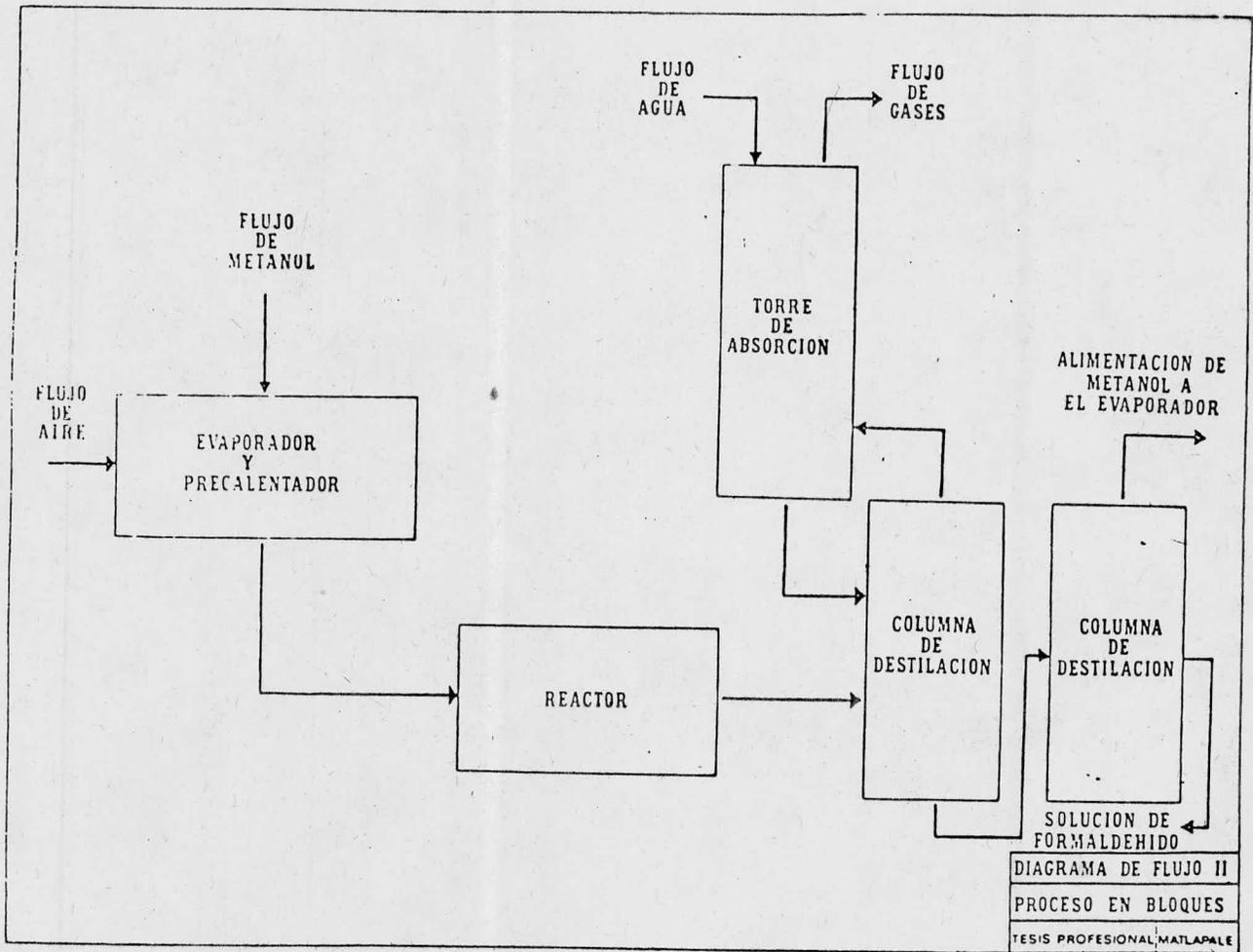
Metanol	460 Kg.
Aire	719 m <sup>3</sup> a S.T.P.

El formaldehído se fabrica mediante una oxidación catalítica de metanol en fase vapor o por una combinación de oxidación-deshidrogenación. En cualquiera de los dos casos, el formaldehído producido y el metanol que no reaccionó y que se encuentra en los gases a la salida del reactor, son absorbidos en agua y separados por destilación.

El reactor contiene un metal o un óxido metálico como catalizador. La plata y cobre, son los catalizadores más convenientes y son generalmente usados en la forma de malla o de granalla. Las reacciones sobre estos catalizadores, son esencialmente una combinación de deshidrogenación y oxidación. Un balance entre estas dos reacciones se mantiene mediante el uso de una cantidad suficiente de aire. La temperatura del catalizador se mantiene entre 450 y 600°C, y el tiempo de contacto es de (0.01) seg. aproximadamente.

El catalizador de óxido metálico más satisfactorio consiste en una mezcla de óxidos de molibdeno, hierro y vanadio. La reacción sobre este tipo de catalizador es principalmente una oxidación y requiere un gran exceso de aire (5 a 10 veces el requerido por el catalizador metálico). En este proceso se obtiene una alta conversión y se obtiene un pequeño remanente de metanol en el producto.

Los gases de reacción del convertidor que contiene el catalizador metálico, son llevados directamente a una columna donde ocurre una -



separación preliminar del formaldehído y del metanol que no reaccionó. Esto es complementado por enfriadores multitubulares después de lo cual los gases pasan a un lavador final alimentado con agua fría y de donde salen a la atmósfera. Estos gases de salida generalmente contienen 20% de hidrógeno y 75% de nitrógeno.

El hidrógeno contenido en los gases de salida es una buena indicación de la eficiencia del catalizador. Un análisis de hidrógeno en los gases de salida se usa como indicador de la eficiencia del proceso. Los gases contienen además entre 4 y 5% de dióxido de carbono, junto con trazas de monóxido de carbono, oxígeno y metano lo que representa una pérdida de metanol por reacciones secundarias.

La mezcla del condensado y de la solución de la columna principal, (la cual contiene formaldehído, agua y aproximadamente 15% de metanol que no reaccionó), se alimenta a la columna de fraccionamiento, en donde el formaldehído al 37% en peso más la cantidad deseada de metanol - el cual sirve como estabilizador, se obtiene en el fondo y el metanol se obtiene en el destilado de la columna y de donde se recircula al evaporador.

La eficiencia de este proceso es de 85 a 90% en peso basada en la alimentación de metanol.

Cuando se utiliza como catalizador óxido de hierro-molibdeno, los gases efluentes del reactor son enviados a un cambiador de calor en donde se ponen en contacto con la alimentación al reactor para elevar su temperatura, de aquí se mandan directamente a una torre de absorción que se alimenta con agua desmineralizada. En la salida superior de la torre se tiene un flujo gaseoso consistente en nitrógeno, oxígeno y dióxido de carbono y por el fondo de la torre se obtiene una solución de formaldehído-metanol. En este proceso la eficiencia es del orden del 98%.

## PROPIEDADES DEL FORMALDEHIDO

El formaldehído al 100% es un gas incoloro, pícante y altamente irritante, mediante enfriamiento puede ser licuado y solidificado.

En estado gaseoso y líquido, el formaldehído se polimeriza, a temperatura ambiente se puede mantener en estado monomérico por solo un tiempo limitado. Debido a ésto, no se encuentra puro. Comercialmente se encuentra en forma de solución y polimerizado. Las principales propiedades de las soluciones y polímeros del formaldehído son los siguientes:

### Formaldehído Gaseoso (100%) HCHO

Peso Molecular	30.03
Gravedad Específica	0.815 (-20°C)
Punto de Fusión Normal	-118°C
Punto de Ebullición Normal	-19°C

El formaldehído es soluble en agua y en solventes polares tales como el alcohol; es solo ligeramente soluble en acetona, benceno, cloroforno y eter. El formaldehído en forma gaseosa es inflamable y forma mezclas explosivas con aire y oxígeno, bajo las siguientes condiciones:

Temperatura de Ignición	300°C
Límites Explosivos	bajo 7
(% en volumen en aire)	alto 73
Concentración máxima disponible	10
(p.p.m. en volumen)	
Densidad de vapor (aire= 1)	1.067

Las propiedades termodinámicas de mayor importancia del formal-

dehído en estado gaseoso monomérico son las siguientes:

Calor de Combustión	134.100 Kcal./mol.
Calor de Formación	27.700 Kcal./mol.
Energía Libre (25°C)	-26.270 Kcal./mol.
<b>Calor Específico:</b>	
(1 atm.) (25°C)	8.461 cal./mol.
(1 atm.) (27°C)	9.385 cal./mol.
Entropía (25°C)	52.260 cal./mol.°C
Calor de Disolución en Agua	15.000 Kcal./mol.

Las propiedades físicas de las soluciones de formaldehído más comunes:

Contenido CH <sub>2</sub> O (%P)	37	37	37	45	50
Contenido CH <sub>3</sub> OH (%P)	1	5	10	1	1
Punto de Ebu- llición (°F)	210	208	206	211	211
Densidad a 18°C					
lb./gal.	9.29	9.29	9.09	9.47	9.70
gr./ml.	1.113	1.101	1.089	1.135	1.150
Coefficiente de Expansión (aprox.)	5x10 <sup>-4</sup>	6x10 <sup>-4</sup>	6x10 <sup>-4</sup>	6x10 <sup>-4</sup>	6x10 <sup>-4</sup>
Punto de Igni- ción (°F)	185	177	147	177	175
Calor Específi- co (aprox.)					
cal./gr.°C	0.8	0.8	0.8	0.6	0.6

Especificaciones más comunes para soluciones comerciales de

formaldehído (37% peso).

	<u>ESTABILIZADO</u>		<u>BAJO METANOL</u>	
CH <sub>2</sub> O	37.0	- 37.5	37.0	- 37.5
CH <sub>3</sub> OH	6.0	- 15.0	0.3	- 1.5
Acidez(% HCOOH)	0.01	- 0.03	0.01	- 0.05
Fierro (ppm)	0.5	- 0.8 máx.	0.5	- 0.8 máx.
Escala A.P.H.A.	5	- 10 máx.	5	- 10 máx.
P. H.	2.8	- 4.0	2.8	- 4.0
Color	Cristalino		Cristalino	

## CITAS BIBLIOGRAFICAS

- 1.- Liebig., J. Ann., 14, 33-67 (1835)
- 2.- Butlerov (Butlerow), A; Ann., 111, 242-52 (1859)
- 3.- Walker, J. F., J. Chem. Ed., 10, 546-51 (1933)
- 4.- Hofmann, A. W., Ann., 145, 357 (1868)
- 5.- Bation. E. and Grunfield, M. (to Soc. des Usines Chim., Rhone-Poulenc), U. S. Patent 2,820, 823 (1958)
- 6.- Pacoud, A., and Roland, P. (to Soc. des Usines Chim., Rhone-Poulenc), U. S. Patent 2,811,552 (1957)
- 7.- Greco, G., and Soldano, U., Chem. ING. Tech., 31,7015 (1959)
- 8.- Homer, H. W., J. Soc. Chem. IND. (London),60,213-81 (1941)
- 9.- Neidig, C. P., Chem. Ind., 61,214-7 (1947)
- 10.- Brackman, W., (to shell development Co.), U.S. Patent 2,883, 426 (1960)
- 11.- Lapinskaya, E. M., and Klenokh, M. A., J. Gen. Chem. (USSR)23,1531-4 (1953)
- 12.- McDonnell, W. R., J. Chem. Phys., 23,208-9 (1955)
- 13.- Hercules Powder Co., British Patent 770,594 (1957)
- 14.- Klar, M., and Schulze, C., German Patent 106, 495 (1898)
- 15.- P. B. Report 73452 (Sator), March 5, 1938
- 16.- Sabatier, P., and Mailhe, A., Ann. Chim. Phys. 8,20, 344 (1910)
- 17.- Newton, R. H., and Dodge, B. F.,J. Ann. Chem. Soc., 55,4747 (1933)
- 18.- Punderson, J. O. (to E. I. Du Pont J. Nemours & Co., INc.), U. S. Patent 2,519, 788 (1950)
- 19.- Aires, R., S., U. S. Patent 2,953, 602 (1960)
- 20.- Trillat, A., Bull. Soc. Chim., 111, 27, 797-803 (1902)
- 21.- Thomas, M., D., J. Am. Chem. Soc., 42, 867 (1920)
- 22.- Uhl, H., B., and Cooper, I, H. (to Heyden Chem. Corp.) U. S. Patent 2,465, 498 (1949)

- 23.- Jones, E., and Fowle, G. G., J. Appl. Chem. (London) 3, 206-13 (1953)
- 24.- Volhard, J., Ann., 176, 128-135 (1875)
- 25.- Koblukov, J., J. Russ. Phys. Chem. Soc., 14, 194 (1882); Ber., 15, 1448 (1882)
- 26.- Tollens, B., Ber., 19, 2133-5 (1886)
- 27.- Loew, O., J. Prakt Chem., (2), 33, 321-51 (1886)
- 28.- Bugge, G., Chem. App., 18, 157-60 (1931)

**III.- DESCRIPCION DE LA PLANTA**

## A.- CARACTERISTICAS

El proceso de obtención de formaldehído por oxidación catalítica de metanol, es un proceso continuo el cual podemos dividir para efectos de descripción en tres etapas:

- 1.- Mezclado y Acondicionamiento de Materias Primas.
- 2.- Reacción.
- 3.- Separación de los Compuestos del Sistema Reaccionante.

Para una planta con capacidad teórica de 15 toneladas diarias de formaldehído al 37% en peso tenemos:

### 1.- MEZCLADO Y ACONDICIONAMIENTO DE MATERIAS PRIMAS

Un soplador de aire del tipo de desplazamiento positivo (soplador rotativo) marca A.F. Roots, tamaño 717 con una capacidad de 1000 metros cúbicos por hora de aire, a 670 r.p.m., con una presión a la descarga de 0.190 Kg./cm<sup>2</sup>. Este soplador es accionado por un motor de 20 HP y 1700 r.p.m. El aire impulsado por este soplador pasa a través de una torre de lavado, empacada con coke, el cual tiene una granulometría entre 3 y 7.5 cm., la altura de la torre es de 500 cm. y su diámetro es de 78 cm., está construída con lámina de acero inoxidable de 0.159 cm. de espesor, el aire a la salida de esta torre pasa por unos eyectores en donde se mezcla con metanol líquido, los eyectores están construídos con lámina de aluminio con un diámetro de 7.62 cm. y 3.81 cm. en la garganta. El metanol es bombeado del tanque de almacenamiento general al tanque de almacenamiento en la planta el cual es de forma cilíndrica, construído con lámina de acero inoxidable de 0.159 cm. de espesor, el cual tiene una capacidad de 1500 litros, de este tanque se alimenta el metanol a los eyectores en donde se mezcla con el aire, su flujo se mide con un rotámetro, con flotador de acero inoxidable con una capacidad máxima de 1600 litros por hora, la mezcla aire-metanol líquido pasa a dos evaporadores en los

cuales se utiliza vapor saturado a  $4 \text{ Kgs./cm}^2$  como fuente de calor.

Los evaporadores están compuestos por 80 tubos de cobre de 1.59 cm. de diámetro y 70 cm. de largo equipados con aletas de cobre de  $95 \times 3.5$  cm., espaciados 0.5 cm. cada una, estos tubos se encuentran dentro de un envolvente de  $100 \times 70 \times 25$  cm., contruídos con lámina de acero inoxidable de 0.159 cm. de espesor, estos evaporadores están aislados térmicamente; el flujo de vapor de agua va por el interior de los tubos, la mezcla de aire-metanol en fase vapor se alimenta a un sobrecalentador, el cual consiste en un recipiente cilíndrico con 35 cm. de diámetro y 100 cm. de longitud, contruído con lámina de acero inoxidable de 0.159 cm., de espesor, en su interior se encuentra instalado un serpentín de acero inoxidable de 0.635 cm. de diámetro con una longitud de 25 metros; por el cual se circula vapor de agua saturada a  $4 \text{ Kgs. / cm}^2$  de presión, este sobrecalentador se encuentra aislado térmicamente.

La mezcla aire-metanol obtenido de este equipo se alimenta a un distribuidor aislado térmicamente, el cual consiste en un tubo de acero inoxidable de 15.24 cm. de diámetro, en este distribuidor se tienen conectados 15 tubos de acero inoxidable de 5.08 cm. de diámetro que alimentan al mismo número de reactores.

## 2.- REACCION

La segunda etapa de la planta, en la cual se efectúa la reacción, comprende 15 reactores catalíticos de cama fija, en los cuales se utiliza plata como catalizador, en la actualidad cada reactor contiene aproximadamente 7 Kgs. de catalizador con una granulometría menor de 3 milímetros. Los reactores son recipientes cilíndricos con 37 cm. de diámetro y 48 cm. de largo, en la parte superior tienen la entrada para los gases de alimentación, la cual se hace por un tubo de 5.08 cm. de diámetro, el reactor está dividido en dos partes en su mitad unidas por medio de bridas. La

parte superior o tapa del reactor tienen una altura de 30 cm. y la base de 10 cm., en la parte superior de la base, mediante una placa de cobre de 0.635 cm. de espesor, con perforaciones de 0.72 cm. de diámetro se soporta una malla ranurada de lámina de cobre del número 24 sobre la cual está el catalizador, la base del reactor está hecha con placa de acero inoxidable de 0.318 cm. de espesor, recubierta con lámina de cobre de 0.159 cm. de espesor.

La salida de los gases reaccionantes se encuentra en el fondo del reactor, las salidas están conectadas a un tubo de acero inoxidable de 0.476 cm. de espesor y 6 pulgadas de diámetro. En el tubo de salida de los gases en los reactores se encuentran conectados tubos de 1.27 cm. de diámetro, mediante los cuales se alimenta solución acuosa de formol-metanol provenientes de la torre de absorción. A esta torre se alimenta intermitentemente agua destilada (esta proviene del vapor condensado en la planta.) La solución contenida en la torre de absorción se recircula mediante una bomba centrífuga construída con acero inoxidable accionada por un motor de 4.5 HP y 3000 r.p.m. En la línea de recirculación se tienen una conexión, la cual pasa por un rotámetro con capacidad máxima de 1000 kilogramos/hr., con flotador de acero inoxidable y posteriormente va a la descarga de los reactores.

### 3.- Separación de los Compuestos del Sistema Reaccionante

El flujo gaseoso a la salida de los reactores, se alimenta a la torre de destilación la cual forma parte de la tercera etapa de la planta en donde ocurre la separación de los componentes de la mezcla gaseosa.

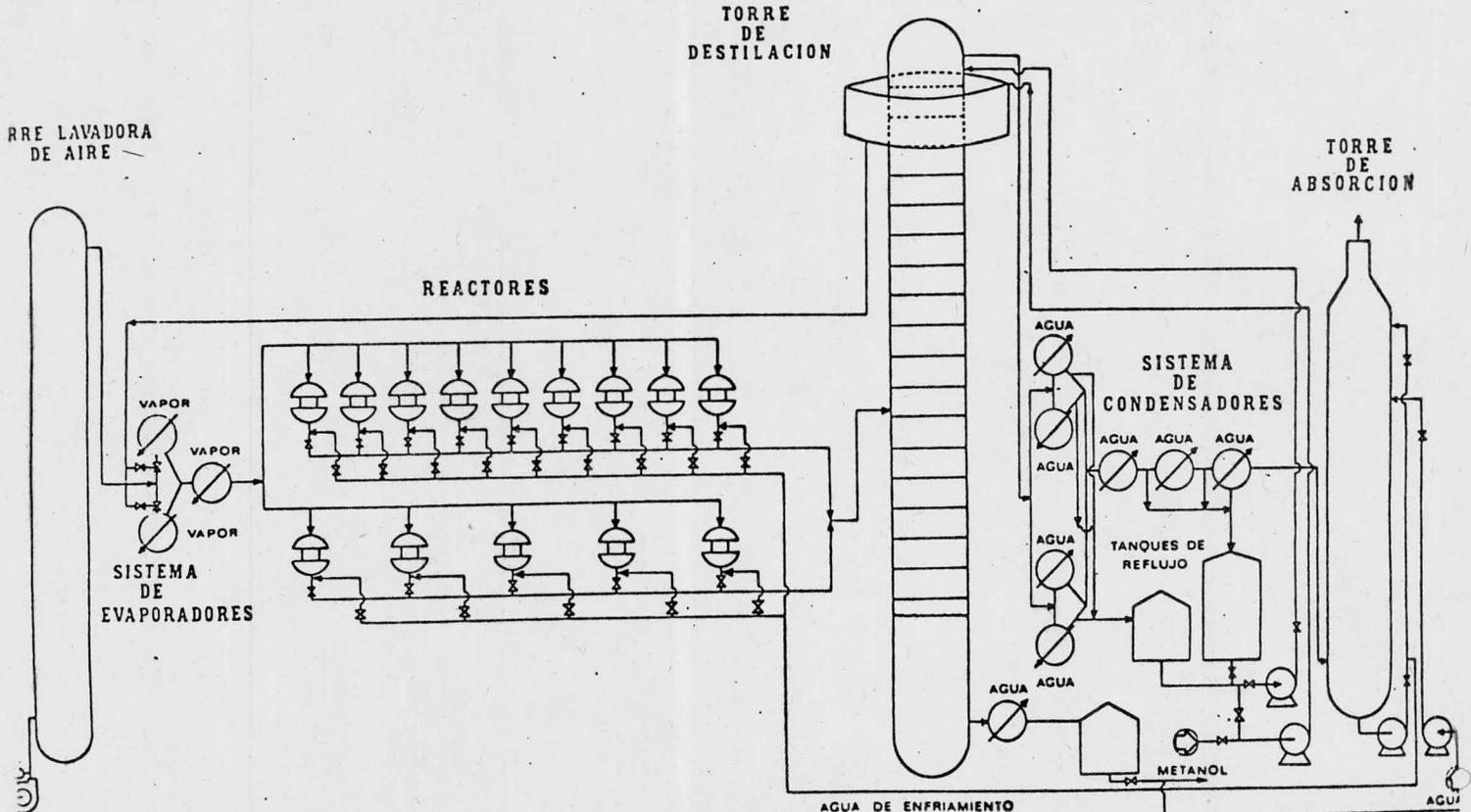
La torre de destilación tiene 1000 cm. de altura y 112 cm. de diámetro y está construída con lámina de acero inoxidable de 0.318 cm. de espesor, tiene 20 platos de burbujeo construídos con lámina de acero inoxidable de 0.318 cm. de espesor, los cuales en su superficie tienen 20 cachu-

chas de acero inoxidable de 0.159 cm. de espesor, cada cachucha tiene 6.35 cm. de altura y un diámetro de 10.2 cm. La alimentación del flujo gaseoso proveniente de los reactores se lleva a cabo en el plato número doce. En el fondo de la torre se tiene una sección de 120 cm. de altura y 112 cm. de diámetro, en donde se tienen 4 serpentines de acero inoxidable de 0.958 cm. de diámetro y 15 metros de longitud.

En el fondo de esta torre se obtiene una solución acuosa de formaldehído y metanol la cual se pasa a través de un enfriador ondulado, construído con lámina de acero inoxidable de 120 x 92 cm. La solución a la salida de este enfriador se recibe en un recipiente de 120 cm. de diámetro y 94 cm. de altura, construído con lámina de acero inoxidable de 0.318 cm. de espesor; de este tanque mediante una bomba centrífuga construída con acero inoxidable, accionada por un motor de 5 HP y 1500 r.p.m., la solución es llevada a un tanque de almacenamiento.

El flujo gaseoso que se obtiene en el domo de la torre se hace pasar por un sistema de seis condensadores conectados en serie, cada condensador se compone de 14 enfriadores por los cuales se hace pasar el flujo gaseoso, los enfriadores son del tipo ondulado con una longitud de 120 cm. y un ancho de 97 cm. construídos con lámina de acero inoxidable del número 20, en el interior de estos círculos el flujo gaseoso y el condensado obtenido es enviado al tanque para condensado. Este tanque es de forma cilíndrica de 96 cm. de altura y 80 cm. de diámetro, construído con lámina de acero inoxidable de 0.159 cm. de espesor. El condensado es utilizado como reflujo en la torre de destilación, para esto se utiliza una bomba centrífuga de acero inoxidable, accionada por un motor de 5 HP y 1500 r.p.m., finalmente el flujo gaseoso a la salida del último condensador que es un condensador tubular horizontal de amoniaco con 80 tubos de acero inoxidable de 1.9 cm. de diámetro, se alimenta a la torre de absorción en donde se pone en contacto con una solución acuosa de formaldehído y metanol, esta solución se recircula mediante una bomba centrífuga de acero inoxidable y accionada por un motor de 4.5 HP y 3000 -

r.p.m. La torre de absorción es del tipo empacada con una altura total de 700 cm., de los cuales 500 cm. están ocupados por coke con una granulometría menor a 7.62 cm. El diámetro de la torre es de 105 cm. Esta torre está hecha con lámina de acero inoxidable de 0.159 cm. de espesor, la descarga de esta torre va a la atmósfera. La solución obtenida en esta torre es utilizada para enfriar los gases de salida de los reactores.



WASHER

**DIAGRAMA DE FLUJO II**  
 PROCESO CON ALTA  
 RELACION METANOL-AIRE  
 TESIS PROFESIONAL, MATLAPPA

IV.- ESTUDIO DE LA  
CAPACIDAD

A.- BALANCES DE MATERIA PARA UNAS PRODUCCIONES DE 15,000 KGS. POR DIA Y 18.000 KGS. POR DIA DE SOLUCION DE FORMALDEHIDO

Balance de materia para una producción de 15 toneladas por día de una solución acuosa con 37% en peso de Formaldehído y 7% en peso de metanol.

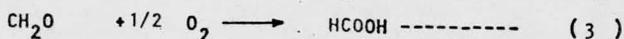
De acuerdo con los resultados obtenidos en procesos industriales, se producen 1.25 Kgs. de solución acuosa con 37% en peso de formaldehído y 7% en peso de metanol por litro de metanol.

BALANCE DE MATERIA:

Composición del flujo de alimentación al reactor:

$$F : \begin{cases} 41\% \text{ (en volumen) de } CH_3OH \\ 59\% \text{ (en volumen) de aire} \end{cases}$$

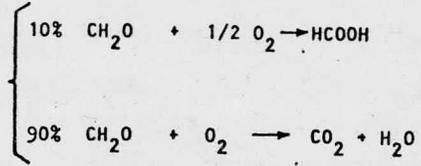
Reacciones que se llevan a cabo en el proceso:



En la reacción (1), el 71% del metanol utilizado reacciona en formaldehído.

En las reacciones (3) y (4) se muestra como reacciona el resto del metanol o sea el 29% del metanol reaccionante se descompone en:

29%



El rendimiento de dicho proceso en kilogramo de formaldehído por kilogramo de metanol será:

$$\frac{1.25 \text{ Kg. / 1 Kg. (CH}_2\text{O 37-7\%)} = 1.562 \text{ Kg. CH}_2\text{O (37-7\%)}}{0.8 \frac{\text{Kg.}}{\text{Kg.}} (\text{CH}_3\text{OH})} \text{ Kg. CH}_3\text{OH}$$

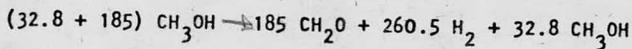
BASES DE CALCULO:

$M_w$	=	15,000 Kgs. de formaldehído al 37-7%
$M_w$	=	15,000 x 0.37 = 5,550 Kgs. de CH <sub>2</sub> O al 100%.
$N_{ol}$	=	$\frac{5,550}{30} = 185 \frac{\text{Kg. mol.}}{\text{día}}$ de CH <sub>2</sub> O al 100%
$N_{w_m}$	=	$15,000 \times \frac{0.07}{32} = 32.8 \frac{\text{Kg. mol.}}{\text{día}}$ de metanol utilizado como estabilizador en el formaldehído.

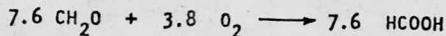
La cantidad de metanol reaccionante la obtenemos en la siguiente forma:

$$\frac{185 \text{ Kg. mol. CH}_2\text{O (100\%)}}{0.71} = 260.5 \frac{\text{Kg. mol.}}{\text{día}} \text{ de metanol reaccionante.}$$

BALANCE DE MATERIA EN LA REACCION (1).-

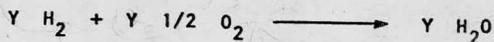


En las reacciones (3) y (4) tenemos:



$\text{CH}_2\text{O}$  que reacciona de acuerdo a las reacciones (3.) y (4); el 29% restante de formol.

De la Reacción (2):



Los Kg. mol. de  $\text{O}_2$  del aire utilizado en el proceso en las reacciones (2), (3) y (4), se obtienen de la siguiente ecuación:

$$J \text{ O}_2 = \frac{Y}{2} + 3.8 + 67.9$$

Cálculo de las moles de aire:

$$(A) \quad \frac{(Y + 3.8 + 67.9) \left(1 + \frac{79}{21}\right)}{\frac{Y}{2} + 3.8 + 67.9 \left(1 + \frac{79}{21}\right) + x + 293.3} = 0.59$$

Donde 0.59 es la fracción en volumen de aire en la mezcla metanol-

alro.

Cálculo de las moles de  $H_2$ , para ésto se considera que el porcentaje en moles de  $H_2$ , debe ser 18.

$$(B) \quad \frac{(260.5 - Y)}{X + 185 + 32.8 + 260.5 - Y + 77.6 + 67.9 + 67.9 + Y + \left(\frac{Y}{2} + 3.8 + 67.9\right)}{21} = 0.18$$

Desarrollo de la ecuación (A):

$$2.38 Y + 341.99 = 0.59$$

$$2.38 Y + X + 634.6$$

$$2.38 Y + 342.29 = 0.59 (2.38 Y + X + 634.6)$$

$$2.38 Y + 341.29 = 1.4042 Y + 0.59 X + 374.41$$

$$2.38 Y - 1.4042 Y + 341.29 - 374.41 = 0.59 X$$

$$0.9758 Y - 33.12 = 0.59 X$$

$$0.9758 Y - 0.59 X = 33.12$$

De la ecuación (B) tenemos que:

$$\frac{260.5 - Y}{X + 891.43 + 1.88 Y} = 0.18$$

$$260.5 - Y = 0.18 (X + 891.43 + 1.88 Y)$$

$$260.5 - Y = 0.18 X + 160.45 + 0.3384 Y$$

$$0.18 X + 160.45 + 0.3384 Y - 260.5 + Y = 0$$

$$0.18 X + 1.3384 Y - 100 = 0$$

$$0.18 X + 1.3384 Y = 100$$

$$\frac{100 - 1.3384 Y}{0.18} = X$$

Sustituyendo (B) en (A):

$$(0.9758 Y - 0.59) \frac{(100 - 1.3384 Y)}{(0.18)} = 33.2$$

$$0.9758 Y - 327.7 + 4.386 Y = 33.2$$

$$5.3618 Y = 360.82$$

$$Y = \frac{360.82}{5.3618} = 67.2$$

$Y = 67.2 \frac{\text{moles}}{\text{día}}$  de  $O_2$ , que forma  $H_2O$  con el  $H_2$

Sustituyendo (Y) en (B):

$$\frac{100 - (1.3384)(67.2)}{0.18} = X$$

$$\frac{100 - 90.06}{0.18} = X$$

$X = 55.2$  de moles de metanol en exceso.

Por lo tanto, el número de moles de oxígeno utilizado por día es:

$$J_{O_2} = \frac{Y}{2} + 3.5 + 67.9$$

Sustituyendo el valor de (Y) tenemos:

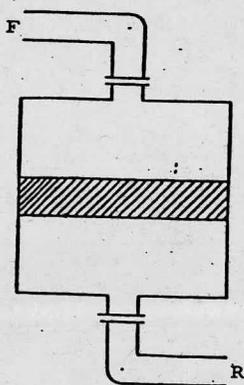
$$J_{O_2} = \frac{67.2}{2} + 3.5 + 67.9$$

$$J_{O_2} = 105.31 \text{ moles/día}$$

De acuerdo con los cálculos anteriores, el balance de materia en los convertidores, se muestra en la siguiente figura:

$$N_F \text{ CH}_3\text{OH} = 348.37 \frac{\text{Kg.mol.}}{\text{día}}$$

$$N_F \text{ Aire} = 501.46$$



$$N_R \text{ CH}_3\text{OH (est.)} = 55.00 \frac{\text{Kg.mol.}}{\text{día}}$$

$$N_R \text{ CH}_2\text{O} = 185.00 \text{ ''}$$

$$N_R \text{ CH}_3\text{OH} = 33.00 \text{ ''}$$

$$N_R \text{ H}_2 = 193.00 \text{ ''}$$

$$N_R \text{ HCOOH} = 8.00 \frac{\text{Kg.mol.}}{\text{día}}$$

$$N_R \text{ CO}_2 = 68.00 \text{ ''}$$

$$N_R \text{ H}_2\text{O} = 135.00 \text{ ''}$$

$$N_R \text{ H}_2 = 396.00 \text{ ''}$$

$$N_R \text{ O}_2 = 0.00 \text{ ''}$$

En donde:

$$F \left\{ \begin{array}{l} N_F \text{ CH}_3\text{OH} = 348.37 \frac{\text{Kg.mol.}}{\text{día}} \\ N_F \text{ Aire} = 501.46 \end{array} \right.$$

Y:

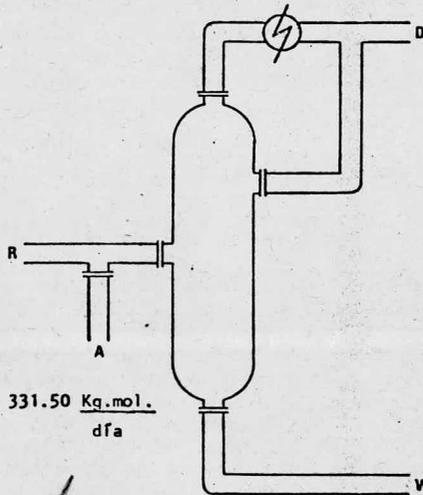
$$R \left\{ \begin{array}{l} N_R \text{ CH}_3\text{OH (est.)} = 55.00 \frac{\text{Kg.mol.}}{\text{día}} \\ N_R \text{ CH}_2\text{O} = 185.00 \text{ ''} \\ N_R \text{ CH}_3\text{OH} = 33.00 \text{ ''} \\ N_R \text{ H}_2 = 193.00 \text{ ''} \\ N_R \text{ HCOOH} = 8.00 \text{ ''} \\ N_R \text{ CO}_2 = 68.00 \text{ ''} \\ N_R \text{ H}_2\text{O} = 135.00 \text{ ''} \\ N_R \text{ N}_2 = 396.00 \text{ ''} \\ N_R \text{ O}_2 = 0.00 \text{ ''} \end{array} \right.$$

El balance de materia en la torre de destilación se muestra en la siguiente figura:

KG.MOL./DIA

$I_{CH_3OH}$	=	68.00
$I_{CH_2O}$	=	222.00
$I_{CH_3OH}$	=	39.40
$I_{H_2}$	=	232.00
$I_{HCOOH}$	=	9.10
$N_{CO_2}$	=	81.60
$N_{R,H_2O}$	=	162.00
$I_{N_2}$	=	475.00
$I_{O_2}$	=	0.00

$331.50 \frac{Kg.mol.}{dFa}$



$N_D CH_3OH = 55.0 \text{ Kg.mol./c}$

$N_D H_2 = 193.0 \text{ ''}$

$N_D CO_2 = 68.0 \text{ Kg.mol./c}$

$N_D N_2 = 396.0 \text{ ''}$

$N_W CH_2O = 185.0 \text{ Kg.mol./c}$

$N_W CH_3OH = 33.0 \text{ ''}$

$N_W HCOOH = 7.6 \text{ ''}$

$N_W H_2O = 466.0 \text{ ''}$

*Datos de alimentación correspondientes a 18,000 Kg/dia. ver. pág. 40*

en donde:

R: es la alimentación proveniente de los reactores, Kg.mol./día

A: es la cantidad de agua de enfriamiento alimentada=

$$\frac{331.50 \text{ Kg. mol.}}{\text{día}}$$

D: es el destilado:

$$D \left\{ \begin{array}{l} N_D \text{ CH}_3\text{OH} = 55.0 \text{ Kg.mol./día} \\ N_D \text{ H}_2 = 193.0 \text{ ''} \\ N_D \text{ CO}_2 = 68.0 \text{ ''} \\ N_D \text{ N}_2 = 396.0 \text{ ''} \end{array} \right.$$

W: es el residuo:

$$W \left\{ \begin{array}{l} N_W \text{ CH}_2\text{O} = 185.0 \text{ Kg.mol./día} \\ N_W \text{ CH}_3\text{OH} = 33.0 \text{ ''} \\ N_W \text{ HCOOH} = 7.6 \text{ ''} \\ N_W \text{ H}_2\text{O} = 466.0 \text{ ''} \end{array} \right.$$

Con la finalidad de Resideñar la torre de destilación para una - producción de 18,000 Kgs./día de solución de formaldehído, a continuación se presenta el balance de materia para este volumen. Las bases de cálculo

establecidas para el balance de materia para 15,000 Kgs./día se toman igualmente para este caso.

$$M_W = 18,000 \text{ Kgs. de formaldehído al } 37\%$$

$$M_W = 18,000 \times 0.37 = 6,660 \text{ Kgs. de } CH_2O \text{ al } 100\%$$

$$N_{Wf} = \frac{6,660}{30} = 222 \frac{\text{Kg. mol.}}{\text{día}} \text{ de } CH_2O \text{ al } 100\%$$

$$N_W CH_3OH = 18,000 \times \frac{0.07}{32} = 39.4 \frac{\text{Kg. mol.}}{\text{día}} \text{ de metanol utilizado como}$$

estabilizador en el formaldehído.

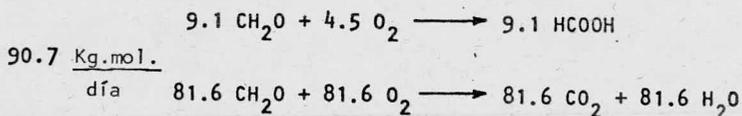
La cantidad de metanol reaccionante la obtenemos en la siguiente forma:

$$\frac{222}{0.71} \text{ Kg. mol. } CH_2O (100\%) = 312.7 \frac{\text{Kg. mol.}}{\text{día}} \text{ de metanol reaccionante.}$$

BALANCE DE MATERIA EN LA REACCION (1).-



En las Reacciones (3) y (4) tenemos:



formaldehído que reacciona de acuerdo a las reacciones (3) y (4),

el 29% restante de formol.

De la reacción (2):



Los Kg. mol. de  $\text{O}_2$  del aire utilizado en el proceso en las reacciones (2), (3) y (4), se obtienen de la siguiente ecuación:

$$\sum N \text{ O}_2 = \frac{Y}{2} + 4.5 + 81.6$$

Cálculo de las moles de Aire:

$$\frac{\left(\frac{Y}{2} + 4.5 + 81.6\right) \left(1 + \frac{79}{21}\right)}{\left(\frac{Y}{2} + 4.5 + 81.6\right) \left(1 + \frac{79}{21}\right) + X + 352.1} = 0.59 \dots\dots\dots (A)$$

Donde:

0.59 es la fracción en volumen de aire en la mezcla metanol-aire.

Cálculo de las moles de  $\text{H}_2$ ; para esto se considera que el porcien to de moles de  $\text{H}_2$  debe ser 18:

$$\frac{312.7 - Y}{X + 222 + 39.4 + 312.7 - Y + 9.1 + 81.6 + 81.6 + Y + \frac{(Y+4.5+81.6)79}{21}}$$

$$0.18 \dots\dots\dots (B)$$

Desarrollando la ecuación (A):

$$2.38 Y + 410 = 0.59$$

$$2.38 Y + 762.1 + X$$

$$0.98 Y = 39.6 - 0.59 X = 0$$

$$0.98 Y - 0.59 X = 39.6$$

De la ecuación (B) tenemos:

$$\frac{312.7 - Y}{X + 1.88 Y + 1070.3} = 0.18$$

$$312.7 - Y = 0.18 (X + 1.88 Y + 1070.3)$$

$$312.7 - Y = 0.18 X + 0.3384 Y + 192.6$$

$$0.18 X + 0.3384 Y + 192.6 - 312.7 + Y = 0$$

$$0.18 X + 1.3384 Y - 120.1 = 0$$

$$0.18 X + 1.3384 Y = 120.1$$

$$\frac{120.1 - 1.3384 Y}{0.18} = X$$

Sustituyendo (B) en (A):

$$0.98 Y - 0.59 \frac{(120.1 - 1.3384 Y)}{(6.18)} = 39.6$$

$$5.37 Y = 432.9$$

$$Y = \frac{432.9}{5.37}$$

$$5.37$$

$Y = 80.6$  moles/día de  $O_2$ , que forma agua con el hidrógeno.

Sustituyendo (Y) en (B):

$$\frac{120.1 - 1.3384 (80.6)}{0.18} = X$$

$$\frac{120.1 - 107.8}{0.18} = x$$

$x = 68.3$  de moles de metanol en exceso.

Por lo tanto el número de moles de oxígeno utilizado por día es:

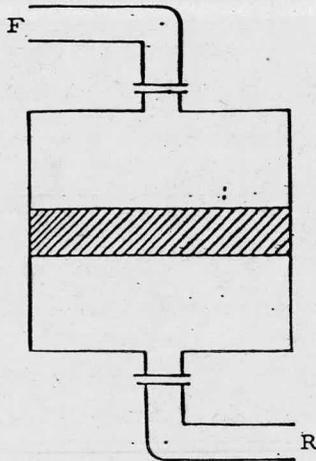
$$J_{O_2} = \frac{Y}{2} + 4.5 + 81.6$$

$$J_{O_2} = \frac{80.6}{2} + 4.5 + 81.6$$

$$J_{O_2} = 126.4 \text{ moles/día}$$

De acuerdo con los cálculos anteriores, el balance de materia en los convertidores; se muestra en la siguiente figura:

Alimentación



Productos de Reacción

En donde:

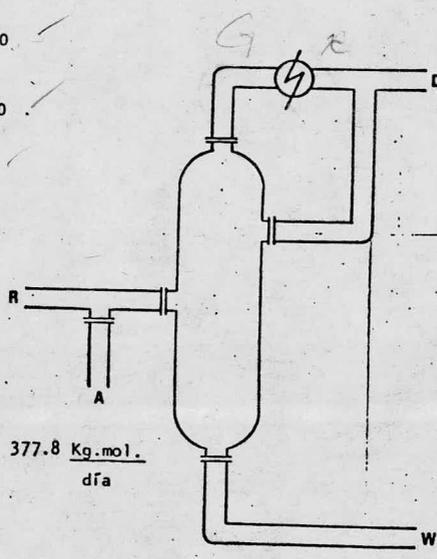
$$F = \left\{ \begin{array}{l} N_{F, CH_3OH} = 410.2 \frac{\text{Kg.mol.}}{\text{día}} \\ N_{F, \text{Aire}} = 601.2 \quad " \end{array} \right.$$

$$R = \left\{ \begin{array}{l} N_{R, CH_3OH \text{ (est.)}} = 68.00 \frac{\text{Kg.mol.}}{\text{día}} \\ N_{R, CH_2O} = 222.00 \quad " \\ N_{R, CH_3OH} = 39.40 \quad " \\ N_{R, H_2} = 232.00 \quad " \\ N_{R, HCOOH} = 9.10 \quad " \\ N_{R, CO_2} = 81.60 \quad " \\ N_{R, H_2O} = 162.00 \quad " \\ N_{R, N_2} = 475.00 \quad " \\ N_{R, O_2} = 0.00 \quad " \end{array} \right.$$

El balance de materia en la torre de destilación se muestra en la siguiente figura:

*mol*  
*0.1218*

	<u>Kg.mol./dFa</u>
$N_{R, CH_3OH}$	= 68.00 ✓
$N_{R, CH_2O}$	= 222.00 ✓
$N_{R, CH_3OH}$	= 39.40 ✓
$N_{R, H_2}$	= 232.00 ✓
$N_{R, HCOOH}$	= 9.10 ✓
$N_{R, CO_2}$	= 81.60 ✓
$N_{R, H_2O}$	= 162.00 ✓
$N_{R, N_2}$	= 475.00 ✓
$N_{R, O_2}$	= 0.00 ✓
	<b>377.8 <math>\frac{Kg.mol.}{dFa}</math></b>



	<u>Kg.mol./dFa</u>
$N_D CH_3OH$	= 68.0
$N_D H_2$	= 232.0
$N_D CO_2$	= 81.6
$N_D N_2$	= 475.5
	<u>Kg.mol./dFa</u>
$N_W CH_2O$	= 222.0
$N_W CH_3OH$	= 39.4
$N_W HCOOH$	= 9.1
$N_W H_2O$	= 540.0

En donde:

R; es la alimentación proveniente de los reactores; Kg.mol./día, su composición se muestra en la figura anterior.

A; es la cantidad de agua de enfriamiento alimentada = 377.8 Kg. mol./día.

D; es el destilado:

D	{	$N_D \text{ CH}_3\text{OH}$	-	68.0	Kg.mol./día
		$N_D \text{ H}_2$	-	232.0	"
		$N_D \text{ CO}_2$	-	81.6	"
		$N_D \text{ N}_2$	-	475.5	"

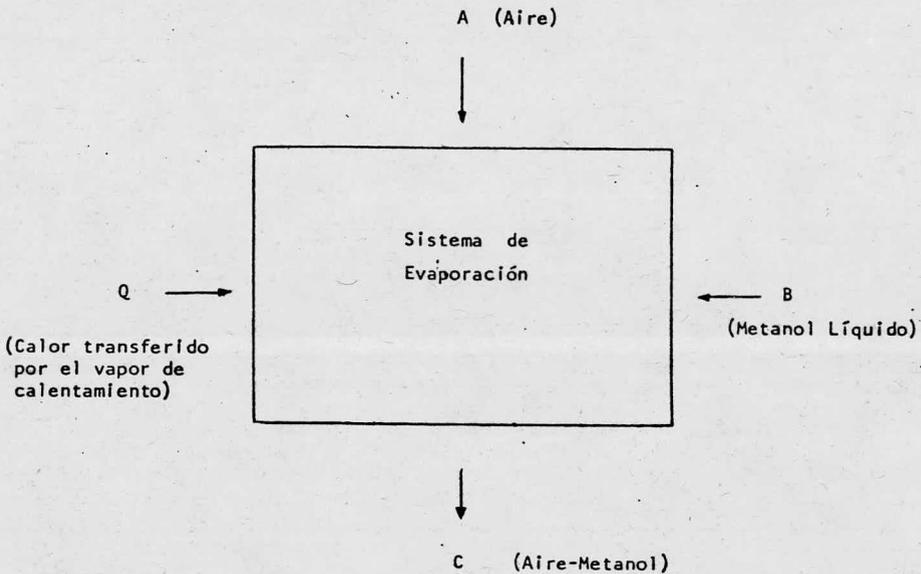
W; es el Residuo:

W	{	$N_W \text{ CH}_2\text{O}$	-	222.0	Kg.mol./día
		$N_W \text{ CH}_3\text{OH}$	-	39.4	"
		$N_W \text{ HCOOH}$	-	9.1	"
		$N_W \text{ H}_2\text{O}$	-	540.0	"

B) BALANCE DE ENERGIA PARA PRODUCCIONES DE 15,000 Y 18,000 KGS.  
POR DIA DE SOLUCION DE FORMALDEHIDO

1.- Balance de calor, en el sistema de evaporación, para una  
producción de 15,000 Kgs./día de solución de formaldehído.

El diagrama de esta operación se muestra en la siguiente figura:



Los flujos tienen la siguiente composición:

$$A \left\{ \begin{array}{l} M_A = 606 \text{ Kg./hr.} \\ G_{a,A} = 1.0 \\ T_A = 40^\circ\text{C} \end{array} \right.$$

$$B \left\{ \begin{array}{l} M_B = 464 \text{ Kg./hr.} \\ G_{m,B} = 1.0 \\ T_B = 22^\circ\text{C} \end{array} \right.$$

$$C \left\{ \begin{array}{l} M_C = 1070 \text{ Kg./hr.} \\ G_{a,C} = 0.57 \\ G_{m,C} = 0.43 \\ T_C = 72^\circ\text{C} \end{array} \right.$$

En donde G es el % en volumen.

Ecuación general para el balance de calor, en proceso continuo y régimen permanente:

$$M_A H_A + M_B H_B + Q_{\text{trans.}} = M_C H_C \dots\dots (1)$$

Para este sistema, suponemos que las pérdidas de calor son despre

ciables (equipo aislado térmicamente).

El calor transferido es igual al calor cedido por el vapor de calentamiento, el cual se calcula por la siguiente ecuación:

$$Q_{trans} = M_C H_C - M_A H_A - M_B H_B \dots\dots\dots (2)$$

CALCULO DE LAS ENTALPIAS

Cálculo de la entalpía del aire; Flujo A:

$$H_A = C_p (\text{aire}) T$$

$$H_A = 0.26 (T_{\text{aire}} - T_{\text{base}})$$

Donde la T base se toma como 25°C.

$$H_A = 0.26 (40-25)$$

$$H_A = 3.9 \text{ cal./gr.}$$

Cálculo de la entalpía del metanol líquido en el Flujo B:

$$H_B = C_{p_{\text{CH}_3\text{OH}}} T$$

$$H_B = 0.62 (22-25)$$

$$H_B = -1.9 \text{ cal./gr.}$$

Cálculo de la entalpía del Flujo C:

$$H_C = G_{a,C} H_{a,C} + G_{m,C} H_{m,C}$$

Donde:

$$M_C = M_A + M_B$$

$$M_C = 606 + 464$$

$$M_C = 1070 \text{ Kg.} / \frac{\text{hr}}{\text{hr}}$$

Por lo tanto la entalpia  $H_{a,C}$  :

$$H_{a,C} = C_p \text{ aire } (T_c - T_b)$$

$$H_{a,C} = 0.26 (72 - 25)$$

$$H_{a,C} = 12.2 \text{ cal./gr.}$$

Cálculo de  $H_{m,C}$  :

$$H_{m,C} = C_p \text{ CH}_3\text{OH (L)} (T_{eb} - T_b) + C_p \text{ CH}_3\text{OH (V)} (T_c - T_{eb})$$

en donde:

$$T \text{ ebullición} = 67^\circ\text{C}$$

$$= 8.43 \text{ Kcal./gr.mol.}$$

$$= 0.263 \text{ Kcal./gr.}$$

$$= 263 \text{ cal./gr.}$$

El calor específico del metanol líquido es igual con:

$$C_p \text{ CH}_3\text{OH (L)} = 19.8 \text{ cal./gr.mol.}^\circ\text{C}$$

$$C_p \text{ CH}_3\text{OH (L)} = 0.62 \text{ cal./gr.}^\circ\text{C}$$

El calor específico del metanol gaseoso es igual con:

$$C_p \text{ CH}_3\text{OH (g)} = a - b \times 10^{-2} T \text{ cal./gr.mol.}^\circ\text{C}$$

en donde:

a	=	10.26 cal./gr.mol.°C
a	=	0.32 cal./gr.°C
b	=	$2 \times 10^{-2}$ cal./gr.mol.°C <sup>2</sup>
b	=	0.00063 cal./gr.°C <sup>2</sup>

De aquí que:

$$H = \int_{T_0}^{T_1} C_p dT = \int_{T_0}^{T_1} (a + bt) dT$$

$$H = a (T_1 - T_0) + \frac{b}{2} (T_1^2 - T_0^2)$$

Por lo tanto, sustituyendo en la ecuación; de la entalpia de  $H_{m,C}$  tenemos que:

$$H_{m,C} = 0.62 (67-25) + 263 + a (T_c - T_{eb}) + \frac{b}{2} (T_c^2 - T_{eb}^2)$$

$$H_{m,C} = 0.62 (42) + 263 + 0.32 (72-67) + \frac{0.00063}{2} (72^2 - 67^2)$$

$$H_{m,C} = 291 \text{ cal./gr.}$$

Sustituyendo en la ecuación del flujo C tenemos:

$$H_C = 0.57 (12.2) + 0.43 (291)$$

$$H_C = 132 \text{ cal./gr.}$$

De la ecuación (2) se obtiene el calor transferido:

$$Q_{trans} = M_C H_C - M_A H_A - M_B H_B \dots\dots\dots (12)$$

Para los gastos de los valores:

$$M_C = 1070 \text{ Kg./hr.} = 1.070 \times 10^6 \text{ gr./hr.}$$

$$M_A = 606 \text{ Kg./hr.} = 6.06 \times 10^5 \text{ gr./hr.}$$

$$M_B = 464 \text{ Kg./hr.} = 4.64 \times 10^5 \text{ gr./hr.}$$

Los valores de las entalpias son:

$$H_C = 132 \text{ cal./gr.}$$

$$H_A = 12.2 \text{ cal./gr.} \quad 3.9$$

$$H_B = -1.9 \text{ cal./gr.}$$

Sustituyendo estos valores en la ecuación (1) tenemos:

$$Q_{\text{trans}} = 1.070 \times 10^6 (132) - 6.06 \times 10^5 (12.2) - 4.64 \times 10^5 (-1.9)$$

$$Q_{\text{trans}} = 1.4124 \times 10^8 - 7.3932 \times 10^6 - (8.8) 6 \times 10^5$$

$$Q_{\text{trans}} = 1.34 \times 10^8 \text{ cal./hr.}$$

El procedimiento para efectuar el balance de calor en el sistema de evaporación, para una producción de 18 toneladas por día, es igual - al descrito para una producción de 15 toneladas por día, obteniéndose - el siguiente valor para el calor transferido: (Apéndice I)

$$Q'_t = 1.61 \times 10^8 \text{ cal./hr.}$$

Mediante las ecuaciones generales de transferencia de calor, podemos calcular el área de transferencia para incrementar la producción de 3 toneladas por día:

$$Q = UA At \dots\dots\dots (3)$$

$$Q = UA' \Delta t \dots\dots\dots (4')$$

Para lo cual consideramos el sistema aislado termicamente, de aquí - que:

$$\frac{Q}{Q'} = \frac{A}{A'}; A' = \frac{Q'}{Q} A \dots\dots\dots (5)$$

El valor del área actual (15 ton/día) del sistema de evaporación, se calcula por la siguiente ecuación:

$$A = \pi \times D \times L \times N \dots\dots\dots (6)$$

Donde:

$$\pi = 3.1416$$

$$D = 1.59 \text{ cm.} = \text{diámetro externo de los tubos del evaporador.}$$

$$L = 70 \text{ cm.} = \text{longitud de los tubos del evaporador.}$$

$$N = 160 \text{ tubos} = \text{número de tubos}$$

Por lo tanto:

$$A = 3.1416 \times 1.59 \times 70 \times 160$$

$$A = 55945 \text{ cm}^2$$

$$A = 5.59 \text{ mt.}^2$$

Por lo tanto sustituyendo en la ecuación (5) tenemos que:

$$A' = \frac{1.61 \times 10^8}{1.34 \times 10^8} \times (5.59)$$

$$A' = 6.71 \text{ mt.}^2$$

Cálculo del número de tubos; Despejamos N de la ecuación (VI) tenemos que:

$$N = \frac{A}{\pi \times D \times L}$$

Por lo tanto:

$$N = \frac{6.71}{3.1416 \times 0.0159 \times 0.70}$$

$$N = 192 \text{ tubos}$$

2.- Cálculo del número de Platos Teóricos de la torre de destilación para una producción de 18,000 Kgs./día de solución de formaldehído.

El número de platos teóricos de la torre de destilación para una producción de 18,000 Kgs./día de solución de formaldehído, se obtuvo por medio de un programa de computadora simulador de proceso, resuelto en la Computadora Control Data CDC-6400 de Petroleos Mexicanos. Se presenta el balance de materia, la composición en la fase líquida y en fase vapor, la curva de equilibrio y las propiedades del sistema agua-formaldehído-agua.

IDENTIFICACION DEL PROBLEMA  
TORRE PARA SEPARACION DE FORMALDEHIDO  
TESIS PROFESIONAL MIGUEL ANGEL TLAPALE

UNIDADES

FLUJO EN MOLES  
TEMPERATURA EN GRADOS FAHRENHEIT  
PRESION EN PSIA  
ENTALPIA EN BTU

IDENTIFICACION DE COMPONENTES

NUMERO DE COMPONENTES DE LISTA = 0

CH3OH

NUMERO DE COMPONENTES HIPOTETICOS= 3

CH3OH

H2O

CH2=O

IDENTIFICACION DE CORRIENTES

NUMERO TOTAL DE CORRIENTES= 3

CORRIENTE NUM.	TEMPERATURA F	PRESION PSIA	NUMERO
1	536.0	14.7	
2	0.0	14.7	
3	-0.0	14.7	

NUMERO DE TORRES EN ESTE PROBLEMA= 1

PROPIEDADES FISICAS DE LOS COMPONENTES

COMPONENTE	PESO MOL	TC °F	PC PSIA	M	GAL/MOL	TME °F
H	32.00	924.0	1150.2	.5614	4.83	148.4
	18.00	1165.0	3206.0	.3643	2.16	212.0
O	30.00	758.6	514.0	-.0150	3.60	-5.2

VALORES TABULADOS DE K

LA PRESION DE REFERENCIA PARA LOS VALORES DE K ES = 14.7

TEMPERATURA	152.8	156.3	159.7	166.9	201.4	207.6
CH7OH	1.0700	1.1560	1.3833	1.4924	1.6448	2.0060
CH2	.4748	.4496	.4700	.4804	1.0270	1.1360
CH = 0	.2592	.2903	.3803	.5230	.6500	.7125

ENTALPIAS TABULADAS DE LIQUIDO BTU/PCL

LA PRESION DE REFERENCIA PARA LAS ENTALPIAS DE LIQUIDO ES --, 30

TEMPERATURA	152.8	156.3	169.7	186.9	201.4
OH	73.8	76.6	86.1	98.2	108.9
=0	120.8	124.8	137.7	154.9	169.4
	32.6	33.5	37.2	41.8	45.7

ENTALPIAS TABULADAS DE VAPOR GTU/MOL

LA PRESION DE REFERENCIA PARA LAS ENTALPIAS DE VAPOR ES = 14.7

TEMPERATURA	152.9	156.3	169.7	186.9	201.4
CH3OH	546.7	549.6	555.3	563.3	570.3
H2O	120.8	124.8	137.7	154.9	169.4
CH2=O	32.6	33.6	37.2	41.8	45.7

SOLUCION DE LA COLUMNA 1

NERO DE PLATOS TEORICOS = 15

LOCALIZACION DE LAS ALIMENTACIONES

IMENTACION NO. 1 ENTRA SOBRE EL PLATO 9

LOCALIZACION DE PRODUCTOS (COMO, FONDO Y EXTRACCIONES LATERALES)

ODUCTO DESTILADO DEL ACUMULADOR DE REFLUJO  
A TORRE NO TIENE EXTRACCIONES DE LIQUIDO  
A TORRE NO TIENE EXTRACCIONES DE VAPOR  
ODUCTO DEL FONDO, DEL REHERVIDOR

CAMBIACCRES DE CALOR

SE ESPECIFICAN CAMBIACCRES DE CALOR

ESPECIFICACIONES

RESION DEL REHERVIDOR ES = 14.70  
AJA DE PRESION POR ETAPA ES = 3.00  
RESION DEL CONDENSADOR ES = 14.70  
RELACION DE REFLUJO ES = 10.00  
RACION DE LIQUIDO EN DESTILADO = 1.00  
LES TOTALES DE DESTILADO = 35.70

ESTIMADOS INICIALES

LES DE SALIDA POR EL DCMO = 35.70  
LES DE SALIDA POR LOS FONDOS = 72.77  
EMPERATURA DEL DCMO = 104.36  
EMPERATURA DE FONDOS = 203.00

SOLUCION DEL FLASH DE LA ALIMENTACION AL PLATO			9
TEMPERATURA , G.F.	536.00		
PRESION ,PSIA.	14.70		
COMPONENTE	VAPOR.	FR MOL	
CH <sub>3</sub> OH	38.46	.3546	
H <sub>2</sub> O	49.61	.4574	
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> O	20.43	.1881	
MOLES TOTALES	108.47		
PESO TOTAL ,LB.	2735.70		
PESO MOLECULAR,	25.22		
ENTALPIA ,MBTU	55.91		
C. ESP. A 60 F (H <sub>2</sub> O=1)	.90		
ENTALPIA A 60 F., LB/FT <sup>3</sup>	.63		
CF. ESP (AIR=1)	.87		
V L (VAP. EST. ,MPC )	41.16		

PRODUCTO DEL COMO

TEMPERATURA, G.F.	149.52	
RESION, PSIA.	14.70	
COMPONENTE	LIQUIDO	FR MOL
H2O	35.59	.9969
CO2	.11	.0031
H2S	.00	.0000
MOLES TOTALES	35.70	
ESP. TOTAL, L.P.	1140.87	
NO. MOLECULAR,	31.96	
ENTALPIA, BTU	2.55	
W. (GAL.FST. A 60 F)	172.08	
W. (BARRILES A 60 F)	4.13	
W. ESP. A 60 F (H2O=1)	.80	
ENTALPIA A 60 F, LB/FT**3	41.51	
ENTALPIA A 60 F	46.44	
ENTALPIA (VAP.FST. ,MPC)	13.55	

PRODUCTO DEL FONDO

TEMPERATURA, G.F. 205.39

PRESION, PSIA. 14.70

COMPONENTE LIQUIDO FR MOL

CH3OH	1.35	.0186
H2O	50.57	.6959
CH2=O	20.84	.2864

MOLES TOTALES 72.77

PESO TOTAL, LB. 1578.92

PESO MOLECULAR 21.70

ENTALPIA, MBTU 9.90

VOL. (GAL. EST. A 60 F) 190.73

VOL. (CARRILES A 60 F) 4.54

GR. ESP. A 60 F (H2O=1) .99

DENSIDAD A 60 F., LB/FT\*\*3 10.41

API A 60 F 11.60

VOL (VAP. EST., MPC) 27.62

IMPRESION DE CADA PLATO

PLATO NO.	TEMPERATURA F	LIQUIDO MOLES	VAPOR MOLES	CAMBIADORES BTU
CONDENSADOR	149.8	357.0	0.0	-195584.
2	149.9	358.2	392.7	0.
3	150.0	360.3	393.9	0.
4	150.3	364.6	396.1	0.
5	150.8	372.7	400.2	0.
6	151.9	383.9	408.0	0.
7	154.9	430.3	424.7	0.
8	165.8	553.9	463.5	0.
9	174.7	660.0	581.0	0.
10	187.6	873.4	775.6	0.
11	197.2	1191.6	784.9	0.
12	192.1	1735.2	1092.3	0.
13	195.2	2023.8	1619.0	0.
14	199.7	4153.2	2485.8	0.
15	202.5	7079.5	3969.3	0.
REHEVICOR	205.4	72.8	6799.0	142121.

ERROR EN EL PERFIL DE TEMPERATURA = 3.9879

CORRIENTE NUMERO 3

NOMBRE DE LA CORRIENTE

TEMPERATURA , G.F. 205.38

PRESION ,PSIA. 14.70

COMPONENTE LIQUIDO FP MOL

CH2OH 1.35 .3186

H2O 50.57 .6950

CH2=O 20.84 .2864

MOLES TOTALES 72.77

PESO TOTAL ,LBS. 1978.92

PESO MOLECULAR, 21.70

ENTALPIA ,MMTU 9.90

VOL. (GAL.EST. A 60 F) 190.73

VOL. (PARRILES A 60 F) 4.54

GR. ESP. A 60 F (H2O=1) .99

DENSIDAD A 60 F., LBS/FT\*\*3 10.44

API A 60 F 11.60

VOL (VAP.EST. ,MPC ) 27.62

IMPRESION DE CADA PLATO

PLATO NO.	13		14		15		16	
COMPONENTE	LIQ	VAP	LIQ	VAP	LIQ	VAP	LIQ	VAP
UNSON	.1171	.1221	.0738	.1201	.0415	.0747	.0197	.0417
H2O	.7928	.7617	.7926	.7966	.7602	.7954	.6956	.7616
H2=O	.0301	.0543	.1336	.0847	.1982	.1310	.2864	.1975

CORRIENTE NUMERO 1

NUMERO DE LA CORRIENTE

TEMPERATURA, G.F. 536.00

PRESION, PSIA. 14.70

COMPONENTE VAPOR FR-MOL

CH3OH 38.46 .3546

H2O 49.81 .4574

CH2=O 20.40 .1881

MOLES TOTALES 108.67

PESO TOTAL, LB. 2735.70

PESO MOLECULAR, 25.22

ENTALPIA, BTU 55.91

GR. ESP. A 60 F (H2O=1) .93

DENSIDAD A CF., LB/FT\*\*3 .03

GR. ESP (AIRE=1) .67

VOL (VAP. EST., MFC) 41.16

CORRIENTE NUMERO 2

NOMBRE DE LA CORRIENTE

TEMPERATURA , G.F. 146.82

PRESION ,PSIA. 14.70

COMPONENTE LICUIDO FR MOL

CH3OH 35.59 .9963

H2O .11 .0031

CH2=O .00 .0000

MOLES TOTALES 35.70

PESO TOTAL ,LB. 1140.37

PESO MOLECULAR 31.96

ENTALPIA ,BTU 2.55

VOL. (GAL. EST. A 60 F) 172.66

VOL. (PARRILES A 60 F) 4.10

GR. ESP. A 60 F (H2O=1) .80

DENSIDAD A 60 F ,LB/FT\*\*3 41.50

API A 60 F 46.44

VOL (VAP. EST. ,MPC) 13.55

CORRIENTE NUMERO 3

NUMERO DE LA CORRIENTE

TEMPERATURA, G.F. 205.38

PRESION ,PSIA. 14.70

COMPONENTE LIQUIDO FF MOL

CH3OH 1.35 .3186

H2O 50.57 .6950

CH2=O 20.84 .2864

MOLES TOTALES 72.77

PESO TOTAL ,LB. 1578.92

PESO MOLECULAR, 21.70

ENTALPIA ,MMTU 9.90

VOL. (GAL. EST. A 60 F) 190.73

VOL. (PARRILES A 60 F) 4.54

GR. ESP. A 60 F (H2O=1) .99

DEFNSIDAD A 60 F ,LB/FT\*\*3 10.41

API A 60 F 11.00

VOL (VAP. EST. ,MPC ) 27.62

3.- Cálculo del diámetro de la torre de destilación para una producción de 18,000 Kgs./dfa de solución de formaldehído.

Datos:

Flujo Gaseoso:

	<u>KG.MOL./DIA</u>	<u>KG./DIA</u>	<u>FRACC.MOL.</u>
CH <sub>3</sub> OH	66	2115	0.03
H <sub>2</sub>	232	464	0.12
CO <sub>2</sub>	82	3590	0.04
N <sub>2</sub>	475	13314	0.24
CH <sub>3</sub> OH (reflujo)	<u>1140</u>	<u>36480</u>	<u>0.57</u>
	1995	55963	1.00

$$\bar{P}_M = 27.9$$

$$\rho_G = \frac{MP}{Rt} = 27.9 \times 1 = 0.06 \frac{\text{lb.}}{\text{ft}^3}$$

$$\rho_G = 0.06 \frac{\text{lb.}}{\text{ft}^3}$$

Donde:

- M = Peso molecular medio del flujo gaseoso.
- P = Presión (atm.)
- R = Constante de los gases (atm.)
- T = Temperatura (°K)

Flujo Líquido:

$$L = 1600 \text{ lts./hr.}$$

Distancia entre platos  $t = 20$  pulgadas

$$\text{Tensión superficial del líquido} = \sigma = 27 \frac{\text{dinas}}{\text{cm.}}$$

$$\rho_L = 53.7 \frac{\text{lb.}}{\text{ft}^3}; \bar{P}M_L = 31.6$$

La velocidad de inundación para el cálculo del diámetro de la torre de destilación, se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$VF = C_F \left[ \frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right]^{1/2} \dots \dots \dots (1)$$

En donde la constante  $C_F$  se calcula de acuerdo con:

$$C_F = \left[ a \log \frac{1}{\left( \frac{L'}{G'} \right) \left( \frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5}} + b \right] \frac{(\sigma)^{0.2}}{(20)} \dots \dots \dots (2)$$

Donde las constantes a y b son función de la relación de:

$$\frac{L'}{G'} \left( \frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5}$$

Cálculo de  $G'$ :

$$G' = 55963 \frac{\text{Kg.}}{\text{d}^2\text{a}} \times \frac{\text{d}^2\text{a}}{24 \text{ hr.}} \times \frac{2.205 \text{ lb.}}{\text{Kg.}}$$

$$G' = \frac{5141.6 \text{ lb.}}{\text{hr.}}$$

Cálculo de L':

$$L' = 1600 \frac{\text{lbs.}}{\text{hr.}} \times 0.86 \frac{\text{Kg.}}{\text{lbs.}} \times \frac{2.205 \text{ lb.}}{\text{Kg.}}$$

$$L' = 3034 \frac{\text{lb.}}{\text{hr.}}$$

Sustituyendo en la relación:

$$\frac{L'}{G'} \left( \frac{\rho G}{\rho L} \right)^{0.5} = \frac{3034}{5141.6} \left( \frac{0.06}{53.7} \right)^{0.5}$$

$$\frac{L'}{G'} \left( \frac{\rho G}{\rho L} \right)^{0.5} = 0.0197$$

De acuerdo con este valor, las constantes a y b tienen la siguiente expresión:

$$a = 0.0041 t + 0.0135$$

$$b = 0.0047 t + 0.068$$

en donde t = 20 pulgadas (espacio entre platos)

Por lo tanto:

$$a = 0.0041 (20) + 0.0135 = 0.0955$$

$$b = 0.0047 (20) + 0.068 = 0.162$$

Sustituyendo en la ecuación (2), se tienen que:

$$C_F = \left[ (0.095 \log. \frac{1}{0.0197} + 0.162) \right] \left( \frac{27}{20} \right)^{0.2}$$

$$C_F = \left[ (0.095 \times 1.705 - 0.162) \right] (1.06)$$

$$C_F = 0.343$$

Sustituyendo este valor en la ecuación (1), tendremos:

$$V_F = 0.343 \left[ \frac{53.7 - 0.06}{0.06} \right]^{1/2}$$

$$V_F = 10.30 \frac{\text{ft}^3}{\text{seg.}}$$

la velocidad de operación es igual a 70% de la velocidad de inundación ( $V_F$ ), anteriormente calculada.

$$V_{op} = V_F \times 0.7$$

$$V_{op} = 10.3 \times 0.7 = 7.21$$

$$V_{op} = 7.21 \text{ ft}^3/\text{seg.}$$

Cálculo del gasto volumétrico para una producción de 18,000 Kgs. por día de formaldehído:

$$G_V = 55963 \frac{\text{Kg.}}{\text{día}} \times \frac{2.205 \text{ lb.}}{\text{Kg.}} \times \frac{\text{día}}{24 \text{ hf.}} \times \frac{\text{hf.}}{3600 \text{ seg.}}$$

$$G_V = \frac{1.428 \text{ lbs.}}{\text{seg.}} \times \frac{1}{0.06} \frac{\text{ft.}^3}{\text{lbs.}}$$

$$G_V = 23.8 \frac{\text{ft}^3}{\text{seg.}}$$

Cálculo del Area:

$$A_n = \frac{G_V}{V_{op}} \dots \dots \dots (3)$$

En donde:

- $A_n$  = Area para flujo de gas (ft.<sup>2</sup>)
- $V_{op}$  = Velocidad de operación (ft.<sup>3</sup>/seg.)
- $G_v$  = Gasto volumétrico gaseoso (ft.<sup>3</sup>/seg.)

Sustituyendo en la ecuación (3) tendremos:

$$A_n = \frac{23.8}{8.21} = 3.3 \text{ ft.}^2$$

$$A_n = 3.3 \text{ ft.}^2$$

Cálculo del Area total:

$$A_t = A_n + A_t \dots \dots \dots (4)$$

En donde:

- $A_n$  = Area para flujo de gas
- $A_t$  = Area de la bajada del líquido al siguiente plato.

Sustituyendo en la ecuación (4) tenemos que:

$$A_t = 3.3 - 3.3 \times 0.3$$

$$A_t = 4.3 \text{ ft.}^2$$

Cálculo del diámetro:

$$A_t = 0.785 \, d^2$$

Por lo tanto:

$$D = \left( \frac{A_t}{0.785} \right)^{1/2}$$

$$D = \left( \frac{4.3}{0.785} \right)^{1/2}$$

$$D = 2.34 \text{ fl.} \times \frac{30.40 \text{ cm.}}{\text{fl.}}$$

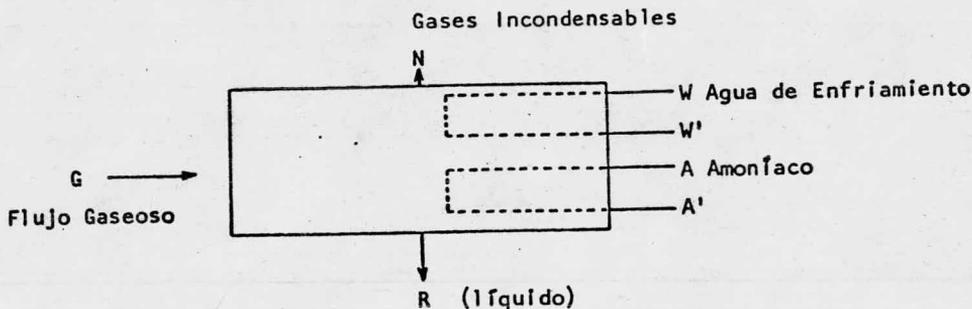
Por lo tanto:

$$D = 71.0 \text{ cm.}$$

El diámetro de la torre instalada es de 112 cm.

4.- Balance de Energía en el Sistema de Condensación de Reflujo, para unas producciones de 15,000 Kgs./día y 18,000 Kgs./día de solución de formaldehído.

Diagrama:



Los flujos tienen las siguientes composiciones:

G	}	$N_G$ CH <sub>3</sub> OH	1195.06	Kg.mol./día
		$N_G$ CO <sub>2</sub>	67.09	"
		$N_G$ H <sub>2</sub>	193.29	"
		$N_G$ N <sub>2</sub>	396.15	"
		Temperatura	81°C	
R	}	$N$ CH <sub>3</sub> OH	1195.06	Kg.mol./día
		TEMPERATURA	40°C	
N	}	$N_{N,H_2}$	193.29	Kg.mol./día
		$N_{N,N_2}$	396.15	"
		$N_{N,CO_2}$	67.9	"
		TEMPERATURA	40°C	
W	}	$M_W, H_2O$	70666	Kg.mol./día
		TEMPERATURA	16°C	
W'	}	$M_W, H_2O$	70666	Kg.mol./día
		TEMPERATURA	23.1°C	

Capacidad de la máquina de enfriamiento de Amoníaco:

$$Q_A = 2.32 \times 10^6 \frac{\text{Kcal.}}{\text{día}}$$

Considerando este proceso continuo en régimen permanente:

$$Q \text{ entrada} = Q \text{ salida}$$

Haciendo un balance de calor, tenemos las siguientes ecuaciones:

$$h_G M_G + h_W M_W + h_A M_A = h_N M_N + h_R M_R + h_{W'} M_{W'} + h_{A'} M_{A'}$$

Por lo tanto:

$$Q_G + Q_W + Q_A = Q_N + Q_R + Q_{W'} + Q_{A'} \dots\dots\dots (1)$$

Desarrollando la entalpía de cada corriente tenemos:

$$h_G = Y_{G, CH_3OH} \int_{t_{base}}^{t_G} C_{p, CH_3OH} dt + Y_{G, CO_2} \int_{t_{base}}^{t_G} C_{p, CO_2} dt + Y_{G, N_2} \int_{t_{base}}^{t_G} C_{p, N_2} dt$$

$$dt + Y_{G, H_2} \int_{t_{base}}^{t_G} C_{p, H_2} dt \dots\dots\dots (2')$$

$$h_R = C_{p, CH_3OH} (t_R - t_{base}) \dots\dots\dots (3)$$

$$h_N = Y_{N, H_2} \int_{t_{base}}^{t_N} C_{p, H_2} dt + Y_{N, CO_2} \int_{t_{base}}^{t_N} C_{p, CO_2} dt + Y_{N, N_2} \int_{t_{base}}^{t_N} C_{p, N_2} dt \dots \dots \dots (4)$$

$$h_W = \int_{t_{base}}^{t_W} C_{p, H_2O} dt = C_{p, H_2O} (liq.) (t_W - t_{base}) \dots \dots \dots (5)$$

$$h_{W'} = C_{p, H_2O} (liq.) (t_{W'} - t_{base}) \dots \dots \dots (6)$$

$$h_{A'} M_{A'} - h_A M_A = Q_A$$

Pero  $Q_A$  es el calor cedido por la máquina de enfriamiento de amoníaco.

Por lo cual:

$$h_{A'} M_{A'} - h_A M_A = -2.32 \times 10^6 \text{ Kcal./día}$$

Calores específicos de los componentes:

$$C_{p, H_2} (g) = 6.95 - 0.045 \times 10^{-2} t \quad \text{cal./gr. mol.}^\circ K$$

$$C_{p, N_2} (g) = 6.5 + 0.001 t \quad \text{"}$$

$$C_{p, CH_3OH} (v) = 4.55 + 2.18 \times 10^{-2} t \quad \text{"}$$

$$C_p \text{ CO}_2 = 5.3 + 1.4 \times 10^{-2} t \quad \text{cal./gr.mol.}^\circ\text{K}$$

$$C_p \text{ CH}_3\text{OH (L)} = 0.6 \text{ cal./gr.}^\circ\text{C}$$

$$C_p \text{ H}_2\text{O} = 1.0 \text{ cal./gr.}^\circ\text{C}$$

Las entalpías están dadas en:

$$h = \frac{\text{cal.}}{\text{gr.mol.}} ; h' = \frac{\text{cal.}}{\text{gr.}}$$

La entalpía del flujo G; tiene la siguiente expresión:

$$h_G = Y_{G,\text{CH}_3\text{OH}} h_{G,\text{CH}_3\text{OH}} + Y_{G,\text{CO}_2} h_{G,\text{CO}_2} + Y_{G,\text{H}_2} h_{G,\text{H}_2} + Y_{G,\text{N}_2} h_{G,\text{N}_2} \dots (7.)$$

Entalpía en el flujo W:

$$h_W = C_p \text{ H}_2\text{O (L)} \Delta T$$

$$h_W = 1 \times (t_W - t_{\text{base}})$$

$$\text{Donde } t_{\text{base}} = t_W$$

Por lo tanto:

$$h_W = 0$$

Entalpía en el flujo W':

$$h_{W'} = C_p \text{ H}_2\text{O (L)} (t_{W'} - t_W)$$

$$h_W - h_{W'} = 1 (t_{W'} - t_W)'$$

El valor de la entalpía del metanol se obtiene de la siguiente manera:

$$h_{G, CH_3OH} = C_{p, CH_3OH} (L) \int_{t_{base}}^{t_{eb}} dt + \lambda$$

Donde:

$\lambda$  = Calor latente de vaporización

$$\lambda_{CH_3OH} = 8653 \text{ cal./gr.mol.}$$

$$\lambda_{CH_3OH} = 8653 \frac{\text{cal.}}{\text{gr.mol.}} \times \frac{\text{gr/mol.}}{32 \text{ gr.}} = 270.4 \frac{\text{cal.}}{\text{gr.}}$$

Sustituyendo valores tenemos que:

$$h_{G, CH_3OH} = 0.6 \times 32 (58-40) + 270.4 \times 32 + \sqrt{\frac{81 + 273}{58 + 273}} 4.55 + 2.18 \times 10^{-2}$$

$$h_{G, CH_3OH} = 345.6 + 8640 + 4.55 (354-331) + \frac{2.18}{2} \times 10^{-2} (354^2 - 331^2)$$

$$h_{G, CH_3OH} = 345.6 + 8640 + 104.65 + 171.7$$

$$h_{G, CH_3OH} = 9262 \text{ cal./gr.mol.}$$

La entalpía del  $CO_2$  será:

$$h_{G, CO_2} = \int_{t_{base}}^{t_G} C_{p, CO_2} dt ; \text{ donde } t_{base} = t_N$$

$$h_{G, CO_2} = \int_{293}^{354} (5.3 + 1.4 \times 10^{-2}) dt$$

$$h_{G, CO_2} = 5.3 (354 - 293) + \frac{1.4}{2} \times 10^{-2} (354^2 - 293^2)$$

$$h_{G, CO_2} = 323.3 + 27.6$$

$$h_{G, CO_2} = 599 \text{ cal./gr.mol.}$$

La entalpia de H<sub>2</sub> será:

$$h_{G, H_2} = \int_{t_{base}}^{t_G} C_{p H_2} dt$$

$$h_{G, H_2} = \int_{293}^{354} (6.95 - 0.045 \times 10^{-2}) dt$$

$$h_{G, H_2} = 6.95 (354 - 293) - 0.045 \times 10^{-2} (354^2 - 293^2)$$

$$h_{G, H_2} = 415 \text{ cal./gr.mol.}$$

La entalpia del N<sub>2</sub> será:

$$h_{G, N_2} = \int_{t_{base}}^{t_G} C_{p N_2} dt$$

$$h_{G,N_2} = \frac{354}{293} (6.5 + 0.001 dt)$$

$$h_{G,N_2} = 6.5 (354 - 293) + \frac{0.001}{2} (354^2 - 293^2)$$

$$h_{G,N_2} = 416.2 \text{ cal./gr.mol.}$$

Sustituyendo valores en la ecuación ( 7 ) tenemos que:

$$Q_G = N_G \left( \sum_{j=1}^S Y_j h_j \right)$$

$$Q_G = \sum_{j=1}^S N_G Y_j h_j$$

$$Q_G = 1195.06 \times 9262 + 67.09 \times 599 + 193.29 \times 415 + 396.15 \times 416.2$$

$$Q_G = 1.135 \times 10^7 \text{ Kcal./día}$$

Cálculo del calor en el flujo (W):

$$Q_W = M_W h_W = N_W h_W$$

$$\frac{M_W}{M_W} = N_W ; N_W = 70666 \text{ Kg.mol./día}$$

$$\frac{M_W}{M_W}$$

$$h_W = C_{p, H_2O} \Delta t = 1 (t_{W1} - t_{base})$$

Donde:

$$t_{W1} = t_{base}$$

Por lo cual:

$$h_W = 0 ; Q_W = 0$$

$$h_{W1} = 1 (t_{W1} - 16)$$

$$h_{W1} = (t_{W1} - 16) \times 18$$

Por lo tanto sustituyendo en  $Q_{W1}$ , tenemos que:

$$Q_{W1} = 70666 (t_{W1} - 16) \times 18$$

$$Q_{W1} = 1.27 \times 10^6 (t_{W1} - 16) \frac{\text{Kcal.}}{\text{día}}$$

Cálculo del calor en el flujo (R):

$$Q_R = N_R \left( \sum_{j=1}^S Y_j h_j \right)$$

$$Q_R = \sum_{j=1}^S N_R Y_j h_j$$

$$Q_R = N_{R, CH_3OH} h_{R, CH_3OH}$$

La entalpía del metanol líquido en el flujo (R) es:

$$h_{R, CH_3OH} = C_{p, CH_3OH} (L) (t_R - t_{base})$$

$$h_R, \text{CH}_3\text{OH} = 0.6 \times 32 (40-40)$$

Por lo tanto:

$$h_R = 0 ; Q_R = 0$$

El cálculo del calor en el flujo N es:

$$Q_N = N_{N, N_2} h_{N, N_2} + N_{N, H_2} h_{N, H_2} + N_{N, CO_2} h_{N, CO_2}$$

$$h_{N, N_2} = \frac{C_{pN_2}}{t_{base}} \int_{t_{base}}^{t_N} dt = \frac{293}{(a + bt) dt} \int_{293}^{293} dt$$



Ya que  $t_{base} = t_N$

Por lo cual:

$$h_{N, N_2} = 0 ; Q_N = 0$$

Sustituyendo los valores obtenidos anteriormente en la ecuación (I), tenemos que:

$$1.135 \times 10^7 - 2.32 \times 10^6 = 1.27 \times 10^6 (t_{W1} - 16)$$

Despejando  $t_{W1}$ , tenemos:

$$t_{W1} = \frac{1.135 \times 10^7 - 2.32 \times 10^6}{1.27 \times 10^6} + 16$$

$$t_{W1} = 23.1^\circ\text{C}$$

La cual es la temperatura del agua a la salida de los condensadores:

Teniendo la temperatura de salida en los condensadores podemos calcular el calor transferido en este equipo:

$$Q_t = Q_{N H_3} + Q_{H_2O}$$

Donde:

$$Q_{N H_3} = 2.32 \times 10^6 \text{ Kcal./día}$$

$$Q_{H_2O} = M_{H_2O} (C_p) \Delta t = 1.27 \times 10^6 (1) (23.1 - 16)$$

Sustituyendo valores tenemos:

$$Q_t = 2.32 \times 10^6 + 1.27 \times 10^6 (1) (7.1)$$

$$Q_t = 1.133 \times 10^7 \text{ Kcal./día}$$

El procedimiento para efectuar el balance de energía en el sistema de Condensación, para una producción de 18,000 Kgs. /día de solución de formaldehído es similar al descrito para una producción de 15,000 Kgs. por día, siguiendo los mismos pasos y considerando el balance de materia para esta producción, se calcula que la temperatura del agua de enfriamiento a la salida de los condensadores, utilizando el mismo sistema de condensación, es de 23.2°C, con esta temperatura en la salida del agua de enfriamiento, se tiene que el calor transferido durante la condensación del refiujo es igual a:

$$Q_t = 1.14 \times 10^7 \text{ Kcal./día}$$

V.- FACTORES LIMITANTES  
Y CONCLUSIONES

---

Se presenta un análisis de las partes y equipos principales que componen el proceso de producción de solución de formaldehído a partir de alcohol metílico; con la finalidad de cuantificar los cambios y modificaciones requeridas para incrementar en un 20% la producción actual, es decir de 15,000 Kg./día a 18,000 Kg./día.

Para el mezclado y acondicionamiento de materias primas, lo cual comprende la obtención de una mezcla metanol-aire en fase gaseosa, a una temperatura de 80°C, el suministro tanto del aire como del alcohol metílico para incrementar la producción, no es factor limitante, ya que la cantidad de aire requerida para una producción de 15,000 Kg./día es de 498 m<sup>3</sup>/hr., y la cantidad de aire requerido para una producción de 18,000 Kg./día es de 597 m<sup>3</sup>/hr. De acuerdo con la curva de operación del soplador de desplazamiento positivo marca Roots, modelo AF-710, que se tiene instalado, para una diferencia de presiones entre la entrada y la salida de 25 cm. de Hg., se tiene un gasto de aire de 498 m<sup>3</sup>/hr. a 600 r.p.m. Para la misma diferencia de presiones en el aire trabajando a 700 r.p.m., se obtiene un gasto de 597 m<sup>3</sup>/hr. La capacidad máxima de este soplador es de 900 m<sup>3</sup>/hr. a 925 r.p.m. Por lo tanto, el suministro de aire no es un factor limitante para el aumento de la capacidad.

La alimentación del alcohol metílico al proceso se efectúa por gravedad desde una altura de 12 metros en una tubería de 5 cm. de diámetro nominal, dándonos una presión hidrostática de 70.4 cm. de Hg., suficiente para vencer la presión interna de la cámara de mezcla con el aire.

El tanque de almacenamiento del metanol se alimenta mediante una bomba centrífuga, la cual se opera intermitentemente. El incremento en la cantidad de metanol que se requiere bombear se satisface con los tiempos muertos de esta bomba al incrementarse la producción.

El número de tubos requeridos en el sistema de evaporación para -

una producción de 18,000 Kg./día de solución de formaldehído es de 192 - tubos, lo que representa un 20% más del área actual, siendo este un factor limitante para aumentar la capacidad de esta planta. El 20% de área faltante, se puede suplir instalando un sobrecalentador en la salida del sistema de evaporación de la mezcla metanol-aire con el fin de aumentar la temperatura de la mezcla gaseosa hasta los 80°C requeridos.

Se sabe que cada reactor del sistema reaccionante donde se efectúa la reacción catalítica de óxido-reducción, es capaz de transformar aproximadamente 1,500 Kg./día de formaldehído en solución con lo cual dicho sistema reaccionante no representa un factor limitante en el incremento de la producción, ya que se cuenta con un banco de reactores.

Comparando el diámetro de la torre de destilación instalada para una producción de 15,000 Kg./día de solución de formaldehído, con el diámetro obtenido para una producción de 18,000 Kg./día, se nota claramente que la torre de destilación instalada no es un factor limitante para el incremento de la producción hasta en más de un 20%.

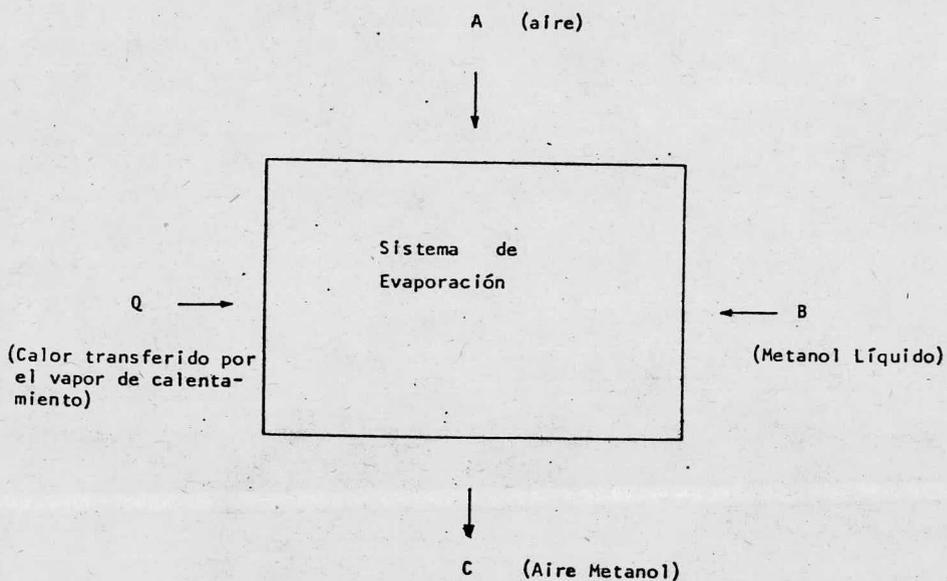
Si se compara la cantidad de calor transferido en el sistema de condensación en las producciones de 15,000 Kg./día y 18,000 Kg./día de solución de formaldehído, se observa que el equipo instalado para condensar el reflujo de la torre de destilación para una producción de 15,000 Kg./día, se puede utilizar sin alteraciones en su área y gasto de agua de enfriamiento al aumentar la producción a 18,000 Kg./día, ya que la temperatura de salida del agua de enfriamiento se incrementa en este equipo en solamente 0.1°C. Se consideró que el coeficiente global de transferencia de calor y el gradiente de temperatura, permanecen constantes para un aumento en el gasto correspondiente al aumento de la producción, de aquí que se consideraron iguales para los cálculos de las producciones de 15,000 y 18,000 Kg./día de solución de formaldehído.

En realidad, es un hecho que todo el equipo de producción de formaldehído a partir de la oxidación-reducción de la mezcla metanol-aire instalada para una producción de 15,000 Kg./día, cumple al aumentar la capacidad de producción en un 20% y solo se requiere el aumento en los servicios y la capacidad de almacenamiento para la materia prima y el producto final.

APENDICES

## APENDICE (I)

Balance de calor en el sistema de evaporación para una producción de 18,000 Kg./día.



Los flujos tienen la siguiente composición:

A	{	$M_A$	-	724	Kg./hr.
		$G_a A$	-	1.0	Kg./hr.
		$t_A$	-	40°C	

$$B \left\{ \begin{array}{l} M_B = 557 \text{ Kg./hr.} \\ G_{m,B} = 1.0 \text{ Kg./hr.} \\ t_B = 22^\circ\text{C} \end{array} \right.$$

$$C \left\{ \begin{array}{l} M_C = 1281 \text{ Kg./hr.} \\ G_{A,C} = 0.57 \text{ Kg./hr.} \\ G_{m,C} = 0.43 \text{ Kg./hr.} \\ t_C = 72^\circ\text{C} \end{array} \right.$$

Los valores de las entalpias son:

$$H_C = 132 \text{ cal./gr.}$$

$$H_A = 12.2 \text{ cal./gr.}$$

$$H_B = 1.9 \text{ cal./gr.}$$

Sustituyendo valores en la siguiente ecuación:

$$Q_{\text{trans}} = M_C H_C - M_A H_A - M_B H_B$$

Tendremos que:

$$Q_{\text{trans}} = 1.281 \times 10^6 (132) - 7.24 \times 10^5 (12.2) - 5.57 \times 10^5 (-1.9)$$

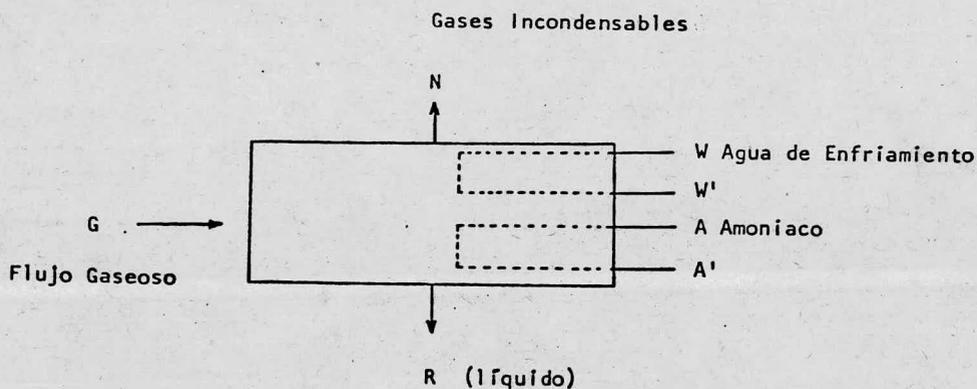
$$Q_{\text{trans}} = 1.69092 \times 10^8 - 8.832 \times 10^6 - 1.058 \times 10^6$$

$$Q_{\text{trans}} = 1.613 \times 10^8 \text{ cal./hr.}$$

## APENDICE ( I I )

Balance de energía en los condensadores de reflujo, para una producción de 18,000 Kg./dfa de solución de formaldehído.

Diagrama:



Los flujos tienen la siguiente composición:

G	{	$N_G, CH_3OH$	=	1208	Kgmol./día
		$N_G, CO_2$	=	81.6	"
		$N_G, H_2$	=	232.1	"
		$N_G, N_2$	=	475.5	"
		TEMPERATURA	=	81°C	

R	{	$N_R, CH_3OH$	=	1208	Kg.mol./día
		$Y_R, CH_3OH$	=	1.0	"
		TEMPERATURA	=	40°C	

N	{	$N_N, H_2$	=	232.1	Kg.mol./día
		$N_N, N_2$	=	475.5	"
		$N_N, CO_2$	=	81.6	"
		TEMPERATURA	=	40°C	

<del>M</del> W	{	$M_W, H_2O$	=	70666	Kg.mol./día
		TEMPERATURA	=	16°C	

$$W' \begin{cases} M_{W'} \text{ H}_2\text{O} & = & 70666 & \text{Kg.mol./día} \\ \text{TEMPERATURA} & = & 23.2^\circ\text{C} \end{cases}$$

Capacidad de la máquina de enfriamiento de amoníaco:

$$Q_A = 2.32 \times 10^6 \frac{\text{Kcal.}}{\text{día}}$$

Los valores de las entalpías en el flujo G:

$$N_{G, \text{CH}_3\text{OH}} = 9262 \text{ cal./gr.mol.}$$

$$N_{G, \text{CO}_2} = 599 \text{ cal./gr.mol.}$$

$$N_{G, \text{H}_2} = 415 \text{ cal./gr.mol.}$$

$$N_{G, \text{N}_2} = 416 \text{ cal./gr.mol.}$$

Como se trata de un proceso continuo, en régimen permanente tendremos:

$$Q \text{ entrada} = Q \text{ salida}$$

Mediante el balance de calor, se tiene la siguiente ecuación:

$$h_G M_G + h_W M_W + h_A M_A = h_N M_N + h_R M_R + h_{W'} M_{W'} + h_{A'} M_{A'}$$

ó:

$$Q_G + Q_W + Q_A = Q_N + Q_R + Q_{W'} + Q_{A'} \dots\dots\dots (1)$$

La entalpía del flujo G, tiene la siguiente expresión:

$$h_G = Y_{G,CH_3OH} h_{G,CH_3OH} - Y_{G,CO_2} h_{G,CO_2} - Y_{G,H_2} h_{G,H_2} - Y_{G,N_2} h_{G,N_2}$$

Por lo tanto el calor asociado con el flujo (G) es igual a:

$$Q_G = N_G \left( \sum_{j=1}^S Y_j h_j \right)$$

$$Q_G = \sum_{j=1}^S N_G Y_j h_j \dots\dots\dots ( )$$

Sustituyendo valores en la ecuación ( ) tenemos que:

$$Q_G = 1208 \times 9262 - 81.6 \times 599 - 232.1 \times 415 - 475.5 \times 416$$

$$Q_G = 1.153 \times 10^7 \text{ Kcal./día}$$

Cálculo del calor en el flujo W Y W':

$$Q_W = M_W h_W = N_W h_W$$

$$\frac{M_W}{M_W} = N_W = \frac{1'272,000}{18} = 70,666 \frac{\text{Kg.mol.}}{\text{día}}$$

$$h_W = C_{p,H_2O} \Delta T = 1 (t_W - t_{base})$$

en donde:  $t_W = t_{base}$ , por lo tanto:---

$$h_W = 0 ; Q_W = 0$$

$$Q_{W1} = M_{W1} h_{W1}$$

Dando la entalpía es:

$$h_{W1} = 1 (t_{W1} - 16) \times 18 \text{ cal./gr.mol.}$$

Por lo tanto:

$$Q_{W1} = 70,666 (t_{W1} - 16) \times 18$$

$$Q_{W1} = 1.27 \times 10^6 (t_{W1} - 16) \text{ Kcal./día}$$

Cálculo del calor en el flujo R:

$$Q_R = N_R \sum_{j=1}^S Y_j h_j = \sum_{j=1}^S N_R Y_j h_j$$

$$Q_R = N_R \sum_{j=1}^S Y_j h_j = \sum_{j=1}^S N_R Y_j h_j$$

$$Q_R = N_{R,CH_3OH} h_{R,CH_3OH}$$

La entalpía será:

$$h_{R,CH_3OH} = C_p CH_3OH(L) (t_R - t_{base})$$

$$h_{R,CH_3OH} = 0.62 \times 32 (40-40)$$

$$h_{R,CH_3OH} = 0; Q_R = 0$$

Cálculo del calor en el flujo N:

$$Q_N = N_{N,N_2} h_{N,N_2} + N_{N,H_2} h_{N,H_2} + N_{N,CO_2} h_{N,CO_2}$$

La entalpía es:

$$h_{N,N_2} = \int_{t_{base}}^{t_N} C_p N_{N,N_2} dt = \int_{293}^{293} (a - bt) dt$$

Donde  $t_{base} = t_N$  ; por lo tanto:

$$h_{N,N_2} = 0; \quad Q_N = 0$$

Sustituyendo los valores de los calores obtenidos anteriormente en la ecuación (1) se tiene que:

$$1.153 \times 10^7 - 2.32 \times 10^6 = 1.27 \times 10^6 (t_{W1} - 16)$$

Despejando  $t_{W1}$  se tiene que:

$$t_{W1} = \frac{1.153 \times 10^7 - 2.32 \times 10^6}{1.27 \times 10^6} + 16$$

$$t_{W1} = 7.2 + 16 = 23.2^\circ\text{C}$$

Que es la temperatura del agua de enfriamiento a la salida de los condensadores de reflujo para el caso de una producción de 18,000 Kg./día.

Con la temperatura obtenida, se puede calcular el calor transferido en este equipo:

$$Q_t = Q_{N H_3} + Q_{H_2O} \dots\dots\dots (3)$$

en donde:

$$Q_{N H_3} = 2.32 \times 10^6 \text{ Kcal./día}$$

$$Q_{H_2O} = M_{H_2O} C_p \cdot t$$

$$Q_{H_2O} = 1.27 \times 10^6 (1) (23.2 - 16)$$

$$Q_{H_2O} = 9.144 \times 10^6$$

Sustituyendo en la ecuación (3) tenemos:

$$Q_t = 2.32 \times 10^6 - 9.144 \times 10^6$$

$$Q_t = 1.46 \times 10^7 \text{ Kcal./día}$$

BIBLIOGRAFIA.

## BIBLIOGRAFIA

- 1.- J. Frederic Walker, Formaldehyde, 3a. Edición  
Reinhold Publishing Corporation.
- 2.- John H. Perry's, Chemical Engineers Handbook  
4a. Edición, McGraw-Hill Chemical Engineering  
Series.
- 3.- Robert E. Treybal, Mass-Transfer Operations  
2a. Edición, McGraw-Hill.
- 4.- Frank Kreilton; Principles of Heat Transfer, 2a.  
Edición International Textbook Company.
- 5.- Warren L. McCabe y Julian C. Smith  
Operaciones Básicas de Ingeniería Química  
México, 1969 Editorial Reverté.
- 6.- Alan S. Foust, Leonhard A. Wenzel.  
Principios de Operaciones Unitarias.  
C.E.C.S.A. 3a. Edición, México 1969
- 7.- Howard F. Rase, M. H. Barrow.  
Project Engineering of Process Plants  
New York. John Wiley & Sons, Inc.  
6a. Edición, 1967
- 8.- Robert T. Morrison and Robert N. Boyd.  
Organic Chemistry  
Allyn and Bacon, Inc.  
Boston. 2a. Edición, 1968