

300618

4
29



UNIVERSIDAD LA SALLE

ESCUELA DE QUIMICA

Incorporada a la U. N. A. M.

**EVALUACION ECONOMICA DE UN PROYECTO
PARA PRODUCIR FORMOL A PARTIR DE
DIMETIL-ETER**

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:

INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A

ARNOLDO MARTINEZ PEREZ

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

MEXICO, D. F.

1985



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis 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.

INDICE

	pag.
INTRODUCCION	1
CAPITULO I .- GENERALIDADES	
I.1 .- OBJETIVO	3
I.2 .- METODOLOGIA	4
I.3 .- ANTECEDENTES	5
CAPITULO II .- EL FORMALDEHIDO Y EL FORMOL	
II.1 .- DESCRIPCION	17
II.2 .- HISTORIA	18
II.3 .- PROPIEDADES FISICAS Y QUIMICAS	19
II.4 .- EL FORMOL	27
II.5 .- USOS	30
II.6 .- MANEJO, TRANSPORTE Y FACTORES DE SEGURIDAD	32
CAPITULO III .- DESARROLLO DEL PROCESO DE PRODUCCION A PARTIR DE DME	
III.1 .- DESCRIPCION Y DIAGRAMA DE FLUJO	33
III.2 .- BALANCE DE MATERIA UNITARIO	36
III.3 .- DIAGRAMA DE INGENIERIA	39
III.4 .- DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPO PRINCIPAL	41
CAPITULO IV .- ANALISIS DE MERCADO	
IV.1 .- OFERTA	57
IV.2 .- DEMANDA	58
IV.3 .- IMPLICACIONES PARA EL PROYECTO	60

CAPITULO V .- EVALUACION ECONOMICA

V.1 .-	ESTIMACION DEL COSTO DE INVERSION	66
V.2 .-	ESTIMACION DEL COSTO DE OPERACION	70
V.3 .-	PROYECCIONES FINANCIERAS	72
V.4 .-	DETERMINACION DE LA RENTABILIDAD	79
V.5 .-	ANALISIS DE SENSIBILIDADES	83
CAPITULO VI .- CONCLUSIONES		85
BIBLIOGRAFIA		87
INDICE DE FIGURAS Y CUADROS		89

INTRODUCCION

Como resultado de la ejecución de los planes de desarrollo concebidos por el Poder Ejecutivo Federal durante el sexenio anterior, específicamente el Plan Nacional de Desarrollo Industrial (P.N.D.I.) y el Plan Global de Desarrollo (P.G.D.), y con el propósito de que México no sólo sea autosuficiente en la producción de insumos para industrias de gran importancia como lo es la petroquímica, sino que también pueda exportar volúmenes significativos de productos derivados del petróleo y del gas natural obteniendo así un mayor valor agregado de sus elevadas reservas de dichos hidrocarburos, la empresa paraestatal Petróleos Mexicanos (PEMEX), para quién están reservadas las actividades que van desde la extracción de crudo y gas hasta la producción de petroquímicos básicos, ha desarrollado distintos proyectos, tanto de expansión de unidades existentes como de construcción de nuevas plantas y complejos petroquímicos entre los que destacan el de La Cangrejera, Ver., el de Pajaritos, Ver., y el de Morelos, Ver.

Así el metanol, petroquímico obtenido del gas natural, insumo básico para la industria de las resinas sintéticas y posible sustituto del tetraetilo de plomo en las gasolinas para motores, se dejó de importar desde 1979 al ampliarse la capacidad de las instalaciones de San Martín Texmelucan, Pue. de 21 500 toneladas anuales a 171 500 toneladas anuales. Existe además un proyecto de 825 000 toneladas anuales para producir metanol en Cosoleacaque, Ver., el cual actualmente se halla en etapa de ingeniería. Este último corresponde a la relocalización de una de las dos plantas planeadas de 825 000 toneladas anuales para Laguna del Ostión, Ver., por lo que es probable que PEMEX comience en breve la evaluación de la otra unidad. El año para el que se tiene programado el inicio de operaciones en Cosoleacaque es 1990.

Ahora bien, durante la producción de metanol se obtiene como subproducto aproximadamente un 2 % en peso de dimetil-éter (DME), el cual es actualmente empleado en mezclas de combustibles o desechado a la atmósfera. Cantidades mínimas de DME se requieren en la producción de sulfuro de metilo y en la fabricación de aerosoles.

En el presente trabajo se propone la utilización de una parte del DME que se habrá de obtener en la producción de metanol, una vez que hayan iniciado operaciones las unidades citadas. Para ésto se tiene como punto de partida el trabajo publicado en la revista "Hydrocarbon Processing" (1), en el que los autores (miembros de la firma japonesa Akita Petrochemical Co., Ltd., de Tokio, Japón) describen como producir formaldehído empleando como materia prima DME en vez de metanol, mediante la selección de un catalizador adecuado, lográndose rendimientos comparables a los obtenidos cuando se emplea metanol como materia prima.

En Japón, la firma mencionada ha construido una planta para producir formol mediante este proceso. Un proyecto similar parece viable en México, dado que la disponibilidad de DME será similar a la existente en Japón. En este estudio se pretende realizar un análisis de factibilidad técnico-económico, para instalar en México una planta de formol a partir de DME, tomando en consideración la premisa de que deben emplearse en forma más racional los recursos naturales y económicos de que dispone y dispondrá el País.

(1) Hydrocarbon Processing, Nov. 1966, Vol. 45, Núm. 11, pages. 195 y 196.

CAPITULO I .-

GENERALIDADES

I.1 .- OBJETIVO

El presente trabajo constituye un estudio de factibilidad técnica y económica para instalar en México una planta destinada a la producción de formol, empleando como materia prima DME (dimetil-éter) en vez de metanol.

Específicamente se tiene como finalidad determinar si el proyecto resulta rentable ante distintos supuestos del precio de la materia prima (DME), dado que por ser esta última un producto que en México no se comercializa, carece de un precio de venta. Asimismo se busca determinar los factores de mayor impacto en la factibilidad del proyecto, ya sean de tipo técnico o económico.

Para lo anterior es necesario proporcionar el soporte adecuado a cada una de las bases para la evaluación. Conviene por lo tanto incluir capítulos en los que se traten aspectos puramente técnicos sobre el proceso (balances de materia y energía, dimensionamiento de equipos principales) y capítulos en los que se profundice en aspectos económicos (análisis del mercado, análisis de disponibilidad de insumos).

I.2 .- METODOLOGIA

La recopilación de la información base para la elaboración del trabajo se efectuó consultando diversas publicaciones especializadas en cada area, como por ejemplo el Anuario de la Asociación Nacional de la Industria Química (A.N.I.Q.) y las Memorias de Labores de PEMEX. Alguna información se obtuvo por consulta directa al personal de instituciones públicas (PEMEX y A.N.I.Q.)

Para la proyección de variables económicas en que se basa la evaluación financiera, se consideraron los resultados que arroja el modelo econométrico Diemex-Wharton, perteneciente a la Wharton Econometric Forecasting Assoc. de E.U.A., por ser el único que maneja proyecciones congruentes con la política económica adoptada por el gobierno a largo plazo.

Los aspectos técnicos parten de la información disponible acerca del proceso, la cual está limitada al artículo de Hydrocarbon Processing citado en la introducción. Con tal información se elaboró un balance de materia y energía y se dimensionaron los equipos principales de acuerdo a criterios adecuados. No existe información sobre el proceso mas amplia ni reciente, ya que la disponibilidad de DME generalmente ha sido limitada, y con ello las condiciones para que el proceso sea útil.

La determinación de la rentabilidad se llevó a cabo mediante proyecciones financieras a pesos corrientes, las cuales sirven de base para aplicar los criterios más comunmente empleados en la medición de rentabilidades de proyectos de inversión:

- Valor Presente Neto (V.P.N.)
- Tasa Interna de Retorno (T.I.R.)
- Periodo de Recuperación de Inversión Descuento.

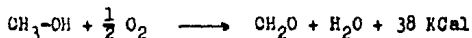
Para la elaboración de tales proyecciones financieras se se leccionó el criterio de "evaluación marginal". Esto implica que se debe buscar únicamente la medición de los beneficios adicionales (o en su caso perjuicios adicionales) que una empresa establecida o no establecida obtendría al incluir en sus actividades el proyecto en cuestión.

1.3 .- ANTECEDENTES

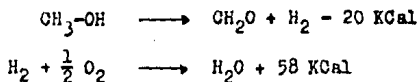
El primer proceso desarrollado para la producción de formaldehído (cuya solución acuosa se conoce como formol) consiste en la reacción de una mezcla de vapores de metanol y aire oxaliente sobre un lecho catalítico fijo metálico, generalmente de plata o de óxidos metálicos como el de fierro y el de molibdeno bajo ciertas condiciones de temperatura y presión aproximadamente igual a la atmosférica, obteniéndose formaldehído, algo de metanol y pequeñas cantidades de ácido fórmico.

Como el formaldehído debe obtenerse en solución acuosa, es necesaria la absorción en agua de los gases producidos en la reacción.

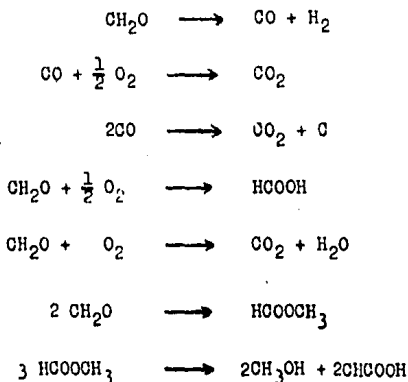
A continuación se presenta la reacción catalizada por óxidos metálicos:



La reacción catalizada por metales es la siguiente:



Además se presentan las siguientes reacciones secundarias consistentes en la degradación y/o combustión del formaldehído producido:

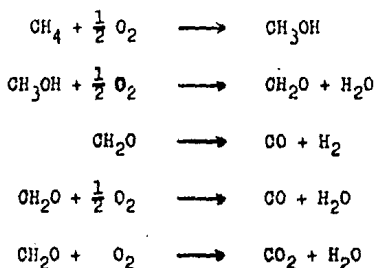


Fué en Alemania donde se comenzó la producción industrial de formaldehído mediante este tipo de procesos en 1888 y en Estados Unidos en 1901, en escala limitada.

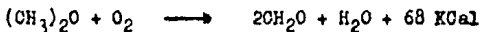
A partir de 1910, con el surgimiento de las resinas sintéticas comerciales en cuya producción el formaldehído es una materia prima, la producción de este último ha ido en gradual aumento y, paralelamente a ésto, se han desarrollado nuevos procesos, por ejemplo, la oxidación directa del gas natural y de los hidrocarburos de petróleo inferiores, básicamente propano y butano. En ambos casos la reacción es seguida de un enfriamiento repentino y de la condensación de los productos, generalmente por lavado con agua para obtener una solución cruda, que posteriormente es refinada para separar el formaldehído de los otros productos, entre los que se incluyen metanol, acetaldehído, N-propanol, isopropanol, propionaldehído, acetona, alcoholes butílicos, glicoles de 2 y 3 carbonos, tetrahidrofurano, varios

ácidos orgánicos, etc. La finalidad de este tipo de procesos no es solamente la obtención de formaldehído, sino también de acetaldehído y metanol.

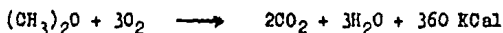
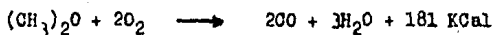
Las reacciones que se llevan a cabo durante la oxidación del metano para producir formaldehído son las siguientes:



Recientemente se han efectuado estudios sobre la manufactura de formaldehído por oxidación del dimetil-éter, ejemplo de esto son la patente alemana Núm. 413348 de la Hochster Farb y la patente japonesa Núm. 157399 de la Sumitomo Chemical. En ambos casos una mezcla de aire-éter con una concentración de DME mayor que su límite superior de explosión (18 %) se somete a oxidación catalítica en un catalizador de plata o cobre. La reacción de oxidación es la siguiente:



Además existen las reacciones secundarias que a continuación se indican:



La Akita Petrochemical Co., Ltd., de Tokio, Japón, publicó en la edición de noviembre de 1966 de la revista Hydrocarbon Processing los resultados de sus estudios sobre este tipo de reacciones cuyo objeto es aprovechar el DME coproducido en la fabricación del metanol. Empleando catalizadores de plata o cobre se obtuvieron rendimientos muy bajos, aproximadamente del 10 %, en un paso. También con un catalizador tal como el V_2O_5 los experimentos demostraron que el rendimiento de la oxidación del DME era bastante bajo (10 %). Después de experimentar con varios tipos de catalizador, se halló que el WO_3 era el catalizador mediante el cual el proceso podía ser usado en forma industrial, pues la conversión del dimetil-éter resultó del 90 - 100 % en un sólo paso. (En base al dimetil-éter alimentado esto significa un rendimiento del 70 - 80 %).

El cuadro # 1 muestra una relación de los diferentes procesos desarrollados para la obtención de formaldehído, indicando las materias primas y catalizadores empleados así como las operaciones llevadas a cabo en cada uno de ellos.

Cuadro # 1 .- Procesos existentes para la producción de formaldehído

PROCESO	MAT. PRIMA	CATALIZADOR	OPERACIONES EFECTUADAS
Imperial Chemical Industries	Metanol Aire	Cristales de plata	Vaporización de la mezcla metanol-aire. Calentamiento y dilución de la mezcla en vapor de agua. Reacción en reactor de lecho catalítico con recuperación del calor de reacción. Condensación de los gases de reacción con agua. Absorción en absorbedor de lecho empacado. Lavado en una torre de platos burbujeadores. Destilación del producto para separarlo del metanol en una columna de platos.
De Gussa	Metanol Aire en exceso	Plata	Vaporización de la mezcla aire-metanol-formaldehído. Sobrecalentamiento de la mezcla. Reacción en lecho catalítico de cristales de plata entre gases de plata, con recuperación del calor de reacción. Enfriamiento rápido de los gases de reacción en el mismo reactor mediante un arreglo especial del lecho catalítico. Absorción-lavado con agua del producto en una torre de dos secciones, la de lavado utiliza platos y la de absorción empaque. Destilación para separar el metanol del formaldehído
Uhde.	Metanol anhí- dro Aire Agua desmi-	Plata	Evaporación del metanol anhidro y mezcla con aire caliente y vapor. Reacción en reactor multitubular con lecho catalítico, con recuperación del calor de reacción. Absorción del producto en agua deionizada.

Cuadro # 1 .- Continuación

PROCESO	MAT. PRIMA	CATALIZADOR	OPERACIONES EFECTUADAS
	neralizada		Remoción del ácido fórmico mediante intercambio iónico. Destilación del producto en vacío para separar el metanol del formaldehído.
Karl-Fischer-Borden Co.	Metanol Aire	Metálico del tipo plata	Filtrado y precalentamiento del aire. Vaporización del metanol. Reacción en bancos de reactores de lecho catalítico empacado. Recuperación del calor de reacción en una caldera. Evaporación del metanol aprovechando el calor de reacción no recuperado en la caldera. Absorción mediante dos torres empacadas para separar el metanol del formaldehído, con intercambio de calor. Destilación de la solución cruda de formaldehído y el condensado de la mezcla de reacción. Ajuste de la acidez del producto mediante intercambio iónico.
Monsanto Co.	Metanol Aire	Plata	Reacción de la mezcla de vapor de metanol, vapor y aire en un reactor de lecho catalítico de <u>grana</u> los de plata. La reacción es endotérmica y el calor se obtiene quemando el hidrógeno producido. Recuperación de calor por quemado de los productos de reacción. Recuperación del formaldehído por absorción con corrientes de recirculación de su solución acuosa (-formol). Recuperación del calor de absorción.

Cuadro # 1 .- Continuación

PROCESO	MAT. PRIMA	CATALIZADOR	OPERACIONES EFECTUADAS
			Destilación y purificación por rectificación con el metanol que no reaccionó.
Phoenix Industrial Process Inc.	Metanol Aire	Oxidos de fierro y molibdeno	Compresión y precalentamiento del aire, vaporización del metanol. Reacción en reactor de tubos múltiples, con recuperación del calor producido circulando Dowterm. Absorción del formaldehído con agua refrigerada. Mezclado del producto para ajustar su concentración.
Badische Anilin & Fabrik AG	Metanol Vapor o agua desmineralizada Aire	Cristales de plata purificados electrónicamente	Evaporación-rectificación de la mezcla metanol-agua. Reacción catalítica en reactor adiabático. Enfriamiento de los gases de reacción en una caldera de calor residual cuyo calor se aprovecha en la evaporación del metanol. Absorción a contracorriente con vapor condensado en un sistema de varias torres removiendo el calor mediante un intercambiador.
Spencer Chemical Co.	Metanol Aire	Plata	Evaporación del metanol. Sobrecalentamiento del metanol. Lavado del aire con una solución de sosa en una torre empacada con eliminador de rocío y precalentamiento a vapor. Filtración de la mezcla para evitar envenenamiento del catalizador, en seguida, paso de la misma por un banco de convertidores. Paso por absorbedores primarios de columna empacada con agua a contracorriente como alimentación. Paso por absorbedor final de los vapores no condensados o absorbidos (consistente en una columna

Cuadro # 1.- Continuación

PROCESO	NAT. PRIMA	CATALIZADOR	OPERACIONES EFECTUADAS
			de platos en cascada) con vapor condensado. Destilación en una columna de rectificación. Enfriamiento del producto que sale del fondo del hervidor de la torre. Intercambio iónico para eliminar la acidez del producto.
CdF Chimie	Metanol Aire	Plata depositada sobre carbó-rundum	Vaporización de la mezcla metanol-aire. Intercambio de calor Lavado de la mezcla con la mezcla que va al reactor a contracorriente. Sobrecalentamiento de la mezcla agua-metanol-aire. Reacción catalítica recuperando el calor de los gases de salida mediante un hervidor. Paso de los gases por una torre de absorción de tres secciones. Destilación en una torre de vacío parcial.
Lummus Co.	Metanol líquido Aire	Oxidos de fierro y molibdeno	Evaporación del metano líquido (aprovechando el calor del efluente del reactor), y mezcla con el aire. Calentamiento de la mezcla (con el calor de reacción) Reacción en reactor catalítico de lecho fijo de coraza y tubos. Recuperación del formaldehído por absorción con agua desmineralizada, removiendo el calor de la torre de absorción mediante enfriadores a base de agua externos. Intercambio iónico del producto para reducir la acidez.

Cuadro # 1 .- Continuación

PROCESO	MAT. PRIMA	CATALIZADOR	OPERACIONES EFECTUADAS
Nissui Top soe	Metanol Aire	Oxidos de fierro y molibdeno	Evaporación y sobrecalentamiento del metanol. Precalentamiento de la mezcla metanol-aire con calor de una corriente efluente del reactor. Reacción catalítica en un convertidor tubular, removiendo el calor con un baño de un líquido orgánico. Paso de los gases de reacción por un condensador/hervidor generando vapor. Absorción del formaldehído en agua.
Montecatini	Metanol Aire	Oxidos de metales po livalentes	Precalentamiento de aire comprimido, aprovechando el calor de los gases de reacción. Evaporación del metanol. Calentamiento de la mezcla, aprovechando el calor de los gases de reacción. Reacción catalítica con un sistema de enfriamiento a base de aceite. Enfriamiento de los gases de reacción (este calor es el aprovechado en las operaciones antes mencionadas). Paso de los gases enfriados por una columna de absorción de platos alimentada con agua, con un sistema para remover el calor de absorción. No es necesaria la destilación para retirar el exceso de metanol ni la reducción del contenido de ácido fórmico.
Formox (Reichhold Chemical,	Metanol Gas conte- niendo oxí	Oxidos de fierro y molibdeno	Vaporización del metanol y mezcla de los gases con teniendo oxígeno, previamente calentado. Reacción en un sólo paso por un reactor multitubular de lecho fijo, con remoción del calor me-

Cuadro # 1 .- Continuación

PROCESO	MAT. PRIMA	CATALIZADOR	OPERACIONES EFECTUADAS
Inc.)	geno (en ex - ceso este - quiométrico)	(cataliza - dor Formox, m. r. de la misma cia.)	diante el empleo de una corriente de Dowterm, misma que sirve para precalentar la mezcla <u>en</u> trante al reactor. Enfriamiento de los gases de reacción aprovechando el calor removido para generar vapor. Absorción con agua a contracorriente en una columna de platos burbujeadores, con sistema de enfria miento a base de agua.
Mc Carthy Chemical Co. (1)	Algunos com - ponentes de gas natural proveniente de una plan - ta de absor - ción. Oxígeno lí - quido por compresión	Cobre metá - lico	Lavado apropiado del gas natural, seguido de calen - tamiento y mezclado con oxígeno. Reacción de oxidación. Paso de los productos de la oxidación por una torre de absorción para su absorción en agua. El gas residual es pasado al sistema de distribución de gas. Paso de la solución acuosa proveniente del absorbe - dor por una torre de destilación. Los vapores que se producen en la columna son con - densados y fraccionados para separar el acetal dehído, metanol y formaldehído en una torre de burbujeadores a presión. Del fondo de la torre salen ácidos orgánicos en solución acuosa; pos - teriormente se remueven el metanol y los vapo - res de agua, para poder separar los ácidos. De la oxidación del metanol vaporizado por calenta - miento con vapor empleando aire comprimido y un catalizador de cobre metálico, se obtiene la mayor parte del formaldehído. Los productos de esta última reacción son enfriados y pasados por una torre de separación primaria.

Cuadro # 1 .- Continuación

PROCESO	MAT. PRIMA	CATALIZADOR	OPERACIONES EFECTUADAS
CdF Chimie- Instituto Francés del Petróleo	Metanol Aire	Oxidos de fierro y molibdeno	La mezcla de formaldehído es pasada luego por una torre de separación secundaria. Calentamiento de una mezcla de metanol con aire en exceso, con el calor del efluente del reactor. En seguida se añade el resto del metanol y la mezcla resultante es calentada con un líquido especial para transferencia de calor. Reacción catalítica en un reactor tubular. Absorción en una torre de tres secciones.
Celanese Corporation of America (2)	Mezcla de propano y butano prin- cipalmente, pero se pue- de permitir la presen- cia de o- tros hidro- carburos. Aire		Compresión de aire para suministrar oxígeno tanto a una planta de oxígeno como al reactor. En la primera aplicación del aire comprimido se emplea un refrigerante para separar el oxígeno del nitrógeno y de otros compuestos presentes en el aire. Compresión de los gases de hidrocarburos. Oxidación en fase gaseosa en un horno al que se alimentan los hidrocarburos y el oxígeno comprimidos. Enfriamiento y absorción en agua de los productos de la oxidación primaria, recirculando los hidrocarburos sin reaccionar presentes en el venteo de los absorbedores. Separación de la mezcla productos-agua, primeramente se separa formaldehído diluido que después es concentrado para obtener la solución usual conocida como formalina. Esta última es procesada para producir formaldehído y trioxano.

Cuadro # 1 .- Continuación

- (1) Este es un proceso para la obtención no solamente de formaldehído, sino también de metanol y acetaldehído
- (2) Este proceso es para la obtención de varios productos químicos oxigenados orgánicos alifáticos y algunos derivados de ellos.

FUENTE: Tesis de Licenciatura en I. Q. titulada "Estudio de las Innovaciones Tecnológicas en la Producción de Formaldehído", Carlos Guzmán de las Casas, UNAM 1975.

CAPITULO II .-

EL FORMALDEHIDO Y EL FORMOL

II.1 .- DESCRIPCION

a) Nomenclatura .- El formaldehído, primer miembro de la serie de aldehídos alifáticos, tiene los siguientes sinónimos:

- metanal (de acuerdo a la nomenclatura IUPAC)
- oxometano
- aldehído metílico.

b) Fórmula .- la fórmula mínima del formaldehído es HCHO y se desarrolla de la manera siguiente:



Su peso molecular es de 30.03.

Se vende en forma de solución acuosa (formalina o formol) o de polímero sólido hidratado (paraformo), ya que en estado puro y a temperatura ambiente es un gas incoloro de olor picante e irritante para las mucosas de los ojos, nariz y garganta.

c) Formas .- El formaldehído presenta varios polímeros lineales y cíclicos. Entre los polímeros lineales están los glicoles polioximetilénicos y sus derivados sencillos; de los cíclicos se conoce sólo el trioxano y el tetraoximetileno cíclico. El polioximetileno (eupolioximetileno), producido por la polimerización del formaldehído monómero líquido, se cree que es un polímero lineal de peso molecular elevado. Los glicoles polioximetilénicos son polímeros lineales hidratados. El paraformal

dehído comercial es el más notable de este grupo. Los derivados del glicol polioximetilénico, por ejemplo los éteres dimetilicos y los diacetatos, representan tipos modificados de polímeros.

Todos los polímeros del formaldehído son reversibles y pueden ser empleados como formas anhidras y semianhidras de ese com puesto.

II.2 .- HISTORIA

El formaldehído fué sintetizado por primera vez en forma accidental, en 1859, por el químico ruso A. M. Butlerov, al tratar de sintetizar el glicol metilénico por hidrólisis del diacetato de metileno. La descripción de las propiedades físicas y químicas, tales como el aislamiento del paraformaldehído, y la síntesis de hexametilentetramina revelan que el compuesto obtenido por Butlerov fué efectivamente formaldehído.

Su identidad química fué establecida en 1868, cuando A. W. Von Hofman lo sintetizó deliberadamente haciendo reaccionar metanol con aire en presencia de un catalizador de platino caliente.

En 1886, Loew inventó el método de obtención con catalizador de cobre y en 1910 Blank patentó el procedimiento del catalizador de plata.

Hacia 1888 se comenzó su producción industrial, aunque en escala limitada. Con la aparición de las resinas fenólicas comerciales en 1910, su producción ha ido en gradual aumento.

II.3 .- PROPIEDADES FISICAS Y QUIMICAS

A temperatura ambiente el formaldehído puro es un gas incoloro; a temperaturas bajas se condensa dando un líquido transparente y móvil (punto de condensación, -118°C ; punto de ebullición, -19.2°C). inestable. ya que se polimeriza con el tiempo. El gas completamente anhidro también se polimeriza a temperaturas inferiores a los 80°C . El gas anhidro es estable entre $80 - 100^{\circ}\text{C}$ y presión atmosférica.

El formaldehído gaseoso es combustible y forma mezclas explosivas con el aire entre los límites de 7 y 73 % de formaldehído en volumen. La temperatura de autoinflamación es aproximadamente 300°C . El calor de combustión del formaldehído gaseoso es de 134.1 KCal/mol ; su calor de formación a 18°C , de 28.3 KCal/mol ; su energía libre, -27.0 KCal/mol ; su calor específico a 1 atm y 0°C de 9.75 Cal/mol y a 1 atm y 100°C de 10.49 Cal/mol .

Soluble en agua a temperaturas ordinarias, con la cual reacciona para dar una mezcla en equilibrio del monohidrato disuelto, glicol metilénico (metanodiol), $\text{CH}_2(\text{OH})_2$, y una serie de hidratos polímeros de peso molecular bajo, glicoles polioximetilénicos que tienen una fórmula del tipo $\text{HO}(\text{CH}_2\text{O})_n\text{H}$. Su calor de disolución en agua es 15 KCal/mol .

También es soluble en alcoholes, glicoles, amidas y otros disolventes polares, con los que forma solvatos. El calor de disolución en los alcoholes es aproximadamente igual al del calor de disolución en agua. Es poco soluble en los disolventes no polares como los hidrocarburos, los éteres, los ésteres y los productos clorados.

El paraformaldehído es un sólido blanco de olor irritante característico del formaldehído. Es una mezcla de glicoles polioximetilénicos con fórmula del tipo $\text{HO}(\text{CH}_2\text{O})_n\text{H}$ en la cual el valor de n varía entre aproximadamente 8 y 100. Esta es la definición química aceptada del paraformaldehído y corresponde a un

contenido de HCHO que varía entre 93 y 99 %; el resto es agua combinada. Los tipos comerciales de polímeros pueden contener de 91 a 98 % de HCHO.

Por calentamiento, el paraformaldehído se despolimeriza para dar una mezcla de formaldehído gaseoso monómero y vapor de agua. Su presión de descomposición es 1.45 mm a 25 °C, y 13.56 mm a 58 °C. Calentado bajo presión se funde entre 120 y 170 °C. Los límites de temperatura entre los cuales se funde realmente una muestra determinada dependen del grado medio de polimerización y distribución de los glicoles polioximetilénicos de diversos pesos moleculares. Se disuelve en agua con despolimerización e hidratación para dar una solución de formaldehído. Es también soluble en alcoholes, fenoles y otros disolventes polares, en los cuales puede despolimerizarse para dar sistemas de solvatos. La rapidez de disolución aumenta con la temperatura y disminuye a medida que aumenta el peso molecular. El pH del medio disolvente es muy importante. La rapidez con que se disuelve el paraformaldehído en agua alcanza un mínimo con un pH comprendido entre 3 y 5, pero aumenta rápidamente para valores más altos o más bajos de pH. La adición de sustancias alcalinas o ácidos acelera también la disolución en disolventes no acuosos.

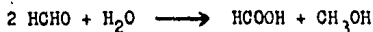
El calor de combustión del paraformaldehído se dice que es de 122.1 KCal por unidad de CH_2O para un polímero de 94.6 %. Su calor de formación es aproximadamente de 41 KCal por unidad de CH_2O .

El s-trioxano, $\text{O}-\text{CH}_2-\text{O}-\text{CH}_2-\text{O}-\text{CH}_2$, trímico cíclico estable del formaldehído, es un sólido cristalino e incoloro; p.f., 64 °C; p. eb., 115 °C. Tiene olor parecido al del cloroformo y forma agujas romboédricas que son tenaces, pero flexibles. La densidad del polímero fundido es 1.17 g/cm³ a 65 °C. Se inflama y se vaporiza fácilmente, y el aire saturado con sus vapores a temperaturas comprendidas entre 38 y 78 °C es una mezcla explosiva. Es soluble en agua, alcoholes, cetonas, fenoles y casi todos los disolventes orgánicos; es menos soluble en pentano y otros alcanos inferiores. Las solubilidades en agua a 18 y 25 °C son

17.1 y 21.1 gramos por 100 ml, respectivamente. El calor de combustión del tiroxano se ha indicado como 118.9 ± 0.3 KCal y 109.5 KCal por unidad de CH_2O . Su calor de vaporización se ha calculado en 3.3 KCal por unidad de CH_2O . No muestra despolimerización apreciable cuando está puro y a temperaturas inferiores a 250°C en ausencia de catalizadores de la descomposición. En solución acuosa es despolimerizado lentamente por los ácidos fuertes, pero es inerte a los álcalis. En los sistemas no acuosos, es fácilmente convertido en formaldehído monómero por pequeñas concentraciones de ácidos fuertes con una rapidez que depende de la concentración del ácido.

En cuanto a reacciones, el formaldehído es un compuesto sumamente activo, combina químicamente con casi todos los tipos de compuestos orgánicos, con excepción de las parafinas. Puede emplearse en forma de monómero anhidro, solución o polímero con resultados equivalentes. En general, la forma usada tiene importancia por su efecto sobre la velocidad de reacción. Las formas monómeras o polímeras tienen valor especial cuando no conviene la presencia de agua. Las soluciones y los polímeros son menos activos que el monómero, ya que representan potenciales de energía más bajos por haber reaccionado el aldehído consigo mismo o con el agua.

Por reducción, el formaldehído se convierte en metanol; la oxidación da ácido fórmico o gas carbónico y agua. La reacción de Cannizzaro en solución acuosa da ácido fórmico y metanol en proporciones equimoleculares:



Esta reacción es acelerada por los álcalis y explica el aumento gradual en la acidez de las soluciones comerciales en almacenamiento prolongado. El formaldehído reacciona consigo mismo en condensación aldólica para dar los hidroxialdehídos inferiores, hidroxicetonas y hexosas. Esta reacción es autocatalítica y es favorecida por condiciones alcalinas. La condensación, que se

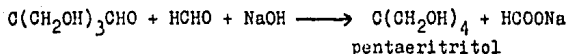
caracteriza por un largo periodo de incubación, parece iniciarse con mayor facilidad en presencia de hidróxidos de metales alcali notérreos y metales debilmente básicos. El formaldehído actúa como agente reductor potente en presencia de álcalis y puede emplearse para precipitar metales de soluciones de oro, plata, cobre y mercurio, y reducir a alcoholes otros compuestos de carbonilo.

En general, las principales reacciones del formaldehído con otros compuestos implican la formación de derivados de metilol (hidroximetilo), $-\text{CH}_2\text{OH}$, o metileno, $=\text{CH}_2$. Las policondensaciones conducen a la formación de resinas de peso molecular elevado en las cuales las moléculas del otro reactivo están enlazadas por los grupos metilenos. Los catalizadores alcalinos favorecen la formación de derivados de metilol, mientras que los ácidos suelen favorecer la formación de puentes de metileno. Los derivados de metilol son probablemente los productos primarios de la reacción, pero en muchos casos son muy activos y sufren reacciones de condensación para formar derivados metilénicos incluso en condiciones alcalinas.

Con los catalizadores ácidos, el formaldehído y los alcoholes, los glicoles y los compuestos alifáticos polihidroxilados (por ejemplo el azúcar, la celulosa, el almidón y el alcohol polivinílico) reaccionan para dar formales (éteres de metileno), $\text{CH}_2(\text{OR})_2$, mientras que en condiciones neutras o alcalinas se producen hemiacetales inestables, $\text{CH}_2(\text{OH})(\text{OR})$. El formaldehído reacciona con los haluros de hidrógeno y los alcoholes para dar éteres α -halometílicos:



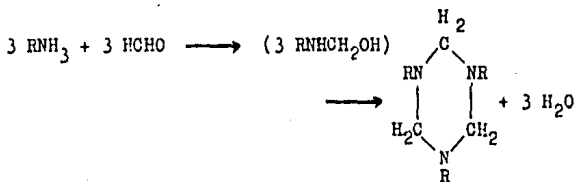
Los mercaptanes reaccionan como los alcoholes para dar tioderivados análogos. En presencia de álcalis, los aldehídos y las cetonas que contienen átomos de hidrógeno alfa forman derivados de monometilol y polimetilol, que pueden ser reducidos a polialcoholes, como ilustra la formación de pentaeritritol partiendo del acetaldehído:

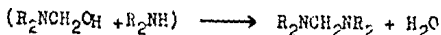
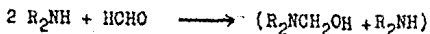


Otros compuestos alifáticos con átomos de hidrógeno activos forman también derivados de metilol con catalizadores alcalinos. En tre ellos figuran los nitroalcanos, los cianoacetatos y los ésteres malónicos. El fenol y muchos fenoles sustituidos forman compuestos de metilol (alcoholes fenólicos), que sufren una policondensación para dar resinas de fenol-formaldehído. El grupo metilol entra en las posiciones orto y para sobre el núcleo bencénico; si éstas posiciones están bloqueadas no pueden producirse las condensaciones nucleares ordinarias.

Los catalizadores ácidos conducen a una policondensación inmediata y en general no permiten el aislamiento de los derivados de metilol sencillos, que es a menudo posible cuando se emplean álcalis.

El amoniaco y las aminas se condensan fácilmente con el formaldehído para dar derivados de metileno sencillos o cíclicos. La formación de la hexametilentetramina por la reacción del formaldehído con amoniaco tiene su paralelo en la formación con aminas primarias de trimetilentriaminas cíclicas triarilicas o triarílicas (hexahidro-s-triazinas), y con aminas secundarias en la formación de metilendiamina simétricamente tetrasustituída (metanodiamina). Las aminas terciarias no reaccionan. Los productos primarios son evidentemente derivados de metilol inestables.

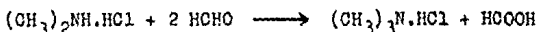
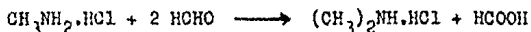
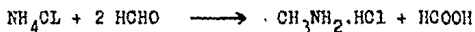




La reacción de Mannich implica la condensación de amoniaco, una amina primaria o una amina secundaria, por lo general en forma de clorhidrato, con formaldehído y un compuesto que posee uno o varios átomos activos de hidrógeno. La reacción siguiente es típica:



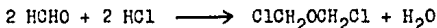
Cuando se calienta el formaldehído con sales de amonio o aminas en condiciones ácidas, se reducen los productos primarios con formación de metilaminas:



Las amidas dan derivados de metilol relativamente estables en condiciones alcalinas. Las metilolureas o (hidroximetil) ureas por policondensación producen resinas de urea formaldehído. La melamina reacciona de manera análoga a la urea y da derivados de polimetilol y resinas. Las proteínas son endurecidas e insolubilizadas por reacción con el formaldehído a consecuencia de la formación de enlaces cruzados de metileno.

Los ácidos orgánicos y muchos inorgánicos reaccionan con el formaldehído para formar derivados de metilol y metilénicos. Los anhídridos de los ácidos grasos dan a la vez diésteres de metileno y de polioximetileno. Con el paraformaldehído y el ácido sulfúrico fumante se obtiene un metilensulfonato polímero. Con el ácido clorhídrico, el producto primario, aunque no puede aislarse, es probablemente clorometanol, $ClCH_2OH$; cuando se satura

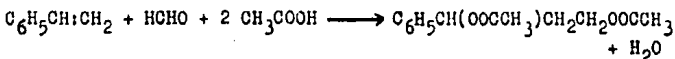
una solución de paraformo en ácido sulfúrico frío con ácido clorhídrico se obtiene fácilmente éter bis(clorometílico).



El ácido sulfhídrico precipita tritiano cíclico, $\text{S.CH}_2\text{.S.CH}_2\text{.S.CH}_2$ de una solución de formaldehído en condiciones fuertemente ácidas; en ausencia de catalizadores ácidos da derivados poliretilénicos complejos, llamados formotionales. El ácido cianhídrico reacciona fácilmente para formar cianohidrina de formaldehído (glicolonitrilo), $\text{CH}_2(\text{OH})\text{CN}$, en presencia de indicios de álcali. La cetena reacciona con el formaldehído para formar la β -propiolactona cíclica (β -lactona del ácido hidracrílico, $\text{CH}_2\text{.CO.C.CH}_2$)

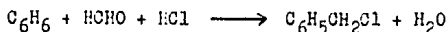
El formaldehído acuoso y el bisulfito de sodio dan formaldehído-bisulfito sódico, que tiene la estructura de un ácido hidroxisulfónico, $\text{HOCH}_2\text{SO}_3\text{Na}$. Este compuesto es soluble en agua y metanol, poco soluble en alcohol etílico. Por reducción con polvo de cinc y ácido acético, da formaldehído-sulfoxilato sódico, $\text{HOCH}_2\text{SO}_2\text{Na}$, que puede obtenerse también tratando el formaldehído con hidrosulfito de sodio, $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$, en presencia de sosa cáustica. También puede obtenerse el formaldehído-sulfoxilato de cinc.

Los hidrocarburos no saturados y aromáticos reaccionan con el formaldehído en presencia de ácidos fuertes. La reacción con las olefinas (reacción de Prins) suele dar como resultado la formación de 1,3-glicol o un alcohol no saturado en forma de éster o formal. Por ejemplo: cuando reacciona el estireno con paraformo en ácido acético que contiene algo de ácido sulfúrico, el producto es el diacetato de 1-fenil-1,3-propanodiol:



Los hidrocarburos aromáticos dan derivados metilénicos o polimetilénicos sencillos. El benceno produce una mezcla de difenilmetano y una resina de hidrocarburo: la formolita. La reacción de clorometilación, por medio de la cual se introducen grupos $-\text{CH}_2\text{Cl}$ en los núcleos aromáticos, tiene gran importancia sintéti

ca. La clorometilación se produce cuando se trata ácido clorhídrico con una mezcla de un hidrocarburo aromático y solución de formaldehído, paraformaldehído o trioxano.



A menudo se necesita calor y catalizadores especiales, como el cloruro de cinc. Esta reacción se produce fácilmente con los éteres fenólicos, las aminas y muchos otros compuestos que contienen átomos de hidrógeno activos.

El acetileno reacciona con el formaldehído en presencia de acetiluro de cobre para dar 2-butino-1,4-diol, $\text{HOCH}_2\text{C}\equiv\text{CCH}_2\text{OH}$ y alcohol propargílico (2-propino-1-ol), $\text{CH}\equiv\text{CCH}_2\text{OH}$ (reacción de Reppe). El formaldehído y el ácido clorhídrico reaccionan con el acetileno para dar 5-diclorometil-1,3-dioxano, $\text{O}\cdot\text{CH}_2\cdot\text{O}\cdot\text{CH}_2\cdot\text{CH}(\text{CHCl}_2)\cdot\text{CH}_2$

Las reacciones de los compuestos heterocíclicos con el formaldehído son semejantes a las de los hidrocarburos no saturados y aromáticos. El tiofeno, $\text{S}\cdot\text{CH}:\text{CH}\cdot\text{CH}:\text{CH}$, forma resinas fácilmente en presencia de catalizadores ácidos y da bases de Mannich sencillas o complejas con el formaldehído y las aminas. Análogamente, el silvano (2-metilfurano), $\text{O}\cdot\text{C}(\text{CH}_3):\text{CH}\cdot\text{CH}:\text{CH}$, reacciona también por la síntesis de Mannich, y el pirrol, $\text{NH}\cdot\text{CH}:\text{CH}\cdot\text{CH}:\text{CH}$, da derivados de N-metilol y C-metilol. La reacción con α -picolina (2-etilpiridina), $\text{N}:\text{C}(\text{CH}_3)\cdot\text{CH}:\text{CH}\cdot\text{CH}:\text{CH}$, afecta a la cadena lateral, y se forma 2-(hidroxi~~etil~~)piridina, que por deshidratación da 2-vinilpiridina.

II.4 .- EL FORMOL

En Europa se conoce como "Formol" a la solución acuosa de formaldehído, por lo general al 37 %. El nombre registrado para esta solución en Estados Unidos es "Formalina". Esta es la forma además del polímero sólido hidratado conocido como paraformaldehído, en la cual se vende el formaldehído, ya que el gas puro resulta difícil de manejar.

El formol debe almacenarse caliente si se quiere evitar la precipitación, por la razón que en seguida se explica.

Aunque las soluciones acuosas de formaldehído están prácticamente en equilibrio, su análisis espectrofotométrico revela la existencia de monómero no hidratado, cuya cantidad depende de la temperatura y concentración. A concentraciones de 2 % o menos, el formaldehído está prácticamente todo él en forma de glicol metilénico; a concentraciones mayores, la solución contiene proporciones crecientes de hidratos polímeros, y aumenta el grado medio de polimerización al aumentar la concentración de formaldehído disuelto. Al aumentar la temperatura, cambia el equilibrio a favor del glicol metilénico y de los hidratos polímeros inferiores. La rapidez con que se alcanza el equilibrio, después de un cambio de temperatura o concentración es pequeña a temperaturas bajas y requiere más de 2 días a 0 °C. Los polímeros que poseen un grado de polimerización mayor que el hidrato trímero, $\text{HO}(\text{CH}_2\text{O})_3\text{H}$ son sólo parcialmente solubles a la temperatura ambiente, lo cual se traduce en la necesidad de mantener calientes las soluciones de más de 30 % de HCHO para evitar la precipitación.

Para dar estabilidad al formol, suele añadirse metanol, aun que más que una adición lo que se hace es no separar el metanol que no reaccionó durante los procesos a partir de metanol para obtener formol. La acción estabilizadora de los alcoholes tales como el metanol sobre las soluciones de formaldehído se debe a la formación de hemiacetales; por ejemplo: $\text{CH}_2(\text{OH})(\text{OCH}_3)$.

Las densidades y los índices de refracción de las soluciones de formaldehído son funciones lineales de la concentración. El coeficiente de temperatura para los cambios en la densidad, $\Delta d / \Delta t$, entre 15 y 30 °C, es 0.0002 para una solución de 15 % y 0.0004 para una solución de 47 %.

HCHO % en peso	índice de refracción n_D^{18}	densidad d_4^{18}
5	1.3388	1.0141
10	1.3445	1.0299
15	1.3504	1.0449
20	1.3559	1.0600
25	1.3617	1.0757
30	1.3676	1.0910
35	1.3735	1.1066
40	1.3795	1.1220
45	1.3857	1.1382
50	1.3925	1.1570

El metanol que se añade como estabilizador a las soluciones de formaldehído comerciales reduce su densidad y aumenta el índice de refracción, por ejemplo, para la solución al 37 % :

Conc. metanol, % en peso ...	0	5	10	15
d_4^{18}	1.1128	1.1009	1.0890	1.0764
n_D^{18}	1.3759	1.3766	1.3772	1.3778

A continuación se indican las viscosidades del formol medidas en el viscosímetro de Hoesppler (laboratorios Du Pont):

HCHO % en peso	CH ₃ OH % en peso	Temperatura ° C (0.1)	Viscosidad abso- luta, centipoises
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

Otro dato de interés es la temperatura mínima de almacenamiento necesaria para impedir la precipitación de polímeros durante el almacenamiento prolongado:

HCHO % en peso	CH ₃ OH % en peso	Temperatura	
		° C	° F
30	1	7	45
37	1	35	95
37	7	16	60
37	10	7	45
37	12	6	43
50	1	65	149

Puesto que los cambios de equilibrio en la solución son lentos, las exposiciones cortas a temperaturas más bajas que las indicadas no causan precipitación. Una solución de 37 % pobre en metanol permanecerá transparente durante unos 25 días a 27 ° C y la solución de 50 % puede almacenarse durante 30 días a 55 ° C.

El punto de inflamación disminuye a medida que aumenta la concentración y el contenido de metanol. Para la solución al 37 %, los Underwriters' Laboratories han publicado los siguientes datos, que también conviene tener presentes en este estudio:

HCHO	CH ₃ OH	Punto de inflamación	
% en peso	% en peso	° C	° F
37.2	0.5	85	185
37.1	8.0	67	152
37.2	10.1	64	147
37.1	11.5	56	133

Las calidades del formol son las siguientes: solución 37 % N. F., solución 37 % con poco metanol y solución -- 38 - 50 % con poco metanol. La calidad N. F. contiene 37 - 37.3 % de formaldehído en peso. Su contenido de metanol varía entre 6.0 y 15 % en peso, de acuerdo a las necesidades. La solución es ligeramente ácida, con menos de 0.05 % calculado como ácido fórmico. Las impurezas en forma de indicios son cobre, en cantidad inferior a 0.5 p.p.m., y hierro, menos de 1 p.p.m. Los sólidos totales no deben exceder de 50 p.p.m. Impurezas orgánicas distintas de las indicadas no existen en el formol fabricado a partir de metanol sintético puro.

La solución pobre en metanol, del formol al 37 % o más tiene especificaciones semejantes a las de la calidad N. F., salvo que la concentración de metanol es de 1 % o menos. Para mantener este producto caliente por las razones anteriormente señaladas se requiere de tanques calentadores.

II.5 .- USOS

El uso principal del formaldehído y sus polímeros se halla en la fabricación de resinas sintéticas, principalmente las fenólicas y en seguida las de urea-formaldehído, así como las de la melamina y la anilina. A su vez estas resinas son empleadas en la producción de termoplásticos y adhesivos. El uso

del formaldehído en la industria de las resinas sintéticas representa aproximadamente un 75 % del total de la producción mundial de dicho compuesto.

La producción de hexametilentetramina y pentaeritritol representa un 10 % del uso total de formaldehído.

El 15 % restante está representado por su aplicación en la industria textil, la papelerera, la del cuero y otras. En la industria textil se emplea como agente para mejorar la propiedades del rayón, como la resistencia de los tejidos a encogerse y arrugarse. También como agente reductor de la exudación de los colorantes en tejidos teñidos. Se le emplea en la fabricación de hidrosulfito-formaldehído y de sulfoxilatos, que se usan en el tinte y el estampado como agentes de agotamiento. Se producen fibras textiles sintéticas aprovechando la acción insolubilizadora o estabilizadora del formaldehído sobre los filamentos de caseína y de las proteínas derivadas de la soja y del cacahuete.

En la industria papelerera se le emplea para aumentar la tenacidad bajo la acción de la humedad, la resistencia a encoger, la resistencia a las grasas y, en papeles revestidos, la resistencia al agua.

En el curtido del cuero y las pieles empleando formaldehído en presencia de sales amortiguadoras se obtiene cuero blanco lavable. Para eliminar el rizado al teñir pieles de carnero se emplea formaldehído, y en la producción de cueros suaves se utilizan condensados de fenol-formaldehído.

En la industria fotográfica, la acción del formaldehído sobre las proteínas lo convierte en agente endurecedor e insolubilizador de las superficies de gelatina de películas y papeles sensibilizados. También en esta industria se le emplea por su acción reductora sobre las sales de plata. En la fotolitografía, se emplean las composiciones de formaldehído-bisulfito.

Otros usos del formaldehído son la fabricación del etilenglicol, como bactericida y desinfectante, fungicida, agente de embalsamiento, preservativo y desodorante, desinfectante de semillas, modificación de fertilizantes y como inhibidor de la corrosión por ácido sulfhídrico en las instalaciones de los pozos petroleros.

II.6 .- MANEJO, TRANSPORTE Y FACTORES DE SEGURIDAD

Para el transporte del formol se pueden emplear vagones tanque, pipas, bidones, barriles, garrafones y botellas. Los envases utilizados de preferencia son de acero inoxidable 18-8, acero revestido con resinas, aluminio revestido de caucho y los de vidrio. El uso de barriles de madera da color al formol, pero sin disminuir su potencia ni su utilidad cuando el color no es intenso.

Finalmente, en relación a los factores de seguridad, cabe mencionar que el formol debe manejarse en equipo cerrado. Cuando ésto no es posible, deben emplearse ventiladores y campanas de humo para que la concentración de gas en el sitio de trabajo no exceda de 10 p.p.m. Cuando es necesario que los trabajadores entren en habitaciones o recintos donde hay concentración peligrosa de formaldehído, debe usarse un aparato para respirar oxígeno o una mascarilla con manguera de aire limpio.

CAPITULO III .-

DESARROLLO DEL PROCESO DE PRODUCCION A PARTIR DE DME

III.1 .- DESCRIPCION Y DIAGRAMA DE FLUJO

Esta descripción puede ayudarse con el diagrama de flujo correspondiente al proceso (Fig. 1). Primeramente se comprimen y mezclan las corrientes de DME y aire hasta una presión de 1 Kg/cm² man. y una temperatura de 30 °C. La mezcla DME-aire es alimentada al reactor multitubular enchaquetado de lecho catalítico. (En una planta piloto construida por quienes desarrollaron este proceso, el reactor era unitubular, de 50 mm de diámetro interno y con un lecho catalítico de 2 m de altura, mediante él se obtenía una producción de 0.1 Ton/día de formol.) El catalizador cargado al reactor es de WO₃. Por el lado de la coraza se hace fluir una sal fundida para transferencia de calor (HTS, siglas de heat transfer salt), con objeto de remover el calor de reacción.

El gas que sale del reactor es entonces "extinguido" o enfriado súbitamente para evitar que el formaldehído producido se oxide hasta ácido fórmico. Esto se lleva a cabo en el "extinguidor" o "quench box" representada en el diagrama de flujo, en el cual se emplea una corriente de formol crudo proveniente del fondo del absorbedor primario.

Una vez enfriados los gases salientes del reactor, son pasados a través del absorbedor primario, el cual consiste en una torre de absorción empacada a la cual se alimenta también el formol para que en él se absorba a contracorriente el formaldehído gaseoso producido en el reactor.

El gas que sale del absorbedor primario es pasado por el absorbedor secundario, el cual es una torre de platos. Aquí el formaldehído gaseoso se absorbe en su totalidad en agua pura, alimentada por el domo de la torre. La corriente gaseosa que sale del domo del absorbedor secundario es ventada a la atmósfera ya que no contiene formaldehído.

La solución cruda de formol que sale del fondo del absorbedor primario es luego llevada a una torre de intercambio iónico para remover el ácido fórmico. Una vez libre de ácido fórmico, la solución obtenida es almacenada en un tanque.

El calor de la sal de transferencia de calor (HTS) proveniente de la carcasa del reactor es aprovechado para generar vapor, de esta manera se mantiene constante su temperatura y se logra que la reacción ocurra dentro del rango de 450 - 530 °C.

El empleo de HTS para remover el calor producido en la reacción se debe a que esta última es muy exotérmica, como se muestra en seguida:

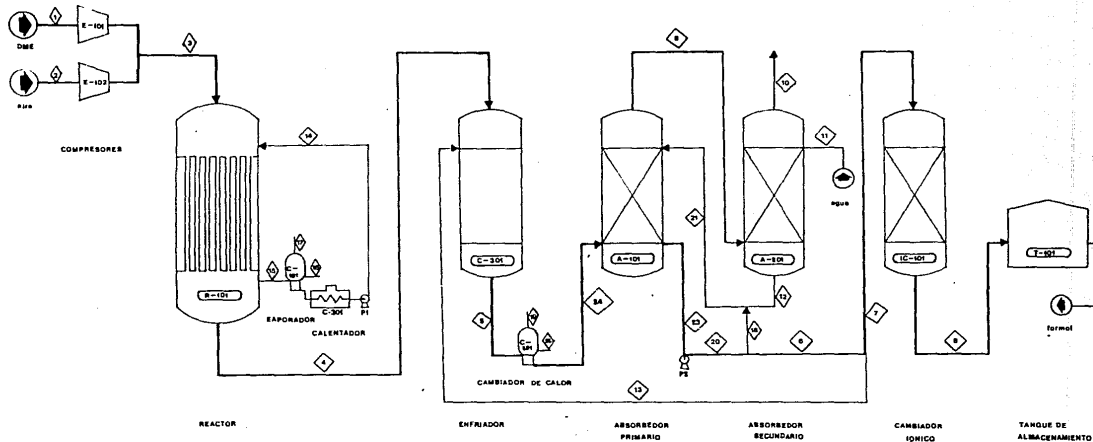


Las reacciones secundarias, en las cuales se produce CO y CO₂, son aún más exotérmicas:



Al momento de arrancar el proceso se requiere que la sal esté fundida, por esta razón existe un calentador, el cual, después del arranque, se hace innecesario.

Figura # 1



Componente	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24
K_g	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
DME	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CH_4O	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H_2O	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO_2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H_2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO_2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NO_2O_3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
PH_3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
$S_2O_8^{2-}$	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CF_3COOH	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

DIAGRAMA DE FLUJO			
Proceso Akita			
Dibujó	AMP	Proyectó	AMP
Escaló	S.E.	Num. proyecto	001

III.2 .- BALANCE DE MATERIA UNITARIO

Partiendo de la información publicada en el artículo de Hydrocarbon Processing citado antes referente a este proceso, fué posible calcular el balance de materia unitario mostrado en la figura # 1. Adicionalmente se tomaron en consideración los supuestos siguientes:

- Una base de cálculo unitaria de 1 Ton (1000 Kg) de alimentación de DME.
- Alimentación de aire en exceso de tal forma que la concentración de DME a la entrada del reactor sea del 3 %, la cual es menor que el límite inferior de explosividad (3.4 %).
- El aire alimentado contiene solamente O_2 y N_2 . La concentración de H_2O , CO , CO_2 y otros gases es despreciable.
- Los rendimientos para el proceso son los reportados por sus licenciadores (Akita Petrochemicals Co., Ltd.), cayendo el rendimiento de formaldehído entre el 70 % y el 80 % y el porcentaje de conversión del DME alimentado entre el 90 % y el 100 %. Si además se supone que las únicas reacciones secundarias que ocurren en el reactor son las de producción de CO y CO_2 y que en ambas se consume la misma cantidad de DME, en base a las cifras de rendimiento y conversión promedio es posible establecer que
 - el 75 % del DME alimentado reacciona para dar CH_2O ,
 - el 10 % del DME alimentado reacciona para dar CO ,
 - el 10 % del DME alimentado reacciona para dar CO_2 y
 - el 5 % del DME alimentado no reacciona.
- El consumo de agua es el reportado por los autores del proceso, siendo de 540 Kg para una base de 100 Kg de formol al 37 %, lo

cual, llevado a la base de 1000 Kg de alimentación de DME resulta ser igual a 1407 Kg de agua pura. De no haberse considerado el consumo de agua reportado por la Akita, esta variable, calculada como función del agua producida en la reacción y la necesaria para diluir el producto hasta una concentración final del 37 % hubiera valido 1113 Kg (20 % abajo de lo reportado).

- Al salir el formaldehído gas del reactor y antes de ser enfriado, una parte de éste sufre oxidación a ácido fórmico, de ahí que, para evitar altas concentraciones de HCOOH, los gases de reacción deban ser enfriados de inmediato. La cantidad de HCOOH formado es tal que su concentración en la corriente de formol que se alimenta a la torre de intercambio iónico es del 0.8 %. Después de dicha torre el producto está prácticamente libre de ácido fórmico. Esta suposición está basada en la similitud que existe entre el proceso en cuestión y los procesos a partir de metanol. En ambos casos el formaldehído que sale del reactor tiene una temperatura entre los 450 °C y los 650 °C, a la cual ocurre la oxidación a HCOOH.
- La temperatura de la mezcla de gases de reacción a la salida del enfriador es de 300 °C, lo cual no está especificado en la publicación sobre el proceso. Esta corriente (corriente e) es luego enfriada a 100 °C mediante un cambiador de coraza y tubos a contracorriente con agua, tampoco especificado en la publicación.
- En el absorbedor primario se absorbe el 95 % del formaldehído y en el otro absorbedor el restante 5 %, recuperándose así prácticamente todo el formaldehído obtenido.
- Para lograr una operación eficiente del sistema de absorción existe una recirculación $\diamond 18$ de la corriente de líquido que sale del absorbedor primario. La forma en la que se calculó el valor $\diamond 18$ fué estableciendo que el flujo de líquido cargado a la torre $\diamond 21$ proporciona un valor de L/V igual al valor de L/V de inundación para las condiciones y propiedades de las corrientes que pasan por ella, suponiendo que el empaque es de anillos Rasching cerámicos de 1 pulg. de diámetro nominal, asumiendo una velocidad del gas de 6 pies/seg y utilizando el procedimiento de

la sección de diseño de torres empacadas , pags. 18-19 a 18-48 del Chemical Engineer's Handbook (3). Cabe mencionar que a mayor flujo de líquido cargado a la torre corresponde una mayor caída de presión para la corriente de gas. Para la relación L/V resultante de la velocidad del gas U fijada, la caída de presión esperada para la corriente de gas a través del empaque es de 1.6829 pulg. de agua por cada pié de empaque.

- La sal para transferencia de calor empleada (H.T.S.) es la fabricada por E. I. du Pont de Nemours & Co., Departamento de Explosivos, Wilmington, Del, E.U.A. cuyas propiedades se reportan en la tabla 9-33, pag. 9-42 del Chemical Engineer's Handbook (1). El rango de temperaturas en el cual opera la H.T.S. debe caer entre los puntos de fusión y ebullición a 1 atm. Siendo el punto de fusión de 288 °F (142 °C) y la temperatura a la que debe mantenerse el reactor de 440 °C, se eligió como rango de operación para la H.T.S. el de 200 °C - 300 °C. En la publicación sobre el proceso se señala un consumo de 25 Kg de H.T.S. por cada 1000 Kg de formol 37% producidos, lo que llevado a la base de 2000 Kg de DME (2605 Kg de formol 37%) da un consumo de 66 Kg de H.T.S.

(1) R. H. Perry/C. H. Chilton, "Chemical Engineer's Handbook",
5/a. Edición, Ed. Mc. Graw Hill.

III.3 .- DIAGRAMA DE INGENIERIA

El código utilizado en el Diagrama de Ingeniería de la figura # 2 es el siguiente:

a) Material de las tuberías

AC = Acero al carbón
AI = Acero inoxidable

b) Válvulas

C = Válvula de compuerta
G = Válvula de globo

c) Instrumentos

FI = Indicador de flujo
TI = Indicador de temperatura
FC = Controlador e indicador de flujo
TC = Controlador e indicador de temperatura.

Figura # 2

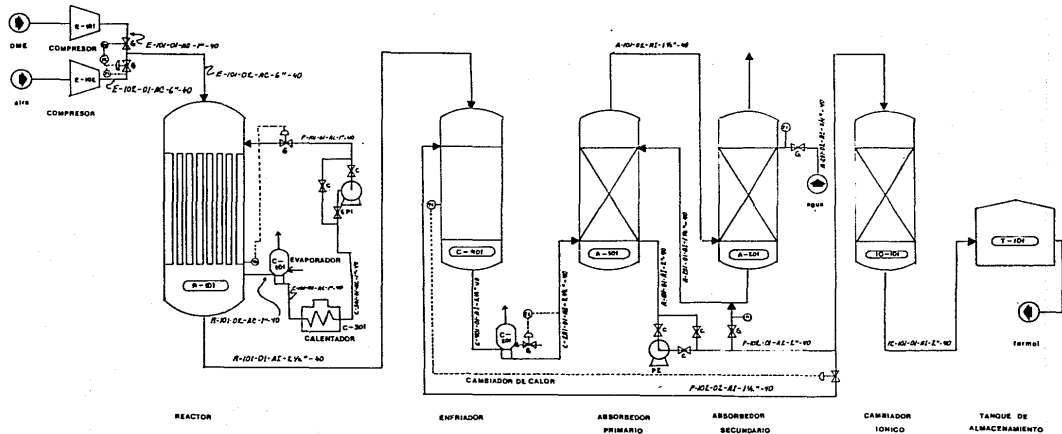


DIAGRAMA DE INGENIERIA			
Proceso Akita			
Diseño	AMP	Proyecto	AMP
Escala	S. E.	Num. Proj.	001

III.4 .- DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPO PRINCIPAL

Para dimensionar el equipo principal se partió del supuesto de que la capacidad de la planta es de 12 000 toneladas anuales de formol al 37 %. El soporte para este supuesto se incluye en el capítulo IV, en el inciso dedicado a las implicaciones que tienen los resultados del análisis de la oferta y la demanda sobre el proyecto.

a) Reactor R-101

En el artículo publicado en Hydrocarbon Processing sobre el proceso Akita se establece que:

- El espacio-velocidad SV del reactor de una planta de este tipo a nivel industrial debe valer entre $1\ 000\ \text{hr}^{-1}$ y $4\ 000\ \text{hr}^{-1}$.

- Para una planta piloto de un sólo tubo de las siguientes características

diámetro interior = ID = 50 mm

altura = h = 2 m

la capacidad de producción de formol al 37 % es de 0,1 toneladas diarias.

Con base a esta información y ante la imposibilidad de contar con datos sobre la cinética de la reacción que se lleva a cabo, puede obtenerse el número de tubos de ID = 50 mm y h = 2 m requerido para la capacidad supuesta

$$N = \frac{\text{capacidad supuesta}}{\text{capacidad de 1 tubo}} = 329 \text{ tubos}$$

El volumen del reactor calculado es

$$V = 329 \left(\frac{ID^2}{4} \right) h = 1.29 \text{ m}^3$$

Tomando en cuenta las condiciones a la entrada del reactor ($t = 30^\circ\text{C}$ y $p = 1 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man.}$) y el valor de la corriente $\diamond 3$ (723.5 Kg-mol para la base unitaria y 380.5 Kg-mol/hr para la capacidad supuesta), se obtiene que

$$V_0 = \text{gasto volumétrico a la entrada} = 22.4 F_0 \left(\frac{t+273}{273} \right) \left(\frac{1.033}{1.033+p} \right)$$

$$\text{donde } F_0 = 380.5 \frac{\text{Kg-mol}}{\text{hr}}$$

$$t = 30^\circ\text{C}$$

$$p = 1 \frac{\text{Kg}}{\text{cm}^2} \text{ man.}$$

$$\text{por lo tanto } V_0 = 4807 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}}$$

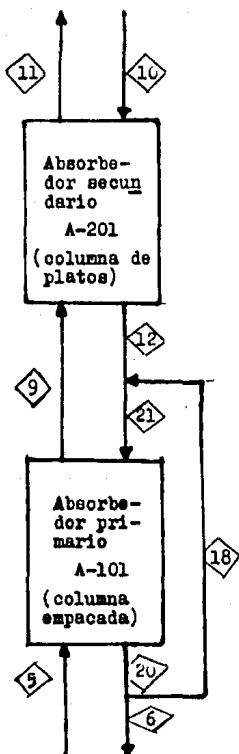
El espacio-velocidad resulta ser

$$SV = \frac{V_0}{V} = 3721 \text{ hr}^{-1}$$

cantidad que cae dentro del rango mencionado para el espacio-velocidad.

b) Absorbedor A-101

Para el dimensionamiento tanto del absorbedor primario A-101 como del secundario A-201, se partió del siguiente balance obtenido del balance de materia unitario



en base unitaria		en base a cap. supuesta			contenido de formaldehido	
Kg	Kg-mol	Kg-hr	Kg-mol/hr	% w	% mol	
24 245	887.6	12 749	466.7	8.45	7.69	
14 049	661.9	7 388	348.1	36.70	25.96	
20 131	703.9	10 586	370.2	0.51	0.48	
9 936	478.3	5 225	251.5	32.16	22.25	
1 509	81.5	794	42.9	6.79	4.19	
20 029	700.5	10 532	368.4	0.00	0.00	
1 407	78.1	740	41.1	0.00	0.00	

5
20
9
21
12
10
11

Para hallar la curva de equilibrio se usó la fórmula empírica de Ledbury y Blair (1)

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

que se aplica a soluciones acuosas de CH_2O , siendo una función de la concentración del soluto, como se indica en seguida

Conc. de CH_2O en				
$\%$ /100 g de sol. . . .	10	20	30	40
α	9.48	9.71	9.83	9.89

Los puntos de la curva de equilibrio que se calcularon con este criterio se listan a continuación:

$X_{\text{CH}_2\text{O}}$ (% en peso)	$P_{\text{CH}_2\text{O}} 55^\circ\text{C}$ (mm Hg)	$Y_{\text{CH}_2\text{O}} 1127 \text{ mm Hg}$ (% mol)	$X_{\text{CH}_2\text{O}}$ (% mol)
0.0	0.0	0.0	0.0
4.0	3.06	0.27	2.44
8.0	3.78	0.34	4.96
12.0	4.61	0.41	7.56
16.0	5.77	0.51	10.26
20.0	7.13	0.63	13.04
24.0	7.97	0.71	15.93
28.0	8.90	0.79	18.92
32.0	9.67	0.86	22.02
36.0	10.22	0.91	25.23
40.0	10.80	0.96	28.57

Puede notarse que las condiciones de equilibrio en el domo del absorbedor primario son

$$X_{\text{CH}_2\text{O}} = 22.25 \% \text{ mol} \quad (\text{corriente } 1 + q)$$

$$Y_{\text{CH}_2\text{O}}^* = 0.86 \% \text{ mol} \quad (\text{corriente } i)$$

(1) "Formaldehído"; Walker, Joseph Frederic, 1903
Formaldehyde, 3/a. ed. New York, Reinhold, c 1964

por esta razón se ajustó el valor de Y_{CH_2O} para la corriente 9
de 0.48 % a 0.92 %.

Debido a que el CH_2O es muy soluble en agua para las condiciones de operación prevaletientes, se emplearon criterios basados en magnitudes referidas a la fase gaseosa para calcular el número de elementos de transmisión individuales requerido para la torre primaria, por lo tanto

$$N_G = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{(1-Y) \log}{(1-Y)(Y-Y^*)}$$

$$\text{donde } (1-Y) \log = \frac{(1-Y^*) - (1-Y)}{\ln \frac{(1-Y^*)}{(1-Y)}}$$

Mediante la integración numérica de las expresiones anteriores, con intervalos de Y iguales a 0.0001 (en fracción), se obtuvo que

$$N_G = 4.8 \text{ etapas}$$

Para el cálculo de la altura total del empaque se partió del supuesto de que ésta es la adecuada para que la caída de presión en el absorbedor sea de 0.16 atm (cifra estimada de un análisis de la caída de presión en la corriente principal desde la entrada al reactor hasta la salida del absorbedor secundario). La caída de presión por pie de empaque está dada por la relación

$$P_G = c \rho_G u^2$$

donde c = constante del empaque = 0.53 para el seleccionado

ρ_G = densidad del gas

u = velocidad = 6 pies/seg

por lo tanto $P_G = 1.68 \frac{\text{pulgadas de agua}}{\text{pie de empaque}}$

La altura total del empaque resulta de 11.9 m y el diámetro con la velocidad del gas supuesta de 6 piés/seg resulta de 1.28 metros. Para esta altura del empaque, la altura individual de cada unidad de transferencia, H_G , debe ser

$$H_G = \frac{11.88 \text{ m}}{N_G} = 2.46 \text{ m}$$

en el fondo de la columna el valor de $k_Y a$ debe ser 1.496×10^{-4} (en las unidades consistentes con el cálculo de H_G y N_G), mientras que en el domo este término debe valer 1.011×10^{-4} para que en ambos casos se cumpla la relación

$$H_G = \frac{G}{k_Y a (1-Y)_{\log}}$$

c) Absorbedor A-201

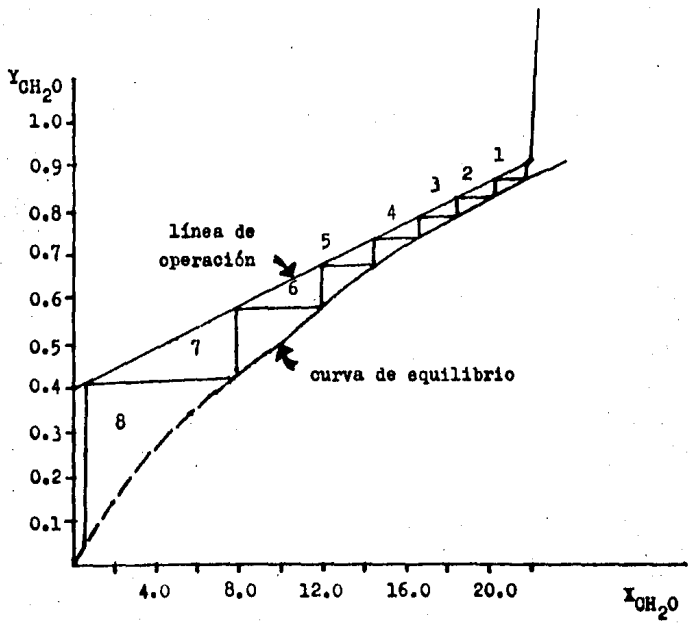
Para el cálculo de este equipo, el cual es una columna de platos, se supuso un arreglo a "flujo cruzado", seleccionándose cachuchas de sello flotante como elementos dispersores. El número teórico de platos se calculó en forma gráfica utilizando la figura # 2. La línea de operación la fijan las condiciones del balance de materia para el absorbedor, mientras que la de equilibrio se trazó con los datos reportados en el inciso anterior.

Suponiendo una eficiencia del 50 %, que es un valor adecuado a este tipo de equipos, las 8 etapas teóricas equivalen a 16 platos reales. Seleccionando una distancia entre platos de 24 pulgadas (61 cm) la altura de la torre resulta de 9.75 m.

La caída de presión para la corriente de gas en esta torre se supuso igual a la de la anterior (0.16 atm) de tal manera que la presión a la salida sea la atmosférica.

Figura # 3

CALCULO DEL NUMERO DE PLATOS TEORICO
DEL ABSORBEDOR A-201



Para el cálculo del área neta se utilizó el criterio descrito en las siguientes ecuaciones

$$F_{LG} = \frac{L}{G} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5}$$

$$u_{nf} = c_{sb} \text{inund.} \left(\frac{\sigma}{20} \right)^{0.2} \left(\frac{\rho_1 - \rho_g}{\rho_g} \right)^{0.5}$$

donde u_{nf} = velocidad del gas por área neta en la inundación en piés/seg

σ = tensión superficial del líquido en dinas/cm

ρ_g = densidad del gas en lb/pié³

ρ_1 = densidad del líquido en lb/pié³

c_{sb} se obtiene del nomograma de la pag. 18.10 del Manual del ingeniero químico (1) para la distancia entre platos seleccionada. Los valores empleados son

$$u_{nf} = 13.8605 \text{ piés/seg}$$

$$\sigma = 72.0000 \text{ dinas/cm}$$

$$\rho_g = 0.0782 \text{ lb/pié}^3$$

$$\rho_1 = 64.4280 \text{ lb pié}^3$$

$$c_{sb} = 0.38$$

El área neta se obtiene de la relación siguiente, para un flujo másico de 10 586 Kg/hr

$$\text{Área neta} = \frac{\text{Flujo másico}}{u_{nf} \rho_g} = 5\,555 \text{ cm}^2$$

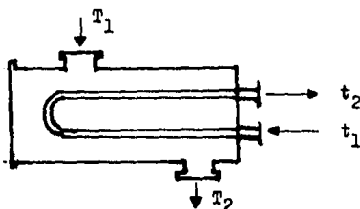
Siendo el área neta el 60 % de la total, esta última resulta de $9\,258 \text{ cm}^2$

(1) R. H. Perry/C. H. Chilton, "Chemical Engineers Handbook".

El diámetro de la torre siendo las cauchuchas de 3 pulgadas de diámetro es de 1.09 m.

d) Cambiador de calor C-201

Para el dimensionamiento de este equipo se empleó el método de Kern. Las condiciones y propiedades de las corrientes manejadas se listan a continuación:



TUBOS

Corriente $\diamond 5$ (gases de reacción)

$$w_t = 28\ 082\ \text{lb/hr}$$

$$t_1 = 300\ ^\circ\text{C} = 572\ ^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 100\ ^\circ\text{C} = 212\ ^\circ\text{F}$$

$$t_o = 392\ ^\circ\text{F}$$

$$\rho = 0.05853\ \frac{\text{Kg}}{\text{lt}} = 0.05853\ \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}$$

$$C_p = 0.2858\ \frac{\text{KCal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}} = 0.2858\ \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}}$$

$$\mu = 0.0196\ \text{cps} = 0.0473\ \frac{\text{lb}}{\text{pie}^2\ \text{hr}}$$

$$k = 0.0221\ \frac{\text{BTU}}{\text{hr}\ \text{pie}^2\ ^\circ\text{F}}$$

CORAZA

Corriente $\diamond 22$ (agua de enfriamiento)

$$w_B = 23\ 686\ \text{lb/hr}$$

$$T_1 = 30\ ^\circ\text{C} = 86\ ^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 100\ ^\circ\text{C} = 212\ ^\circ\text{F}$$

$$T_o = 149\ ^\circ\text{F}$$

$$\rho = 1\ \frac{\text{Kg}}{\text{lt}} = 62.4\ \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}$$

$$= 1\ \frac{\text{KCal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}} = 1\ \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}}$$

$$\mu = 0.4600\ \text{cps} = 1.1132\ \frac{\text{lb}}{\text{pie}^2\ \text{hr}}$$

$$k = 0.3853\ \frac{\text{BTU}}{\text{hr}\ \text{pie}^2\ ^\circ\text{F}}$$

Del perfil de temperaturas se obtienen LMTD, los factores R y S y de éstos F_t (la corrección de LMTD), suponiendo para esto 1 paso por la coraza y 2 o más por los tubos en arreglo a contra corriente

$$\text{LMTD} = 240\ ^\circ\text{F}$$

$$R = 0.35$$

$$S = 0.74$$

$$F_t = 0.975$$

$$\text{LMTD}' = 234\ ^\circ\text{F}$$

Del balance de calor elaborado previamente en base unitaria y con la capacidad estimada se obtiene el calor que se debe transferir con este cambiador, $q = 752.76 \text{ Kcal/hr} = 2987 \text{ BTU/hr}$.

El área de flujo mínima requerida por el lado de los tubos suponiendo una velocidad de 400 piés/seg es

$$a_{\text{flujo req. } t} = \frac{w_t}{u_t} = 0.33 \text{ piés}^2 \quad \text{para cada paso}$$

Un cambiador que se adapta a estas condiciones tiene 132 tubos 16 EWG, (ID=0.87 pulg.) con arreglo cuadrangular de 1 1/4 pulgadas. El diámetro interno de la coraza es de 19 1/4 pulgadas, con 18 baffles de corte del 25 % separados por distancias de 10 pulgadas. Se supone una longitud de 10 piés.

El área de transferencia del cambiador propuesto es

$$A = \text{número de tubos} (\pi ID L) = 300.7 \text{ piés}^2$$

El área de flujo por la coraza es

$$a_B = \frac{ID_B \times G B}{\text{arreglo}} = 38.5 \text{ pulg.}^2 = 0.27 \text{ piés}^2$$

A continuación se presenta el cálculo de los coeficientes individuales de transferencia de calor por ambos lados, referidos a la superficie exterior de los tubos

<u>TUBOS</u>	<u>CORAZA</u>
$Re = 78\ 940$	$Re = 6\ 497$
$J_H = 210$	$J_H = 42$
$h_{i0} = J_H \frac{k}{ID} \left(\frac{Cp}{k}\right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$	$h_o = J_H \frac{k}{D_o} \left(\frac{Cp}{k}\right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$
$= 3.55$	$= 18.2$

Un factor de ensuciamiento adecuado es $R_D = 0.003$, por lo cual el coeficiente global de transferencia de calor es

$$U_D = \frac{1}{\frac{1}{h_{i0}} + \frac{1}{h_o} + R_D} = 2.9 \frac{\text{BTU}}{\text{pie}^2 \text{ F hr}}$$

El area de transferencia de calor calculada es

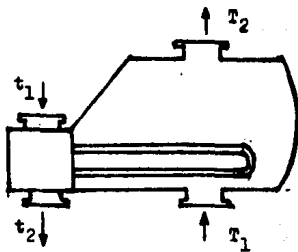
$$A_c = \frac{q}{U_D \text{ LMTD}} = 4.4 \text{ pies}^2$$

El cambiador propuesto resulta demasiado grande para la transferencia de calor que hay que llevar a cabo; la solución sería reducir el número de tubos disminuyendo el número de pasos en forma proporcional para no afectar el área de flujo requerida para el lado de los tubos. Sin embargo, como el número de pasos ya no se puede reducir, ni tampoco se puede disminuir la velocidad de la corriente que va por ese lado pues se tendría que aumentar el área de flujo, se recomienda dejar el cambiador tal y como se propuso para realizar con él una mayor transferencia de calor que la supuesta en el balance de materia y energía. En consecuencia, en el cambiador C-401 se realizaría una transferencia menor a la supuesta en un principio.

e) Cambiador de calor C-101

El dimensionamiento de este cambiador se hizo siguiendo el mismo método que en el caso anterior.

Las condiciones y propiedades de los fluidos son las siguientes:



TUBOSCorriente $\diamond 15$ (HTS)

$$w_t = 4\ 912\ \text{lb/hr}$$

$$t_1 = 300\ ^\circ\text{C} = 572\ ^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 200\ ^\circ\text{C} = 392\ ^\circ\text{F}$$

$$t_c = 482\ ^\circ\text{F}$$

$$\rho = 1.98\ \frac{\text{Kg}}{\text{lt}} = 123.59\ \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}$$

$$C_p = 0.373\ \frac{\text{kCal}}{\text{Kg}\cdot^\circ\text{C}} = 0.373\ \frac{\text{BTU}}{\text{lb}\cdot^\circ\text{F}}$$

$$\mu = 1.7\ \text{cps} = 4.114\ \frac{\text{lb}}{\text{pie}\cdot\text{hr}}$$

$$k = 0.35\ \frac{\text{BTU}}{\text{hr}\ \text{pie}^2\cdot^\circ\text{F}} \frac{1}{\text{pie}}$$

CORAZACorriente $\diamond 16$ (agua)

$$w_g = 753\ \text{lb/hr}$$

$$T_1 = 30\ ^\circ\text{C} = 86\ ^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 100\ ^\circ\text{C} = 212\ ^\circ\text{F}$$

$$T_c = 149\ ^\circ\text{F}$$

$$\rho = 1\ \frac{\text{Kg}}{\text{lt}} = 62.4\ \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}$$

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

$$\mu = 0.47\ \text{cps} = 1.137\ \frac{\text{lb}}{\text{pie}\cdot\text{hr}}$$

$$k = 0.3853\ \frac{\text{BTU}}{\text{hr}\ \text{pie}^2\cdot^\circ\text{F}} \frac{1}{\text{pie}}$$

Del perfil de temperaturas y suponiendo un paso por la coraza y dos o más por los tubos se halla que

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= 183\ ^\circ\text{F} & R &= 0.70 & F_t &= 2.4 \\ S &= 0.37 & \text{LMTD}' &= 439.2\ ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

El calor que se debe intercambiar, obtenido del balance unitario de materia y energía y de la capacidad supuesta es

$$q = 1\ 199.7\ \frac{\text{kCal}}{\text{hr}} = 4\ 760.5\ \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}; \text{ parte de este calor corresponde a calor latente para poder realizar la vaporización de la corriente de agua.}$$

Si se supone que la velocidad por el lado de los tubos es de 1 pie/seg, el área de flujo mínima requerida es

$$a_{\text{flujo req. } t} = \frac{w_t}{u_t \rho} = 0.011\ \text{pies}^2 \quad \text{para cada paso}$$

El cambiador propuesto es de 16 tubos EWG 16 de 1 pulgada

(ID = 0.87 pulg.), con 3 pasos por los tubos y uno por la coraza de arreglo cuadrangular de 1 1/4 de pulg. para los tubos; su longitud es de 10 piés. Para este cambiador el cálculo de los coeficientes de transferencia individuales referidos a la superficie externa de los tubos es el siguiente:

<u>TUBOS</u>	<u>CORAZA</u>
Re = 2 623	Re = 5 341
J _H = 7	J _H = 40
$h_{i0} = 55.31 \frac{\text{BTU}}{\text{hr pié}^2 \cdot \text{F}}$	$h_o = 268.12 \frac{\text{BTU}}{\text{hr pié}^2 \cdot \text{F}}$

Para un valor de $R_D = 0.004$, el coeficiente global del cambiador, U_D , resulta

$$U_D = \frac{1}{\frac{1}{h_{i0}} + \frac{1}{h_o} + R_D} = 38.7 \frac{\text{BTU}}{\text{hr pié}^2 \cdot \text{F}}$$

El área calculada con este coeficiente es

$$A_C = \frac{q}{U_D \text{ LMTD}} = 0.28 \text{ piés}^2$$

El resultado era de esperar, dada la reducida cantidad de calor que se transfiere mediante este equipo. Sin embargo el cambiador requiere un área de flujo tal que el diseño resulta grande. En este caso es posible lo siguiente

- reducir la longitud a 8 piés
- reducir la velocidad por el lado de los tubos a 0.5 piés/seg
- aumentar el área de flujo por los tubos, disminuyendo a 2 los pasos por los tubos y reduciendo el número de éstos a 12.

Con este nuevo diseño el area de flujo para el lado de los tubos es de 0.025 piés². La reducción de la velocidad a 0.5 piés/seg tiene la ventaja de disminuir la caída de presión por el lado de los tubos:

$$P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5.22 \times 10^{-10} D S \phi_t} = 0.00429 \text{ psi.}$$

donde S = gravedad específica = / H₂O = 1.98

$$\phi_t = \mu / \mu_w = 1$$

$$f = 0.00038$$

f) Compresor E-101

Este equipo está destinado a comprimir la alimentación de DME a una presión final de $1 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man}$. Para su dimensionamiento se empleó el criterio del compresor isotérmico:

$$P_B = \frac{0.148 T_a q_o}{520 \eta} \log \frac{P_b}{P_a}$$

- donde P_B = potencia del compresor en H.P.
 T_a = temperatura en °R
 q_o = gasto volumétrico en piés STD³ / min
 η = eficiencia
 P_a = presión en la succión
 P_b = presión en la descarga

Suponiendo una eficiencia del 90 %

$$P_B = 8.58 \text{ H.P.}$$

g) Compresor E-102

Siguiendo el mismo criterio se dimensionó el compresor para la alimentación de aire al reactor; el resultado es

$$P_B = 277,54 \text{ H.P.}$$

h) Tanque de almacenamiento T-101

Los supuestos tomados en cuenta para dimensionar este tanque, destinado al almacenamiento del producto, son:

- La capacidad del tanque debe ser suficiente para almacenar 20 días de producción a capacidad plena de la planta.
- La dureza del piso es de aproximadamente 0.3 Ton/pié².
- Las proporciones del tanque (altura H y diámetro D) deben mantener la relación

$$H = 0.25 D$$

Las dimensiones recomendadas para este tanque son:

$$\begin{aligned} \text{Volumen} &= 600 \text{ m}^3 = 160\,000 \text{ galones} \\ \text{Diámetro} &= 14.5 \text{ m} \\ \text{Altura} &= 3.6 \text{ m} \end{aligned}$$

Se propone que sea un tanque atmosférico, cilíndrico vertical con techo fijo, de acero inoxidable, colocado sobre base de caliza seca dura, con una capa de 6 pulgadas (15.25 cm) de grava y arena o de piedra triturada.

CAPITULO IV .-

ANALISIS DE MERCADO

IV.1 .- OFERTA

La capacidad actual para producir formol es de 185 800 toneladas año, estando repartida entre 14 productores (ver cuadro # 2), con capacidades individuales que van desde 600 toneladas/año hasta 33 000 toneladas/año.

Existen además proyectos por un total de 62 100 toneladas / año, de las cuales 34 400 toneladas/año corresponden a proyectos que debido a problemas de financiamiento y a prioridades internas de los grupos productores han sido diferidos, considerándose poco probable su ejecución. La capacidad instalada actual y los proyectos cuya ejecución es altamente probable suman 213 500 toneladas/año.

Cuando menos el 60 % de la capacidad actual corresponde a productores que están integrados a la fabricación de derivados del formol, principalmente resinas de urea-formaldehído, fenol-formaldehído, y melamina-formaldehído así como hexametilentetramina.

En el cuadro # 3 se muestra la evolución de la capacidad instalada de formol. Su notable crecimiento observado desde 1979 se atribuye a los programas de fomento industrial ejecutados desde ese año, en los que se estableció la meta de, al menos, duplicar la capacidad instalada que se tenía en 1978.

La utilización de la capacidad instalada ha sido, durante la última década, del 69 %, sin que en ningún año se haya alcanzado más del 85 % ni menos del 60 %.

IV.2 .- DEMANDA

Para estimar el desarrollo de la demanda nacional histórica de formol se tomó como indicador su consumo nacional aparente. Hasta 1972 éste creció a una tasa del 14.6 % anual (1). De ese año a 1982 lo hizo a una tasa del 11.6 % anual. En ambos periodos el crecimiento del consumo aparente ha sido mayor al del Producto Interno Bruto, debido a que los derivados del formol son materiales novedosos, en pleno crecimiento dentro de su ciclo de vida: laminados plásticos decorativos e industriales (formalica), paneles de astillas de madera aglomerados, etc.

Fué hasta 1974 cuando se logró satisfacer la demanda nacional con producción interna. Hasta 1982 no se han registrado exportaciones de formol.

(1) Esta tasa anual de crecimiento corresponde al "crecimiento exponencial ajustado", el cual es el crecimiento constante de los puntos de una curva exponencial a la que se ajustan mediante una regresión los datos históricos. Su forma es:

$$y = a e^{bx}$$

siendo en este caso x el año y y el consumo aparente del año x , y a y b constantes. Esta curva llamada exponencial tiene la particularidad de que los crecimientos porcentuales de y a intervalos fijos de x son constantes. Esto permite comparaciones del crecimiento de variables a través del tiempo eliminando errores por oscilaciones en el crecimiento de las mismas.

En el cuadro # 4 se muestra la producción y el consumo aparente de los productos derivados del formol, así como el formol consumido en tal producción. A continuación se listan los factores de insumo/producto empleados para determinar el consumo de formol por derivado:

DERIVADO	FACTOR INSUMO/PRODUCTO (un. de formol 37 %/un. de derivado)
Resinas de urea-formaldehído	1.45
Resinas fenol-formaldehído	0.89
Resinas melamina-formaldehído	1.08
Hexametilentetramina	3.58
Pentaeritritol	3.18

El consumo aparente de todos los derivados de formol ha crecido más rápido que el P.I.B., siendo el renglón de resinas de melamina-formaldehído el que ha mostrado mayor dinamismo.

Puesto que todos los derivados son productos que están cursando su etapa de alto crecimiento y no se prevee que en el corto plazo alguno de ellos alcance una madurez, la proyección de sus respectivas demandas se realizó dándoles las mismas tasas de crecimiento anual. Con dicha proyección de demandas y los factores de insumo/producto arriba mencionados se integró la proyección de la demanda de formol para el periodo 1983-1998.

Dado que la política industrial vigente pretende eliminar la dependencia de las importaciones de insumos para las manufacturas, en la proyección de la demanda se ha considerado que el mercado de los derivados se satisface con producción nacional. De esta manera, la demanda de pentaeritritol implica una demanda de formol, no obstante que hoy en día no se disponga de la planta para producir pentaeritritol.

La proyección de la demanda de formol (cuadro # 5) puede parecer muy optimista, sin embargo, no lo es tanto si se considera que no se han tomado en cuenta las posibles exportaciones tanto de derivados como del formol mismo. Estas exportaciones, de acuerdo a lo que establece la política económica-industrial en vigor, son una prioridad nacional.

IV.3 .- IMPLICACIONES PARA EL PROYECTO

Siendo la capacidad nominal esperada para el corto plazo de 213 500 toneladas/año, y la efectiva resultante de aplicar un porcentaje de utilización del 75 %, lo cual parece razonable según un análisis sobre la utilización antes presentado, de 160 125 toneladas/año, se tiene un equilibrio entre la oferta y la demanda hasta 1987. Esto se cumple si no se inicia en México la producción de pentaeritritol antes de ese año, y si no existen restricciones en la capacidad de producción de derivados para satisfacer la demanda nacional de los mismos.

Para el caso de que se inicie la producción de pentaeritritol antes de 1987, se tendrían déficits de formol desde 1986.

Ante esta situación, puede decirse que existe un mercado para una nueva planta adicional a las ya anunciadas, desde 1987. Se propone por lo tanto, que la fecha de arranque para el proyecto sea julio de 1987.

De un análisis de las capacidades individuales actuales, se encuentra que la capacidad de planta promedio es de 13 300 toneladas/año, mientras que para los proyectos anunciados este parámetro desciende a 8 900 toneladas/año. De aquí surge la propuesta de que la capacidad del proyecto sea de 12 000 toneladas/año.

En cuanto a la localización para el proyecto, una revisión de la ubicación de los productores actuales indica que éstos están más bien próximos a los sitios de consumo de su producto, y no a la fuente de materia prima, que en esos casos es la planta de metanol de San Martín Texmelucan, Pue. Esto se explica por el hecho de que para producir 1 tonelada de formol al 37 %, se requieren únicamente 429 Kg de metanol, moviéndose menos toneladas de materiales cuando la producción de formol se lleva a cabo cerca de donde se consume. Para el proceso evaluado en este estudio los requerimientos de DME para producir 1 tonelada de formol son de tan sólo 384 Kg . Puesto que no se tiene otra materia prima que no se pueda conseguir fácilmente en cualquier sitio, se propone que la planta se localice próxima a donde se haya de consumir el producto.

Cuadro # 2

CAPACIDAD ACTUAL Y PROYECTOSPARA PRODUCIR FORMOL

PRODUCTOR	LOCALIZACION	CAPACIDAD (TON/AÑO)
CAPACIDAD ACTUAL		
Adhesivos, S. A.	Ixtacuixtla, Tlax.	25 000
Becco Industrial, S. A.	S. Juan Ixhuatépec, Méx.	4 500
Catálisis, S. A.	S. Cristóbal, Méx.	25 000
Derivados Petroquímicos, S. A.		12 000
Formoquimia, S. A.	Parral, Chih.	9 900
Industrias Químicas Delgar, S. A.	San Luis Potosí, S. L. P.	7 000
Industrias Resistol, S. A.	Lerma, Méx.	32 000
Ingsam, S. A.	Naucalpan, Méx.	600
Nalcomex, S.A.		6 200
Némesis, S. A.	Zumpango, Méx.	6 600
Petroderivados, S. A. de C. V.	S. Juan Ixhuatépec, Méx.	8 000
Poli-Resinas Química Borden, S. A. de C. V.	Kalostoc, Méx.	1 000
Soquimex	Kalostoc, Méx. Chihuahua, Chih.	33 000 15 000
CAPACIDAD ACTUAL :		185 800

PROYECTOS ANUNCIADOS

Aldehidos, S. A.	4 900	
Alfa Industrias, S. A.	7 900	
Formopenta y Derivados, S. A.	20 000	
Industrias Priha - Guadiana, S. A.	15 000	
Procesos Petroquímicos del Noroeste	10 000	
Hexálisis	1 600	
Salco Química, S. A. de C. V.	2 700	
PROYECTOS		62 100

Cuadro # 3

INTEGRACION DEL CONSUMO APARENTE DE FORMOL

TONELADAS/AÑO

	<u>1972</u>	<u>1973</u>	<u>1974</u>	<u>1975</u>	<u>1976</u>
Producción	29 500	27 434	30 414	34 380	41 800
Importación	16	9	1 686	nil	nil
Exportación	-	-	-	-	-
Consumo aparente	29 500	27 443	32 100	34 380	41 800
(crecimiento %)	37.3	(7.0)	17.0	7.1	21.6
Capacidad instalada	43 500	43 500	46 850	51 700	61 700
	<u>1977</u>	<u>1978</u>	<u>1979</u>	<u>1980</u>	<u>1981</u>
Producción	42 400	47 919	61 428	62 995	75 222
Importación	nil	nil	nil	nil	nil
Exportación	-	-	-	-	-
Consumo aparente	42 400	47 919	61 428	62 995	75 222
(crecimiento %)	1.4	13.0	28.2	2.6	19.4
Capacidad instalada	68 600	73 600	73 600	81 100	88 581
	<u>1982</u>	<u>1983</u>			
Producción	76 182	n.d.			
Importación	nil	n.d.			
Exportación	-	n.d.			
Consumo aparente	76 182	n.d.			
(crecimiento %)	1.3	n.d.			
Capacidad instalada	110 410	185 800			

Cuadro # 4

**PRODUCCION Y CONSUMO APARENTE
DE DERIVADOS DE FORMOL
Y FORMOL CONSUMIDO EN LA PRODUCCION DE DERIVADOS**

(Toneladas)

AÑO	RESINAS UREA-FORMALDEHIDO			RESINAS FENOL-FORMALDEHIDO			RESINAS MELANINA-FORMALDEHIDO			MELANITILYMETANINA			FENIAMINOTRIPOL			TOTAL PRODUCCION	DIFERENCIA CONTRA CONSUMO APARENTE
	PRODUCCION	CONSUMO APARENTE	ESTRUC. INICIAL	PRODUCCION	CONSUMO APARENTE	ESTRUC. FINAL	PRODUCCION	CONSUMO APARENTE	ESTRUC. FINAL	PRODUCCION	CONSUMO APARENTE	ESTRUC. FINAL	PRODUCCION	CONSUMO APARENTE	ESTRUC. FINAL		
1972	14 200	14 200	13 590	6 430	6 748	5 723	1 195	1 283	475	480	1 701	-	1 246	-	24 458	202	
1973	19 401	19 381	11 840	7 534	7 740	4 705	1 714	1 731	475	711	2 417	-	1 755	-	33 135	(3 871)	
1974	26 779	26 186	21 514	8 000	8 291	7 120	1 555	1 668	4 116	572	2 238	2 048	-	1 616	-	34 414	(8 746)
1975	17 229	17 229	24 442	7 400	7 398	6 230	2 217	2 218	2 391	105	313	1 106	-	2 920	-	24 713	(7 167)
1976	18 900	18 900	27 465	7 500	7 430	6 650	2 510	2 401	2 711	474	532	2 413	-	2 610	-	13 224	8 596
1977	17 000	16 984	24 610	6 000	6 050	7 120	2 250	2 304	2 430	463	403	2 395	-	2 890	-	16 595	5 905
1978	19 315	19 184	21 127	10 285	10 406	3 134	3 790	1 664	4 091	602	614	2 155	-	3 200	-	13 409	4 510
1979	26 300	26 274	30 135	11 760	11 849	10 413	4 300	4 324	4 644	730	742	2 613	-	1 534	-	55 125	5 621
1980	34 000	34 010	43 300	13 300	13 300	11 837	5 801	6 074	6 285	350	551	3 401	-	1 923	-	70 123	(7 000)
1981	37 143	37 143	53 657	14 098	14 390	12 547	4 458	4 468	6 360	1 094	1 098	3 909	-	4 400	-	77 212	(2 069)
1982	47 852	47 870	68 365	n.d.	n.d.	n.d.	5 162	5 204	5 575	n.d.	n.d.	n.d.	n.d.	n.d.	n.d.	n.d.	n.d.
Totalmente																	
1972-1982 (6)	12,2			9,3			17,3			9,4			13,9				

NOTA: La diferencia entre el consumo total de formal por derivados y el consumo aparente se atribuye a la variación en inventarios, a usos como en otros usos (como saliente, p. n.) y a desviaciones de los factores Lamm/precursos.

Cuadro # 5

PROYECCION DE LA DEMANDA DE FORMALDEHIDO
POR DERIVADO

(Toneladas)

	RESINAS		RESINAS		RESINAS		RESINAS		RESINAS		DEMANDA TOTAL DE FORMAL
	UREA-FORMALDEHIDO	FORMOL	FENOL-FORMALDEHIDO	FORMOL	UREA-FORMALDEHIDO	FORMOL	UREA-FORMALDEHIDO	FORMOL	UREA-FORMALDEHIDO	FORMOL	
1983	53 710	77 880	17 191	15 300	6 117	6 606	1 314	4 705	5 708	18 152	122 643
1984	60 263	87 381	18 790	16 723	7 188	7 763	1 438	5 147	6 502	20 675	137 689
1985	67 615	98 042	20 537	18 278	8 445	9 121	1 573	5 631	7 405	23 549	154 620
1986	75 864	110 003	22 447	19 978	9 923	10 717	1 721	6 150	8 435	26 822	173 680
1987	85 119	123 423	24 535	21 836	11 660	12 593	1 882	6 739	9 607	30 551	195 141
1988	95 504	136 480	26 816	23 867	13 700	14 796	2 059	7 372	10 943	34 797	219 313
1989	107 155	155 375	29 310	26 086	16 098	17 386	2 253	8 265	12 464	39 634	246 547
1990	120 228	174 331	32 036	28 512	18 915	20 428	2 465	9 824	14 196	45 143	277 238
1991	134 896	195 599	35 016	31 164	22 225	24 003	2 696	9 553	16 165	51 416	311 837
1992	151 353	219 462	38 272	34 062	26 115	28 204	2 950	10 560	18 417	58 565	350 854
1993	169 818	246 237	41 831	37 230	30 685	33 139	3 227	11 553	20 977	66 706	394 865
1994	190 536	276 278	45 722	40 692	36 054	38 939	3 530	12 635	23 892	75 978	444 526
1995	213 782	309 983	49 974	44 477	42 364	45 753	3 862	13 827	27 214	86 539	500 779
1996	239 863	347 801	54 621	48 613	49 778	53 760	4 225	15 127	30 956	98 568	563 869
1997	269 125	390 233	59 701	53 134	58 489	63 168	4 623	16 545	35 305	112 269	635 353
1998	301 960	437 842	65 253	58 076	68 724	74 222	5 077	18 154	40 212	127 874	716 118

CAPITULO V .-EVALUACION ECONOMICA

V.1 .- ESTIMACION DEL COSTO DE INVERSION

Existen métodos bastante precisos para estimar costos de inversión. Para el caso del formol, cualquier método es lo suficientemente adecuado como para ser empleado a nivel de estudio de factibilidad, siempre y cuando dicho método haya sido desarrollado específicamente para el formol. Existe una similitud muy marcada entre las plantas de formol independientemente del proceso; por ejemplo, en todos los casos el material predominante en los equipos de proceso es, invariablemente, acero inoxidable.

En el manual para estimación y evaluación de costos de plantas escrito por K. M. Guthrie (1), se presenta el siguiente método de estimación de la inversión fija total, y de su integración por componentes.

(1) Kenneth M. Guthrie, "Process Plant Estimating, Evaluation and Control, Craftsman Book Company of America, 1974

1.- Valor del exponente: 0.55

Este exponente es el que debe incluirse en la ecuación empleada para estimar el costo de inversión para una planta de una cierta capacidad, conociendo el costo de otra de capacidad también conocida:

$$\frac{\text{Inversión planta A}}{\text{Inversión planta B}} = \left(\frac{\text{Capacidad planta A}}{\text{Capacidad planta B}} \right)^{0.55}$$

2.-	Componente de materiales	Componente de mano de obra	Costo directo de la instalación
	(M)	(L)	(M+L)
Equipo comprado	100.0		
tuberías			
obra civil			
acero			
instrumentación	Factor de	Factor de	
inst. eléctricas	materiales	mano de obra	
aislamiento	1.508	0.377	
pintura			
Costo directo de instalación	150.8	+ 37.7	188.5
			Factor de módulo*
			1.46
	COSTO TOTAL		271.3

* Aquí se incluyen costos indirectos y contingencias.

Adicionalmente se sabe que, según el artículo de la revista Hydrocarbon Processing referente a este proceso, para una planta de formol a partir de DME con una capacidad supuesta de 10 000 toneladas anuales, el costo de inversión fija a límites de batería (IF_{LB}) era, en 1966, de aproximadamente 220 000 U.S.Dlls.

Con el objeto de expresar un valor estimado para la IF_{LB} correspondiente a un año distinto al de referencia, es necesario efectuar una corrección por el deterioro del valor real de la moneda utilizada a través del tiempo. Así, el índice de precios del Producto Nacional Bruto (deflator del P.N.B.) de E. U. A. fué en 1966 igual a 1.079, mientras que para 1983 ascendió a 3.146, expresados ambos en la base 1960 = 1.0. Como se ha propuesto que el año de arranque sea 1987, es necesario contar con el índice de ese año, para lo cual se tomó la cifra proyectada mediante el modelo econométrico al que se hace referencia en la sección I.2 (donde se dá la metodología seguida); dicho valor es 3.879.

La inversión fija a L. B. para 1987 será por los tanto:

$$IF_{LB} = 220\ 000\ \text{U.S.Dlls} \left(\frac{12\ 000}{10\ 000} \right)^{0.55} \left(\frac{3.879}{1.079} \right)$$

$$IF_{LB} = 874\ 320\ \text{U.S.Dlls.}$$

El tipo de cambio Mex.Pesos / U.S.Dlls. controlado se estimó consultando los resultados del modelo mencionado. Dentro del juego de proyecciones que para México presenta, se seleccionó una cuyo supuesto básico es que se sigue, aunque en forma no muy estricta, el convenio suscrito por el Gobierno Federal ante el Fondo Monetario Internacional para librar la actual crisis financiera por la que atraviesa el País. Dicha corrida del modelo arroja un tipo de cambio controlado de 510 Mex.Pesos / U.S.Dlls.

La inversión fija a L. B. en pesos de 1987 asciende a

$$IF_{LB} = 445\ 903\ 000\ \text{pesos mexicanos}$$

La Secretaría de Patrimonio y Fomento Industrial (hoy Secretaría de Energía, Minas e Industria Paraestatal) mantiene una relación de los permisos petroquímicos otorgados, en donde se publica la inversión fija a L. B. en pesos de 1980 requerida para una planta de formol convencional de 25 000 toneladas anuales de capacidad. Llevando esta cifra (65.813 millones de pesos) a pesos de 1987 y corrigiendo por capacidad para hallar la inversión requerida para una planta de 12 000 toneladas anuales, esta última resultaría de 479.640 millones de pesos. La inversión estimada para el proyecto a partir de DME es 7 % inferior.

Empleando el método para estimar la inversión por componente del costo, se obtiene el siguiente desglose:

Costo de equipo comprado	164.358	millones de pesos		
Costo de materiales para instalación	83.494	"	"	"
Costo de M. de O. para instalación	61.963	"	"	"
Costos indirectos y contingencias	136.088	"	"	"
	<hr/>			
TOTAL	445.903	"	"	"

Nota: El término "límite de batería" indica el área dentro de la cual se hallan todos los bienes inmuebles y muebles cuyo propósito es el fin básico de la planta. Por lo tanto, quedan excluidas, entre otras, las áreas e instalaciones para recreación, previsión social, administración corporativa y en general todas las obras no indispensables.

V.2 .- ESTIMACION DEL COSTO DE OPERACION

Los costos de operación han sido clasificados de la manera siguiente:

- Costos directos
 - variables
 - materias primas
 - DME
 - catalizador
 - agua pura
 - HTS
 - servicios
 - agua de enfriamiento
 - vapor recuperado
 - electricidad
 - Costos indirectos
 - fijos
 - depreciación
 - mano de obra y supervisión
 - mantenimiento
 - otros (almacén, administración planta, etc)

Para estimar el costo de materias primas y servicios en forma unitaria se consideraron los siguientes precios y consumos unitarios:

	Unidad	Consumo unitario (Un/Ton de formol)	Precio (\$ 83)
DME	Ton	0.379	13 900.00
Catalizador	Kg	0.300	7 000.00
Agua pura	Ton	0.540	3.84
HTS	Kg	0.250	2 000.00

	<u>Unidad</u>	<u>Consumo unitario (Un/Ton de formol)</u>	<u>Precio (\$ 83)</u>
Agua de enfriamiento	Ton	30.0	0.36
Vapor recuperado	Ton	-0.6	236.63
Electricidad	KWh/r	84.0	4.43

Este precio inicialmente supuesto del DME, es el necesario para que el costo de producción unitario sea igual al del proceso convencional.

El cálculo de la depreciación se basó en el criterio de la línea recta, considerando un periodo de vida útil de 10 años; todo el cálculo es consistente con el criterio aceptado para efectos fiscales y contables al mismo tiempo. No obstante lo anterior, en la evaluación se considera una depreciación que no es deducible de impuestos, correspondiente al incremento anual del activo fijo necesario para reflejar en éste el aumento en el costo de reposición derivado del incremento en el precio de dicho activo por inflación. La depreciación adicional se basa en periodos remanentes de la vida útil de la planta.

Para la mano de obra y supervisión se supone que se requieren dos operadores, uno titular y otro auxiliar, así como un supervisor por turno. Se suponen 3 turnos por día, por lo cual el importe anual de este rubro en pesos de 1983 es de \$ 5 197 000.

El renglón de mantenimiento es un costo fijo cuyo importe anual en las mismas bases que el caso anterior, asciende a \$ 19 250 000, incluyéndose en él otros costos fijos como son el de almacén y los administrativos de la planta en sí.

V.3 .- PROYECCIONES FINANCIERAS

Las premisas para escalar los conceptos que intervienen en las proyecciones financieras corresponden al supuesto de cumplimiento razonable del convenio suscrito por el Gobierno de México ante el Fondo Monetario Internacional, tal y como se mencionó en el punto V.1.

Primeramente es necesario escalar los elementos del costo, y el precio de venta del formol hacia 1987, año inicial de las proyecciones financieras. Para ello, los componentes del costo de origen nacional se escalan con el índice de precios al mayoreo de la Cd. de México. Este en 1983 fué de 21.012 (base 1970 = 1.0), mientras que para 1987 se estima en 73.683. Los componentes del costo de origen extranjero se manejan en dólares americanos y se convierten a pesos con el tipo de cambio controlado, el cual en 1983 fué de 170 Mex.Pesos / U.S.Dll, y para 1987 se estima será de 510 Mex.Pesos / U.S.Dll. El renglón de mano de obra se escala con tasas de incremento en 1984, 1985, 1986 y 1987 del 51 %, 37 %, 32 % y 30 % respectivamente, las cuales corresponden a los incrementos del salario medio anual manejadas por el modelo para esta proyección econométrica. Finalmente el precio de venta del formol al 37 %, que en 1983 es un dato conocido, se escaló hacia 1987 suponiendo que el incremento en costos se puede repercutir íntegramente en él, de tal forma que resultó ser de \$ 45 867.00 por tonelada.

Una excepción a los supuestos antes descritos con el precio de los energéticos (electricidad y vapor recuperado) ; la política de precios del sector energéticos y derivados de petróleo, pretende llevar los precios nacionales de estos bienes al 80 % de los precios internacionales, eliminando gradualmente los subsidios actuales en un plazo de aproximadamente 3 años contados desde 1983.

Los incrementos anuales para estos rubros previstos para 1984, 1985, 1986 y 1987 son del 165 %, 90 %, 70 % y 32 %.

De 1987 en adelante es más difícil proyectar los factores de escalación de manera precisa. Para este periodo el modelo reporta poca variabilidad en dichos conceptos, convergiendo los distintos incrementos de precios (precios al mayoreo, precios del P.I.B, precios de la mano de obra y tipo de cambio) hacia un valor estable de entre el 20 % y el 30 % anual. En seguida se muestran los factores de escalación empleados para las proyecciones financieras de 1987 en adelante.

Precios al mayoreo	25.7 % anual
Precios insumos importados	25.7 % anual
Precios del P.I.B	25.3 % anual
Precios de la mano de obra	30.0 % anual

Se consideran, adicionalmente a los supuestos de escalación señalados, los siguientes criterios y premisas:

- Una vida útil de la planta de 10 años, la cual es congruente con la tasa de depreciación aceptada para efectos fiscales (10 % anual para equipo de proceso).
- Un calendario para la ejecución del proyecto como se indica a continuación

Ingeniería básica	enero/86 a febrero/86
Ingeniería de detalle	marzo/86 a mayo/86
Compra de equipo	marzo/86 a mayo/86
Construcción e instalación	junio/86 a abril/87
Pruebas y arranque	mayo/87 a julio/87

siendo la duración del periodo preoperativo de 18 meses.

- Existen gastos operativos (gastos de administración, distribución y venta), calculados como el 15 % del importe de las ventas.

- Las políticas de capital de trabajo son

Cuentas por cobrar	30 días del importe de las ventas
Cuentas por pagar	15 días del costo de las ventas
Caja y bancos	15 días del costo de las ventas
Inventario de materias primas y refacciones	10 días del costo de las ventas
Inventario de producto terminado	20 días del costo de las ventas

- Existe un componente de la depreciación correspondiente a la reexpresión anual del activo fijo necesaria para reflejar en los estados financieros el efecto de la inflación sobre el costo de reposición de la planta. Esta nueva depreciación adicional que entra año con año se calcula sobre la vida útil remanente de la planta y no es deducible para calcular el impuesto sobre la renta.

- No se consideran ni gastos ni productos financieros, debido a que la evaluación se hace para el proyecto en sí, independientemente de la forma en que se financie.

En los cuadros #6 a #9 se presentan los estados financieros proyectados con base a estos supuestos.

Cuadro # 6

ESTADO DEL ACTIVO FIJO Y LA DEPRECIACION

(Miles de Pesos)

	1987	1988	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996
Activo Fijo Bruto	445 903.0	445 903.0	445 903.0	445 903.0	445 903.0	445 903.0	445 903.0	445 903.0	445 903.0	445 903.0
Reexpresión	0.0	101 532.1	214 616.3	338 599.0	471 756.4	610 799.0	750 167.3	801 142.3	990 550.1	1 059 094.1
A. P. B. Reexpresado	445 903.0	547 435.1	660 519.3	784 502.0	917 659.4	1 056 698.0	1 196 070.2	1 327 045.3	1 436 453.1	1 504 997.1
Depreciación	44 550.1	89 180.6	133 770.9	178 361.2	222 951.5	267 541.8	312 132.1	356 722.4	401 312.7	445 903.0
Dep. por Reexpresión	0.0	11 281.3	36 698.2	79 026.9	145 148.5	238 277.8	366 250.2	537 080.9	764 215.5	1 059 094.1
Depreciación Total	44 550.1	100 461.9	170 469.1	258 188.1	368 100.0	505 819.6	678 382.3	894 603.3	1 165 528.2	1 504 997.1
Activo Fijo Neto	401 312.7	446 973.2	490 050.2	526 313.9	549 559.5	550 878.4	517 668.0	432 442.0	270 924.9	0.0
Tasa de Reexpresión	25.3	25.3	25.3	25.3	25.3	25.3	25.3	25.3	25.3	25.3

Cuadro # 7

ESTADO DEL COSTO DE PRODUCCION

(Miles de Pesos)

	1987	1988	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996
Producción (Tono)	6 000.0	12 000.0	12 000.0	12 000.0	12 000.0	12 000.0	12 000.0	12 000.0	12 000.0	11 000.0
Ma. (1)	110 840.2	278 657.3	350 272.3	440 292.2	553 447.4	695 681.3	874 473.9	1 059 213.7	1 301 311.7	1 733 811.0
Catalizador (2)	37 800.0	95 029.3	119 451.7	150 350.0	180 739.5	237 245.6	298 217.7	374 059.7	471 198.6	590 296.7
Agua pura (1)	43.6	109.7	137.9	173.4	217.9	273.9	344.3	432.0	544.0	683.8
H2O (2)	5 000.0	22 626.0	28 440.9	35 750.2	44 938.0	56 487.0	71 004.2	89 252.3	112 190.1	141 023.0
Lateralón Pírua y Aux.	157 685.9	396 422.3	498 302.8	626 366.6	787 342.8	989 689.9	1 244 040.2	1 563 758.5	1 965 644.5	2 470 815.1
Agua de enfriamiento (1)	226.8	570.2	716.7	900.9	1 132.4	1 423.5	1 769.3	2 249.2	2 827.2	3 553.8
Vapor recuperado (1)	(9 624.9)	(24 196.9)	(30 415.5)	(30 232.3)	(48 057.9)	(60 408.0)	(75 933.9)	(95 448.9)	(119 979.3)	(150 814.0)
Electricidad (1)	23 222.2	63 416.3	79 714.3	100 200.6	125 952.2	158 321.9	199 010.6	250 156.4	314 446.6	395 293.3
Servicio	15 827.1	39 789.5	50 015.3	62 869.3	79 026.7	99 336.5	124 866.0	156 956.6	197 294.5	247 999.1
Costo Directo	173 513.0	430 211.7	548 318.1	689 235.9	866 369.5	1 089 026.4	1 368 906.2	1 720 719.1	2 162 938.9	2 718 814.2
Depreciación	44 500.3	55 871.6	70 007.2	87 719.0	109 911.9	137 719.6	172 562.7	216 221.0	270 924.9	339 460.9
Mano de obra y superv.	9 224.4	23 983.4	31 178.4	40 532.0	52 691.5	68 495.0	89 048.7	115 763.3	150 452.3	195 640.0
Mantenimiento(1)(3)	33 758.3	67 516.6	84 868.3	106 679.5	134 096.1	168 586.8	211 878.4	266 331.2	334 778.3	420 816.3
Costo Indirecto	87 573.0	147 371.6	186 053.9	234 930.4	296 699.5	374 777.4	473 489.8	598 315.5	756 155.5	955 953.2
Costo total	261 086.0	583 583.3	734 372.0	924 166.3	1 163 069.0	1 463 803.8	1 842 396.0	2 319 034.6	2 919 134.4	3 674 737.5

(1) Excluido con el Índice de Precios al Mayorista.

(2) Excluido con el Índice de Precios para Insumos Importados.

(3) Excluido con el Índice de Precios de la Mano de Obra.

Cuadro # 8

ESTADO DE PERDIDAS Y GANANCIAS

(Miles de Pesos)

	1987	1988	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996
Ventas (Jones)	6 000.0	11 000.0	12 000.0	12 000.0	12 000.0	12 000.0	12 000.0	12 000.0	12 000.0	12 000.0
Previo (\$ / Ton)	<u>37 951.00</u>	<u>72 845.66</u>	<u>91 567.00</u>	<u>125 239.72</u>	<u>144 630.35</u>	<u>161 863.20</u>	<u>223 344.00</u>	<u>237 316.75</u>	<u>161 202.42</u>	<u>454 031.44</u>
Importe de ventas	367 712.0	874 140.0	1 098 804.0	1 502 289.8	1 736 164.2	2 182 354.0	2 743 224.4	3 443 433.1	4 314 429.0	5 448 377.3
Costo de ventas	<u>322 305.0</u>	<u>533 963.3</u>	<u>734 372.0</u>	<u>720 265.3</u>	<u>1 363 469.0</u>	<u>1 463 603.8</u>	<u>1 824 384.4</u>	<u>2 319 030.6</u>	<u>2 929 134.4</u>	<u>3 674 739.5</u>
Utilidad bruta	45 407.0	290 564.7	363 432.0	782 024.5	372 695.2	718 750.2	918 840.0	1 124 402.5	1 385 294.6	1 773 637.8
Gastos operativos	<u>10 256.8</u>	<u>131 122.2</u>	<u>164 820.6</u>	<u>200 279.0</u>	<u>260 424.6</u>	<u>327 353.8</u>	<u>422 451.7</u>	<u>511 235.0</u>	<u>650 144.4</u>	<u>817 256.6</u>
Ut. antes de ISA y ITC	35 150.2	159 442.5	199 611.4	581 745.5	312 270.6	391 396.4	496 388.3	613 167.5	735 150.2	956 381.2
I.S.A. y P.T.U.	17 214.6	55 361.9	112 514.1	148 484.8	186 956.1	242 165.0	317 478.6	391 739.1	475 732.4	625 619.9
Utilidad Neta	<u>17 935.6</u>	<u>74 080.6</u>	<u>87 097.3</u>	<u>133 260.7</u>	<u>125 314.5</u>	<u>149 231.4</u>	<u>178 909.7</u>	<u>221 428.4</u>	<u>259 417.8</u>	<u>330 761.3</u>

Cuadro # 9

ESTADO DEL FLUJO DE EFECTIVO

(Miles de Pesos)

	1980	1981	1982	1983	1984	1985	1986	1987	1988	1989	1990
Utilidad Neta	C.C.	17 234.6	74 080.6	87 057.3	103 361.1	123 674.5	149 035.7	189 666.2	220 165.4	269 397.6	330 751.3
Depreciación	C.C.	44 590.3	35 871.6	70 007.2	87 719.0	109 911.5	137 719.6	172 562.7	216 221.0	270 924.3	339 466.5
Ingresos	C.C.	61 824.9	129 952.2	157 104.5	191 060.1	233 586.4	286 755.3	362 248.9	436 335.4	540 322.7	670 270.2
Incr. Cuentas x Cob.	C.C.	28 575.1	43 268.7	184 464.5	23 210.4	29 175.4	36 673.2	46 095.6	57 545.5	72 636.0	91 557.4
Incr. Inv. L. P.	C.C.	7 153.0	8 835.5	4 131.2	5 199.8	6 945.3	8 239.3	9 679.2	11 521.6	16 441.2	20 701.5
Incr. Inv. P. Term.	C.C.	14 306.1	17 671.1	6 262.5	10 399.7	13 090.6	16 476.6	19 756.5	27 153.3	32 682.4	41 403.0
Incr. Caja y Bancos	C.C.	10 729.6	13 253.3	6 196.8	7 759.8	9 817.9	12 395.0	14 816.5	20 327.4	24 661.6	31 052.3
Incr. Cuentas a Pag.	C.C.	10 729.6	13 253.3	6 196.8	7 759.8	9 817.9	12 395.0	14 816.5	20 327.4	24 661.6	31 052.3
Incr. Cap. de Trab.	C.C.	50 036.2	69 775.3	30 856.5	38 809.5	46 811.3	61 391.4	75 736.3	96 600.1	122 161.6	153 601.5
Incr. al A.P.B.		222 551.5	222 551.5	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Flujo de efectivo Acumulado	(222 551.5)	(211 164.6)	60 176.9	126 246.0	152 270.2	164 775.1	229 363.9	286 512.6	337 762.6	418 161.1	516 956.3
	(222 951.5)	(434 116.3)	(373 939.4)	(247 693.4)	(95 421.2)	69 392.0	314 719.8	601 226.4	935 027.0	1 351 178.1	1 673 136.2
F. de M. Descartado Acumulado	(222 951.5)	(155 726.1)	32 727.3	50 633.6	45 037.7	40 303.7	36 251.5	33 986.0	25 350.9	26 977.6	24 576.6
	(222 551.5)	(387 617.7)	(345 950.4)	(295 316.9)	(250 219.2)	(209 975.4)	(173 723.5)	(135 735.9)	(110 183.2)	(83 207.4)	(56 630.2)

ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

V.4 .- DETERMINACION DE LA RENTABILIDAD

Son cuatro los criterios aquí empleados para medir la rentabilidad del proyecto, siendo éstos los más generalizados para ese fin. Todos se basan en la elaboración de proyecciones de estados financieros, especialmente en la del flujo de efectivo en términos corrientes y en términos descontados, es decir, en pesos llevados a valor presente mediante un algoritmo semejante al que se aplica a los cálculos de interés compuesto.

La tasa de descuento con la que se lleva a valor presente la serie de flujos de efectivo se denomina "costo de capital", y equivale al precio, a través del tiempo, que tiene el dinero necesario para financiar el proyecto. En caso de que éste se financie con pasivos bancarios, el costo de capital sería una ponderación del interés cargado a tales pasivos y del rendimiento que el accionista que aporta su capital para el proyecto espera recibir de su inversión, de acuerdo al riesgo en que incurre al hacer ésto.

Como en la evaluación del presente proyecto no se considera financiamiento externo, sino únicamente aportación de capital, el costo de capital corresponde exactamente al rendimiento esperado sobre dicho capital. Si en el horizonte de proyección se ha considerado que la inflación se estabiliza en un valor del 25.7 % anual, es razonable entonces suponer que el rendimiento mínimo esperado para el capital aportado sea igual a ese valor. Considerando por otro lado que en periodos de menor inflación la componente por riesgo del rendimiento sobre el capital era del orden del 10 %, la tasa de descuento con que se han llevado a valor presente los flujos de efectivo proyectados para el presente trabajo se fijó en el 35.6 %.

El primer criterio para medir la rentabilidad del proyecto en cuestión es el del Valor Presente Neto (V.P.N.), cuya fórmula es:

$$V.P.N. = - \sum_{i=1}^n \frac{(F.E.)_i}{(1+j)^{i-1}} - \frac{(F.E.)_0}{1} + \frac{(F.E.)_1}{1+j} + \frac{(F.E.)_2}{(1+j)^2} + \dots + \frac{(F.E.)_n}{(1+j)^{n-1}}$$

donde i = periodo

j = tasa de descuento (como fracción)

$(F.E.)_i$ = flujo de efectivo del año i

Con la tasa de descuento considerada, para este caso se obtuvo que

$$V.P.N. = (\$ 58\ 630\ 800)$$

lo cual equivale a decir que el beneficio o retorno brindado por el proyecto, llevado a valor presente, no compensa el valor del capital invertido, al menos con la tasa de descuento utilizada.

El siguiente criterio, la Tasa Interna de Retorno (T.I.R.), consiste en determinar a que tasa de descuento (T.I.R.) la sumatoria de flujos de efectivo descontados es igual a cero. Para este caso se obtuvo que

$$T.I.R. = 31.3 \%$$

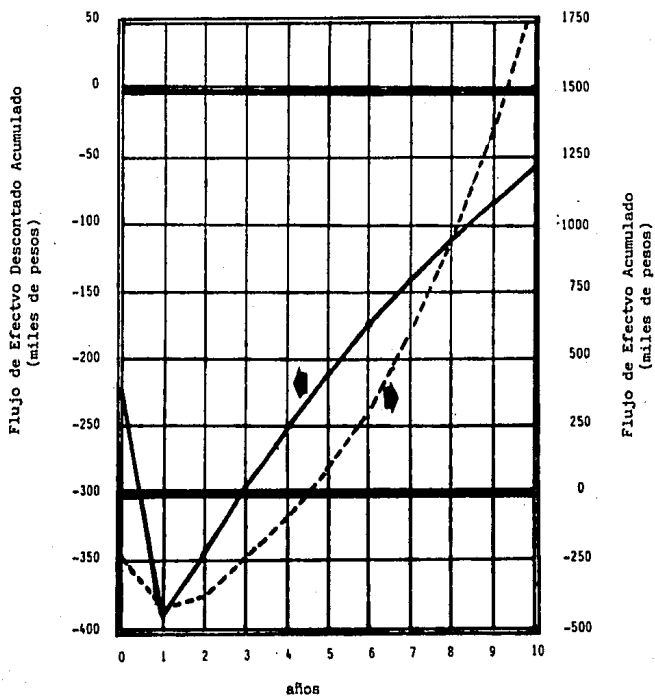
Bajo este criterio, el proyecto resulta rentable, ya que la T.I.R. obtenida es mayor que la tasa de inflación proyectada, mas no produce el rendimiento esperado sobre el capital.

Los otros dos criterios son el periodo de recuperación de la inversión, y el periodo de recuperación descontado. Su objeto es establecer cuando las series de flujo de efectivo y de flujo de efectivo descontado proporcionan un valor acumulado de cero, es decir, cuanto tiempo transcurre desde el momento de la primera erogación, para que ésta se repague con flujos de efectivo positivos. Los resultados son

Periodo de recuperación sin
descontar = 4 años con 6 meses

Periodo de recuperación
descontado = no se recupera en el horizonte
de proyección

y se obtienen de la lectura de la siguiente gráfica de flujo
de efectivo anual contra tiempo



Cuadro # 10

COMPROBACION DE LA TASA

INTERNA DE RSTORNO

<u>i</u>	<u>Flujo de efectivo</u>	<u>$(1+j)^{i-1}$</u>	<u>$\frac{F.E.}{(1+j)^{i-1}}$</u>	<u>Acumulación</u>
1	(222 951.5)	1.0000	(222 951.5)	(222 951.5)
2	(211 164.8)	1.3132	(169 780.4)	(383 755.8)
3	60 176.9	1.7244	34 896.7	(348 859.3)
4	126 246.0	2.2645	55 750.5	(293 109.1)
5	152 270.2	2.9737	51 206.3	(241 903.3)
6	184 775.1	3.9047	47 318.3	(194 585.5)
7	225 363.9	5.1279	43 948.8	(150 637.3)
8	286 512.6	6.7338	42 548.5	(108 089.5)
9	337 788.6	8.8427	38 199.9	(69 890.3)
10	418 161.2	11.6120	36 011.3	(33 879.8)
11	516 558.3	15.2468	33 879.8	0.0

V.5 .- ANALISIS DE SENSIBILIDADES

Este análisis tiene por objeto medir el impacto que tienen sobre la rentabilidad del proyecto, los factores de la evaluación en cuya proyección se tiene más incertidumbre.

En este caso, el precio del DME constituye uno de tales factores, dado que no se cuenta con ningún valor real a partir del cual se pueda hacer la proyección.

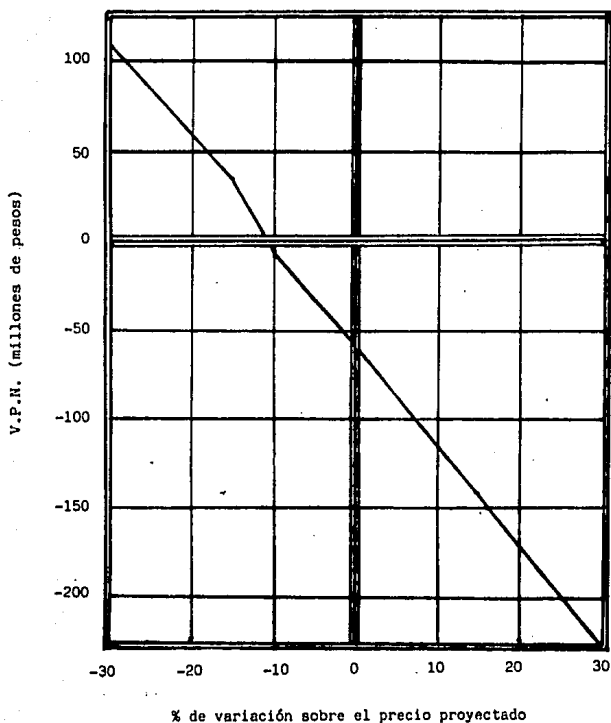
A continuación se muestra el comportamiento del V.P.N. ante variaciones sobre el precio supuesto del DME:

<u>% de variación sobre el precio proyectado</u>	<u>Precio del DME \$/Ton en 1983</u>	<u>V.P.N. M\$</u>
+ 30	18 070	(224 875.8)
+ 15	15 985	(141 753.3)
- 10	12 510	(3 215.8)
- 15	11 815	34 327.9
- 30	9 730	107 608.9

Para que el proyecto brinde el rendimiento sobre capital esperado, el precio de DME debe estar 10.4 % abajo de lo estimado en la proyección básica, siendo en 1983 de \$ 12 455/Ton.

En la publicación que sobre el proceso hace Hydrocarbon Processing, se comenta que el costo estimado de producción para una tonelada de formol a partir de DME, comparado con el costo unitario para procesos convencionales, es menor en un 42%, de acuerdo a datos de 1966 para Japón. Para mantener esa proporción

en el presente caso, el precio del DME en 1983 debe ser de solamente \$ 1 280/Ton. Ello indica que existe una gran probabilidad de que el precio de ese insumo sea más bajo de lo supuesto, favoreciendo determinadamente la rentabilidad del proyecto.



CAPITULO VI .-CONCLUSIONES

- Revisando el objetivo planteado para este trabajo desde el principio, se establece la conclusión más importante: el proyecto de producir formol partiendo de DME en vez de metanol, resulta factible, tanto desde el punto de vista técnico como del económico.
- Su producción con DME se torna más rentable con precios de dicha materia prima inferiores a \$ 12 500 / Ton (a precios de 1983). Siendo el precio del metanol de \$ 16 250 / Ton, parece factible conseguir precios muy favorables para el DME. Sin embargo, sólo mediante un estudio detallado del costo de recuperación de DME de los demás subproductos obtenidos con el metanol, es posible hacer la recomendación pertinente.
- A partir de 1987 existe un mercado para la nueva planta de formol. La capacidad propuesta de 12 000 toneladas anuales tiene perfecta cabida en dicho mercado, ello sin tomar en cuenta el potencial mercado de exportación ni el posible cierre de plantas obsoletas e ineficientes.
- La tecnología se adecúa a la producción a nivel competitivo de formol al 37 %, con la ventaja de que puede obtenerse libre de metanol, lo cual resulta de especial interés para quien lo haya de producir para su autoconsumo sin requerirlo inhibido. También es factible obtener otras concentraciones comerciales del producto, aunque en este trabajo se limitó el análisis a la obtención de formol 37 %.

- Siendo el alcance de este estudio el propio de un análisis de factibilidad, para un posible interesado en llevar a cabo el proyecto se pueden dar las siguientes recomendaciones:

- 1) Análisis más profundo sobre la disponibilidad y precio del DME, conviniendo con PEMEX los términos en que éste habrá de suministrar tal insumo.
- 2) Estudio definitivo del mercado, con énfasis en aspectos tales como transporte, precios, exportación, etc. El enfoque de tal estudio depende de la posición del posible interesado en cuanto a su integración a resinas, hexametilentetramina y/o pentaeritritol.
- 3) Establecimiento de negociaciones con las organizaciones pertinentes para la utilización legítima de la tecnología propuesta.
- 4) Una vez desempeñadas estas actividades, y en caso de que en ninguna de ellas se llegue a conclusiones que contraven gan a la aquí escrita sobre la viabilidad del proyecto, será posible elaborar el análisis definitivo sobre el mismo. En dicho análisis tanto la estimación del costo de inversión como el de operación deberán estar soportados por un estudio más detallado y profundo sobre el proceso. En ese momento la inversión en activos fijos deberá estimarse de acuerdo a un presupuesto inicial para cada equipo, para lo cual será necesario un dimensionamiento y diseño mecánico de los mismos. Resulta evidente que para esa etapa deberán estar disponibles datos sobre la cinética de la reacción química correspondiente, información que para el presente trabajo no se logró obtener.
- 5) De la evaluación definitiva del proyecto se tendrá la decisión final, que en caso de ser la aprobación, proseguiría entonces la ejecución del proyecto de acuerdo a un calendario similar al incluido en este trabajo.

BIBLIOGRAFIA

- 1) Clifton, David S. / Fyffe, David E.
"Project Feasibility Analysis"
Wiley Interscience, 1977
- 2) Guthrie, Kenneth M.
"Process Plant Estimating, Evaluation and Control"
Craftsman Book Company of America, 1974
- 3) Guzmán de las Casas, Carlos
"Estudio de las Inversiones Tecnológicas en la Producción de
Formaldehído", Tesis Profesional
México, 1975
- 4) Holland, F. A. / Watson, F. A. / Wilkinson, J. K.
"Engineering Economics" (a reprint from Chemical Engineering)
Mc. Graw Hill, 1974
- 5) Kern, Donald Q.
"Process Heat Transfer"
Mc. Graw Hill, 1950
- 6) Kirk / Othmer / Douglas
"Enciclopedia de Tecnología Química"
- 7) Instituto Mexicano del Petróleo
"Desarrollo y Perspectivas del Sector Secundario de la Industria
Petroquímica"
I.M.P., 1973

- 8) Ocon García, Joaquín / Tojo Barreiro, Gabriel
"Problemas de Ingeniería Química", Tomo II.
Aguilar, S. A. de Ediciones, 1963
- 9) Perry, Robert H. / Chilton, Cecil H.
"Chemical Engineers Handbook", 5/a. edición
Mc Graw Hill, 1973
- 10) Tadenuma, Hachiro / Murakami, Torajiro / Mitsushima, Hirotsugu
"Make Cheapest Formalin from DME"
Hydrocarbon Processing, Nov. 1966, Vol.45, Num.11, pags. 195 y
196.
- 11) Walker, Joseph Frederic
"Formaldehído", 3/a. edición
New York, Reinhold, 1964
- 12) PEMEX
"Memorias de Labores, 1983"
- 13) Asociación Nacional de la Industria Química (A.N.I.Q.)
Anuario 1983

INDICE DE FIGURAS Y CUADROS

	Pag.
Figura # 1 .- Diagrama de Flujo y Balance	35
Figura # 2 .- Diagrama de Ingeniería	40
Figura # 3 .- Cálculo del Número de Platos Teórico del Absorbedor A-201	47
Cuadro # 1 .- Procesos Existentes para la Producción de Formaldehído	9
Cuadro # 2 .- Capacidad Actual y Proyectos para Producir Formol	62
Cuadro # 3 .- Integración del Consumo Aparente de Formol	63
Cuadro # 4 .- Producción y Consumo Aparente de Deri- vados del Formol y Formol Consumido en la Producción de Derivados	64
Cuadro # 5 .- Proyección de la Demanda de Formol por Derivado	65
Cuadro # 6 .- Estado del Activo Fijo y la Depreciación .	75
Cuadro # 7 .- Estado del Costo de Producción	76
Cuadro # 8 .- Estado de Pérdidas y Ganancias	77
Cuadro # 9 .- Estado del Flujo de Efectivo	78
Cuadro # 10.- Comprobación de la T.I.R.	82