

261

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO  
FACULTAD DE QUIMICA

ESTUDIO TECNICO-ECONOMICO DEL ACIDO  
ACETICO EN MEXICO

T E S I S  
QUE PARA OBTENER  
EL TITULO DE  
INGENIERO QUIMICO  
PRESENTAN:  
JESUS OLAYO GONZALEZ  
RAMON CRUZ RODRIGUEZ



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



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

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

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

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

CLAS. Tesis  
AÑO. 1975  
FECHA 1975  
PROC. 11-83



QUÍMICA

PRESIDENTE: Ing. Eduardo Rojo y De Regil

VOCAL: Ing. Rudy P. Stivalet Corral

JURADO ASIGNADO

SECRETARIO: Ing. Oscar E. Ruíz Carmona

1er. SUPLENTE: Ing. Roberto Andrade Cruz

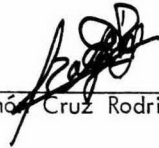
2o. SUPLENTE: Ing. Mario Ramírez y Otero

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA: México, D.F.

SUSTENTANTES:



Jesús Otero González



Ramón Cruz Rodríguez

ASESOR DEL TEMA:



Ing. Oscar Ruíz Carmona

"Al Final

No importa el cúmulo de fracasos

Ni la cantidad de los éxitos

Sino la honradez con que luchamos

Por aquello en que creímos...

Crear es Crear

CON AGRADECIMIENTO A LA FACULTAD Y A  
LOS PROFESORES QUE NOS FORMARON.

AGRADECEMOS PROFUNDAMENTE AL  
ING. OSCAR E. RUIZ CARMONA  
LA DIRECCION DE ESTE TRABAJO.

AGRADECEMOS LA AYUDA PROPORCIONADA POR :

ING. JORGE MARTINEZ MONTES  
DE CELANESE MEXICANA, S. A.

R. J. IZAGUIRRE  
LIQUID CARBUNIC INTERNATIONAL

ING. GUARDADO S. Y LIC. GUILLEN O.  
NAFINSA.

A mi Madre : Ejemplo de Comprensión y Dulzura

A mi Padre : Ejemplo de Rectitud y Dedicación

A mi Tía Lupita : Ejemplo de Cariño Desinteresado.

A mis Hermanos : Roberto y Beatriz

Miguel Angel

Ma. Guadalupe

y Jorge.

*y ANGEL MARIE E.*

A mis familiares, compañeros y amigos de toda la vida,  
con todo cariño.

Jesús Olayo González.

A mis Padres por la comprensión y apoyo  
brindado a lo largo de mi vida.

A mis hermanos :      Francisco  
   Jacobo  
   Javier  
   Marina  
   Angela  
   y Víctor  
   ~~Ysabella~~

A Jesús por la amistad e impulso que me brindó  
en los momentos difíciles de la carrera.

A mis amigos y compañeros de la facultad que  
me ayudaron a alcanzar esta meta.

Ramón Cruz Rodríguez.



## INDICE

	Pág.
CAPITULO I : INTRODUCCION.	1
CAPITULO II : GENERALIDADES	3
CAPITULO III : METODOS DE OBTENCION.	10
CAPITULO IV : ANALISIS DE MERCADO.	28
CAPITULO V : BALANCES DE MATERIA Y ENERGIA DE LOS PROCESOS.	40
CAPITULO VI : EVALUACION DE LOS PROCESOS.	54
CAPITULO VII : ESTUDIO DE RENTABILIDADES.	73
CONCLUSIONES	83
APENDICE	85
BIBLIOGRAFIA	91

## CAPITULO I

### INTRODUCCION

En los últimos 3 años, la industria petroquímica secundaria ha tenido -- problemas por el abastecimiento de sus materias primas, y el incremento en los pre-- cios de estas mismas, por lo cual, las consecuencias de esta crisis repercuten en un incremento en los costos de producción y en el precio del producto terminado. Par-- tiendo de éste problema, este estudio se fijará concretamente en analizar las conse-- cuencias de esta crisis en la producción del ácido acético, su proyección futura y -- las posibilidades de nuevas inversiones o modificaciones a la actual tecnología.

Como una finalidad inmediata de este estudio, se tratará de exponer pa-- norámicamente la situación actual del ácido acético en México y su futuro inmedia-- to, así como una recopilación de sus principales métodos de obtención con el fin de establecer una comparación de las nuevas tecnologías hasta hoy comercializadas, en comparación con la tecnología existente en México que es a partir de la oxidación-- del acetaldehído.)

Aunque este estudio trata de abarcar todo lo referente al ácido acético-- y sus materias primas, se limitará a comparar los procesos de obtención del ácido -- acético comerciales y accesibles para su estudio, sin profundizar en las tecnologías-- de sus materias primas, ni en las de sus productos derivados, las cuales solo se men--

cionarán a su tiempo, como un complemento del tema central, el ácido acético.

Primeramente se expondrá una breve descripción de las generalidades acerca del ácido acético así como la descripción de sus principales métodos de obtención. Después se pasará a un análisis de mercado el cual estará limitado por la información que de este producto se tiene y el acceso a esas fuentes de información que en algunos casos impiden profundizar en el tema. Del análisis de mercado se deducirá una capacidad adecuada a las necesidades inmediatas del país, que se tomará como base para efectuar los balances de materia y energía para los distintos procesos de obtención del ácido acético, con el fin de obtener una idea concreta de las dimensiones de cada planta y así poder evaluar la inversión requerida para cada caso. Por último, se redondeará esta comparación con un estudio de las rentabilidades para cada proceso, tomando en cuenta la disponibilidad de las materias primas, su importación o sus posibilidades de que se produzca en México.

Los estudios que hasta hoy se han hecho sobre el ácido acético, como información accesible para todos, se han limitado a exponer los datos estadísticos, tanto de producción como de su consumo aparente, principalmente por el Instituto Mexicano del Petróleo (19) y por la Asociación Nacional de la Industria Química (ANIQ) (20), estos estudios solo se han limitado a exponer una breve descripción del producto y de su futuro inmediato el cual está sujeto a ampliación considerando que se siga la misma tecnología a partir del acetaldehído.

En el estudio hecho por la ANIQ se exponen los problemas que actualmente presenta el acetaldehído como consecuencia de la crisis de energéticos y los-

problemas que se presentan con su transportación. En este mismo estudio se expone el problema que últimamente presenta el acetaldehído en la disminución de su capacidad de producción ya que tan solo en 1974 la demanda fué de 40,000 ton de las cuales solo 18,000 ton fueron cubiertas por la producción nacional, 3,000 ton se importaron por lo que hubo un déficit de 19,000 ton equivalente al 47% de la demanda.

La capacidad instalada para el acetaldehído es de 44,000 ton en su planta de Cosoleacaque, Ver. la cual aumentará en 100,000 ton más en el nuevo complejo de La Cangrejera, Ver. en su mayoría para la producción de ácido acético y sus derivados principalmente acetato de vinilo, acetato de celulosa y acetato de metilo. A simple vista parece halagador este aumento, sin embargo esto dependerá en gran parte del futuro del etileno que es su materia prima y de los usos que esta materia pueda tener en otros campos.

Por todo ésto, creemos que es conveniente efectuar este estudio con el fin de ver las nuevas perspectivas de un posible cambio en la tecnología para el ácido acético a partir de otras materias primas con el fin de que no sea completamente dependiente del acetaldehído ya que esto afecta la cadena vertical de productos de derivados, para lo cual, con este estudio se tratará de ampliar un poco más la información accesible que del ácido acético se tiene.

## CAPITULO II

### GENERALIDADES

El ácido acético es un ácido orgánico graso saturado, que al estado líquido es claro e incoloro, de sabor ácido y de olor punzante, que es conocido desde hace siglos en su forma diluida como vinagre. Se forma de una manera natural en los fluidos de muchas plantas, especialmente en los árboles, donde se puede encontrar libre o combinado generalmente como acetato de calcio o de potasio, también forma parte de los aceites de algunas semillas. También se puede encontrar formando parte de ciertos fluidos animales como por ejemplo la leche.

El ácido acético concentrado fué obtenido primeramente por G. E. Stahl en 1700.

El ácido acético se denomina de acuerdo con la IUPAC como ácido etanoico, conociéndose también con el nombre de ácido metano carboxílico. Su fórmula estructural es  $\text{CH}_3\text{COOH}$  y su fórmula molecular es  $\text{C}_2\text{H}_4\text{O}_2$ .

*Especia* Industrialmente los grados que se le dan al ácido acético para su venta son : grado técnico y glacial. El término glacial se le dá al ácido acético puro, o sea el ácido que solo tiene el agua teóricamente requerida para su formación, esto es lo que lo diferencia del ácido de grado técnico, que es un ácido diluido (generalmente al 85% o menos) y que es el que se conoce con el nombre de ácido acético.

(1)(2).

Propiedades Químicas : Es un excelente disolvente de compuestos orgánicos, por lo que es muy utilizado en síntesis orgánicas y en la preparación de ciertos compuestos orgánicos. Debido a que su constante dieléctrica es muy pequeña cuando se encuentra en solución su disociación es muy pequeña, motivo por el cual se le considera un ácido débil. La afinidad por protones del ácido acético es baja, o sea que su basicidad es muy pequeña, como solvente sus constantes de ionización son relativamente pequeñas para ácidos fuertes tales como el ácido perclórico. Datos sobre solubilidad se encuentran en la Tabla I.

En Acetona  
 " Agua  
 " Benceno  
 " Etanol  
 " Éter  
 " n-Heptano  
 " Tetracloruro de Carbono

Tabla I.- Solubilidad del Acido Acético.

En las Tablas II y III se encuentran datos sobre puntos de congelación y gravedad específica a diferentes concentraciones del ácido acético y de presiones de vapor a ciertas temperaturas seleccionadas respectivamente y en la Tabla IV sus principales constantes físicas y por último en la Tabla V datos de densidad e índices de refracción.

Concentración de Acido Acético, %	Punto de Congelación (°C)	Densidad Relativa	Presión de Vapor (mmHg)	Temperatura (°C)
99.9	16.43	1.0558		
99.8	16.24	1.0561		
99.7	16.04	1.0564		
99.6	15.84	1.0566		
99.5	15.65	1.0569		
99.4	15.47	1.0572	760	117.86
99.3	15.28	1.0574	400	98.10
99.2	15.10	1.0577	200	79.12
99.1	14.92	1.0580	100	62.19
99.0	14.74	1.0582	60	50.84
98.9	14.57	1.0584	40	42.44
98.8	14.40	1.0587	20	29.16
98.7	14.23	1.0589	10	17.11
98.6	14.06	1.0592	5	sólido
98.5	13.90	1.0594	1	sólido
98.4	13.74	1.0596		
98.3	13.58	1.0599		
98.2	13.43	1.0602		
98.1	13.27	1.0604		
98.0	13.12	1.0606		

Tabla III.- Presiones de Vapor a Diferentes Temperaturas.

Tabla III.- Puntos de Congelación y Gravedades Específicas de Soluciones de Acido Acético.

Calor Específico <sub>(l)</sub> , a 0°C (cal/g °C)	0.468	(1)
Calor Específico <sub>(s)</sub> , a 0°C (cal/g °C)	0.487	(1)
Calor de Combustión (keal/mol)	-209.4	(3)
Calor de Formación (keal/mol)	-116.2	(3)
Calor de Fusión, a 16.7°C (cal/g)	44.7	(3)
Calor de Solución, a 18°C (keal/mol)	0.372	(3)
Calor de Vaporización, 118.1°C (cal/g)	96.8	(3)
Coefficiente de Expansión Cúbica, a 20°C	$1.071 \times 10^{-3}$	(1)
Conductividad Eléctrica, a 25°C (mho/cm)	$1.12 \times 10^{-8}$	(3)
Constante Dieléctrica, a 20°C	6.15	(3)
Constante de Ionización, a 25°C	$1.753 \times 10^{-5}$	(1)
Constante Dieléctrica <sub>(s)</sub> , a 2°C	4.1	(3)
Densidad <sub>(v)</sub> (aire = 1)	2.07	(1)
Gravedad Específica Aparente, a 20/20°C	1.051	(1)
Presión Crítica (atm)	57.2	(3)
Punto de Ebullición, a 760 mmHg (°C)	117.9	(4)
Punto de Fusión (°C)	16.63	(4)
Temperatura de Autoignición (°C)	565	(1)
Temperatura Crítica (°C)	321.6	(3)
Tensión Superficial, a 20°C (dinas/cm)	27.6	(3)
Viscosidad, a 20°C (cp)	1.22	(1)
Viscosidad, a 40°C (cp)	0.90	(1)

Tabla IV.- Propiedades Físicas del Acido Acético.



Temperatura (°C)	Densidad (g/ml)	Índice de Refracción
20	1.04923	1.37166
25	1.04365	1.36965
30	1.03818	1.36757

Tabla V.- Densidades e Índices de Refracción del Ácido Acético.

Usos.- Los usos del Acido Acético son muy variados, entre ellos podemos mencionar principalmente la producción de Anhídrido Acético, el cual a su vez es materia prima en la fabricación del Acetato de Celulosa y algunos plásticos. También se emplea en la fabricación del Acetato de Vinilo, en la producción de Acetatos varios como lo son el de Etilo, Butilo e Isopropilo. Los Acetatos básicos de Fierro y Aluminio son usados como mordentes de fibras, el acetato de plomo como agente oxidante es importante en la formación de aldehídos y acetonas, lo mismo para la formación del plomo blanco utilizado en pinturas.

También se utiliza en la formación de productos químicos farmacéuticos, pigmentos y como conservador de alimentos. (2)

En México el consumo del Acido Acético se distribuye de la siguiente manera, aproximadamente 30% en la producción de Anhídrido Acético, 30% en la producción de Acetato de Celulosa y el resto en la producción de Acetato de vinilo y otros acetatos.

Se puede también mencionar algunas otras aplicaciones que tiene en otros países como lo es en producción de Acetanilida, Ester aceto acético, Acetamida, Acido Monocloroacético y últimamente como solvente del Acido Tereftálico para la

fabricación de poliéster.

En la rama de solventes tenemos el "E-33" que es una mezcla de 75% de Acetato de Metilo y 25% de Metanol, el "E-13" una mezcla de 50% de Acetato de Metilo, 25% de Acetato de etilo y 25% de Metanol, el "E-14" que tiene 59.5% de Acetato de Metilo, 25.5% de Metanol y 15% de Acetona. El acetato de metilo es netamente utilizado como solvente de ésteres celulósicos como la nitrocelulosa en la industria de las lacas, adhesivos y empeines de calzado. El acetato de etilo es un buen solvente para la nitrocelulosa y las resinas vinílicas, alquídicas y el caucho. Es también materia prima para la fabricación de éster aceto acético. El acetato de n-propilo se usa como solvente de ésteres y se vende con el nombre de Intrasolvan E. El acetato de Etilideno es un producto intermedio en la fabricación de acetato de vinilo, partiendo de Acetileno y Acido Acético. (5)

Reemplazando el OH en el ácido se obtiene acoplando conjuntamente trichloruro de fósforo o cloruro de tionilo para formar el cloruro de acetilo  $\text{CH}_3\text{COCl}$  - substancia muy usada en reacciones de acetilación.

El acetato de celulosa se emplea para fabricar el acetato rayón y otras fibras textiles.

También se emplea en la manufactura del ácido malónico, glicina y glicocola y en el tratamiento del hule natural y en la preparación de pieles artificiales, Acetato de cloruro de polivinilo, Alcohol Polivinílico y Polivinil Butiral y Formal.

Cuando se pone en contacto el ácido acético con tejido viviente puede causar severas quemaduras. Una larga exposición de los ojos a sus vapores puede —

ocasionar la pérdida de la vista, la aspiración de sus vapores también puede ser dañina y si es ingerido puede causar severas lesiones, incluso la muerte.  $\checkmark$

Para determinar cuantitativamente el ácido acético pueden presentarse -- dos casos, cuando el ácido acético se encuentra diluido y cuando está concentrado ( ácido acético glacial ). Cuando está diluido se miden en una pipeta 25 ml. del producto y se diluyen en un matraz volumétrico hasta 250 ml.; de los cuales se toma una alícuota de 25 ml. y se titulan con una solución 0.1 N de hidróxido de sodio, - usándose como indicador fenolftaleína hasta que la solución adquiera un ligero color rosa. Si el ácido acético se encuentra concentrado se pesan entre 1.5 y 2g la cantidad pesada se disuelve en agua y el volumen se lleva hasta 250 ml. de los cuales - se toman alícuotas de 25 ml.; los cuales se titulan de la manera ya mencionada. Pa- ra calcular el porcentaje del ácido acético se considera que 1 ml. de solución 1N - de hidróxido de sodio es aproximadamente igual a 0.06005 g. de ácido de acético. -

(6)

## CAPITULO III

### METODOS DE OBTENCION

Métodos de Laboratorio : El ácido acético se prepara a escala de laboratorio partiendo del método general de obtención de los Acidos, partiendo de una sal de este ácido y haciéndola reaccionar con un ácido fuerte para obtener una sal de ácido fuerte y el correspondiente ácido débil que en este caso es el acético. La técnica es la siguiente : Colocamos una cantidad definida de acetato de sodio en un matraz de pera el cual comunica con un tubo refrigerante para efectuar la destilación, recogiendo el destilado en un matraz. Una vez que se colocan los cristales de acetato de sodio en el matraz de pera se le agrega ácido sulfúrico hasta que se encuentra toda la sal impregnada y entonces se calienta suavemente mediante un baño de arena, así se podrá obtener ácido acético concentrado y bastante puro el cual se puede identificar por su olor característico.

Como Acido Acético Glacial se puede obtener también a partir del Acido diluído por destilación azeotrópica, por medio de una destilación por arrastre de vapor. Para esto se usa dicloruro de etileno, esta substancia destila junta con el agua antes que el ácido acético por lo cual se podrá efectuar la concentración de este último. (7)

Otro procedimiento para obtener ácido acético puro es, agregando a una

solución de ácido diluido trietanolamina, mezclando la solución y calentándola. Se forma acetato de trietanolamina, compuesto que no se disocia mientras destila el agua, este se descompone a temperatura más elevada y se obtiene el ácido acético - glacial. (8)

También se puede obtener a partir de acetileno. Si se hace pasar acetileno por una solución de ácido acético que contenga un catalizador metálico como el óxido de mercurio, se forma diacetato de etilideno el cual produce por calentamiento anhídrido acético y acetaldehído. El anhídrido acético se hidrata con agua dando ácido acético y además el acetaldehído se oxida con el oxígeno del aire para dar dos moléculas de ácido acético. (8)

Métodos Industriales : La obtención del ácido acético a escala mayor se puede dividir en dos tipos de métodos : Métodos Naturales y Métodos Sintéticos.

Métodos Naturales : La obtención del ácido acético a partir de materias primas naturales como lo son la madera y los jugos o extractos de algunas frutas como la piña y la manzana.

Fermentación de Alcohol : Este método emplea la oxidación bacteriana aeróbica del alcohol para obtener el ácido acético diluido. Existen varias bacterias acéticas que segregan una enzima, la cual hace posible la oxidación del alcohol etílico, posiblemente a través de un acetaldehído a ácido acético. La fermentación se lleva a cabo de acuerdo a las siguientes reacciones.



De este modo el vinagre producido de la sidra, malta o licor de madera tiene ácido acético que raramente llega a ser mayor de un 5%; este porcentaje se eleva si se usa alcohol diluido a un 12 o 14%. La producción comercial moderna del vinagre utiliza el proceso de vinagre rápido. Este proceso se puede usar para la producción de ácido acético diluido (8-10%).

El residuo de la melaza es usado como una solución acuosa que contiene un 10% de alcohol y 1% de ácido acético. La generación del ácido se lleva a cabo en tanques largos de madera rellenos con viruta de madera de Hayas. Tiene un fondo falso que soporta el empaque y que permite la entrada del aire así como el decantado del ácido acético débil. La solución se introduce por la parte superior por medio de un rociador y se escurre a través del empaque. Se obtiene ácido del 10% después de recircular varias veces la solución. La concentración máxima llega a ser de un 12%, sin embargo esta concentración tiende a matar las bacterias por lo que se usan compuestos de fósforo y nitrógeno para nutrir y promover el crecimiento de las bacterias. La temperatura se mantiene entre 30-35°C, controlando la velocidad de flujo del aire. La conversión es de 75-90 % de alcohol a ácido acético y se producen de 0.42-0.51 libras de ácido por libra de azúcar reducida en la melaza.

Destilación Destructiva de la Madera: También se obtiene ácido acético a partir del licor de ácido piroleñoso que contiene cerca de un 7% de ácido acético, 4% de metanol crudo y acetona, 9% de alquitrán y aceites y 80% de agua. Antiguamente el ácido se neutralizaba con cal y mediante destilación y se

paración se obtenía acetato de calcio el cual se mezclaba con ácido sulfúrico y se destilaba para obtener ácido acético glacial. En la actualidad se puede efectuar la purificación del ácido por tres métodos 1) Destilación extractiva o sistema Suida, 2) Extracción en frío líquido-líquido, 3) Destilación azeotrópica o sistema-Othmer.

1) En este primer método se lava el licor y se remueve el metano, así mismo por medio de un deshidratador se remueve el agua y la solución se alimenta a una columna agotadora (a vacío) que separa el ácido de los aceites, el vapor del ácido se pasa a otra columna de rectificación que tiene un condensador de reflujo obteniéndose ácido de 90-95% en recipientes a vacío y este es luego lavado con agua produciendo ácido acético diluido al 15%.

2) En el segundo método se vaporizan el ácido acético y el metanol del ácido piroleñoso en una destilación primaria simple. El 85% del metanol se remueve en una columna de metanol mientras que el licor se colecta y se alimenta a un extractor mecánico donde se extrae el 98% del ácido con una corriente de éter etílico frío, removiéndose después el agua en un agotador. Después la solución entera se somete a evaporación y destilación para extraer el éter y el residuo en un ácido crudo al 70%. Este se trata con dicromato de sodio como oxidante y se destila para obtener acético al 90%.

3) En el tercer método el ácido se bombea a una columna desmetanolizadora donde se separa el metanol en la parte superior, en la parte media el aceite de madera y en el fondo una solución de 7-8% de ácido acético, este se alimenta a

un preevaporador para destilar el ácido y el agua en una columna de destilación azeotrópica. En el preevaporador se eliminan los alquitranes con ácido sulfúrico. En la destilación azeotrópica se usa como separador dicloruro de etileno o acetato de butilo, el cual destila con el agua se condensa y se separa en dos fases de las cuales el azeótropo se vuelve a usar en la destilación. El ácido crudo contiene ácido acético, fórmico, propiónico y butírico, y algo de alquitrán el cual se remueve del deshidratador y la solución de ácidos se rectifica en una o dos columnas obteniéndose ácido acético de 99.5% o mejores. Este proceso es económico para plantas pequeñas ya que requiere un mínimo de equipo. (1)

Métodos Sintéticos : Los métodos sintéticos son más usados en la actualidad para obtener grandes cantidades de ácido acético, existe una gran variedad de métodos sintéticos para la obtención del ácido acético ya sea a partir de Metanol, acetaldehído, butano, buteno, etanol, olefinas, fracciones de gasolina, propano, naftenos, etileno, acetona, ácidos grasos, gas natural, etc. Sin embargo, la producción en grandes cantidades en una forma económicamente costeable reduce los métodos de obtención sintéticos a tres que son los más importantes y usados : (9) (10)

- 1) Por la oxidación del acetaldehído
  - 2) Por oxidación de hidrocarburos ligeros (principalmente butenos y butano).
  - 3) Por la Carbonilación del Metanol.
- 1) Oxidación del Acetaldehído : Este método es el más antiguo y más



desarrollado del cual se tienen referencias que datan desde 1911 en Alemania y -- 1920 en EE.UU. Este acetaldehído a su vez se obtiene ya sea por a) Deshidrogenación en fase vapor y oxidación parcial del metanol, b) Hidratación en fase líquida del acetileno, c) Oxidación a altas temperaturas de hidrocarburos saturados d) Oxidación en fase líquida de etileno.

La oxidación del acetaldehído se lleva a cabo en fase líquida usando aire u oxígeno en presencia de acetato de manganeso. La mezcla de reacción contiene acetaldehído con ácido crudo y acetato de manganeso. Las condiciones de reacción son a 55-56°C de temperatura y 70-75 psi. cuando se usa oxígeno puro la temperatura está entre 70-80°C y a una presión suficiente para que permanezca líquido el acetaldehído. Normalmente se acostumbra diluir el oxígeno en un 5% con aire para hacer la reacción más lenta y evitar la sobreoxidación la cual daría cantidades excesivas de subproductos. La mezcla de reacción una vez que es obtenida se somete a destilación con el fin de separar el catalizador, los subproductos y purificar el ácido para obtener finalmente ácido acético con una pureza del 99.6-99.0% y es llevado a tanques de almacenamiento.

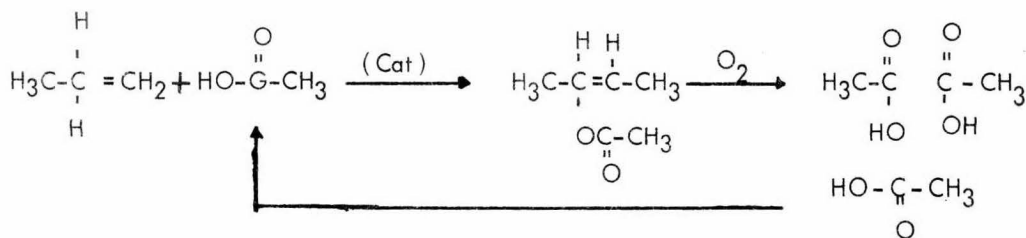
El acetato de manganeso se usa para destruir la formación de ácido peroxiacético que es explosivo y se forma a 40°C. A este proceso se le pueden hacer modificaciones para producir simultáneamente ácido acético y anhídrido acético.

(1)(11)(27)

2) Oxidación de Hidrocarburos Ligeros : En la descomposición térmica del Nafta para la producción de etileno se produce una fracción substancial de hi-

drocarburos  $C_4$ . De esta fracción el butadieno se recobra fácilmente. De esta manera se obtiene una mezcla consistente substancialmente de Butenos de los cuales se extrae el isobutano, ya sea por aislamiento en forma pura (37), por conversión en oligómero (38) ó por cualquier otro método. Después de esto la mezcla resultante esta compuesta aproximadamente de 80% de n-butenos y 20% de n-butano.

La reacción de oxidación directa de esta fracción fue estudiada para la producción de ácido acético. Sin embargo del estudio de la oxidación directa de hidrocarburos se descubrió que se producen un gran número de reacciones sucesivas y que tienden a formar resinas por ello se ha abandonado la oxidación directa. Esta dificultad radica en la naturaleza olefínica del n-buteno y se trata de eliminar esta característica en base al producto final deseado. Por ello se llega a producir primero el sec-butil acetato eliminándose así la naturaleza olefínica y preparándose así el reactivo para los pasos subsecuentes. También si uno de los carbonos de la posición media se carga con un grupo acetilo para favorecer la reacción de oxidación y descomposición. Combinando estos dos efectos de oxidación y descomposición del n-buteno a ácido acético por la vía del sec-butil acetato se tiene una gran selectividad a comparación de la oxidación y descomposición directa del n-buteno. El proceso se lleva a cabo de acuerdo al siguiente mecanismo.



Se producen 3 moles de ácido acético de las cuales una se recircula al paso inicial. Las experiencias en la operación del proceso han demostrado la ventaja de usar ácido acético en exceso (1.5 moles de acético por 1 mol de n-buteno) en el primer paso de formación del sec-butil acetato y podrá emplearse en la recirculación. Es factible que se obtengan de 100 moles de n-buteno 115 moles de ácido acético. Para este proceso se requieren dos condiciones importantes a) Que la conversión de n-buteno a sec-butil acetato sea operada de una manera simple y b) El butil acetato deberá ser transportado en la mezcla de reacción directamente al paso de oxidación y descomposición.

El buteno se transforma de 50-80% en sec-butil acetato.

El proceso se puede dividir en tres pasos :

- i ) Formación del butil acetato
- ii) Oxidación y descomposición
- iii) Destilación

i) En la formación del butil acetato se usan reactores agitados entre 15-20 atm. de presión y  $110^{\circ}\text{C}$  en arreglo en serie. La concentración del catalizador es cercana al 10%. La solución resultante se centrifuga y se filtra y por destilación se extraen los butenos sin reaccionar que se recirculan.

ii) En la oxidación y descomposición del butil acetato la alimentación es una mezcla de ácido acético y butil acetato, donde se hace pasar oxígeno ya sea como aire o aire enriquecido. Opcionalmente varios sistemas de oxidación y descomposición son operados en paralelo y consisten en reactores verticales. La-

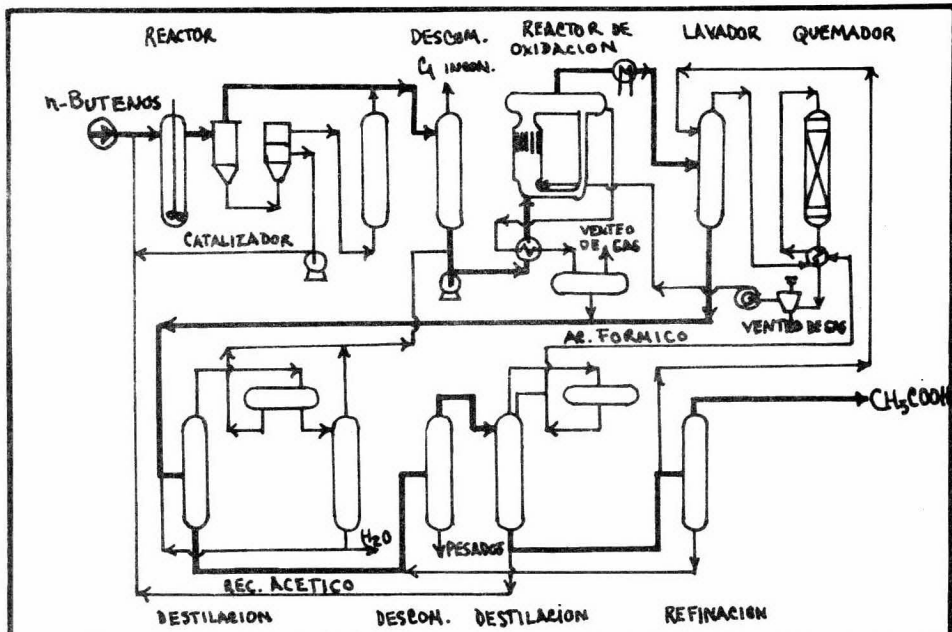
reacción se lleva a cabo en fase líquida a  $195^{\circ}\text{C}$  y  $60$  atm. Los productos se llevan a un separador horizontal. Las altas velocidades de circulación controlan la temperatura en un rango de  $10^{\circ}\text{C}$ . La producción de una tonelada de ácido acético necesita de 2 millones de kilocalorías de calor. El producto es evaporado rápidamente por reducción de su presión y pasado a la sección de destilación.

iii) En la sección de destilación se destila primero azeotrópicamente y después en otras columnas se separan los subproductos de alto y bajo punto de ebullición, así como otras torres para la purificación total del ácido, son en total 5 torres. Los materiales de construcción son de acero inoxidable convencional y en este proceso en la producción de una tonelada de ácido acético se consume  $0.8$  ton. de n-buteno. (10) (12) (13) (Diag. 3-1)

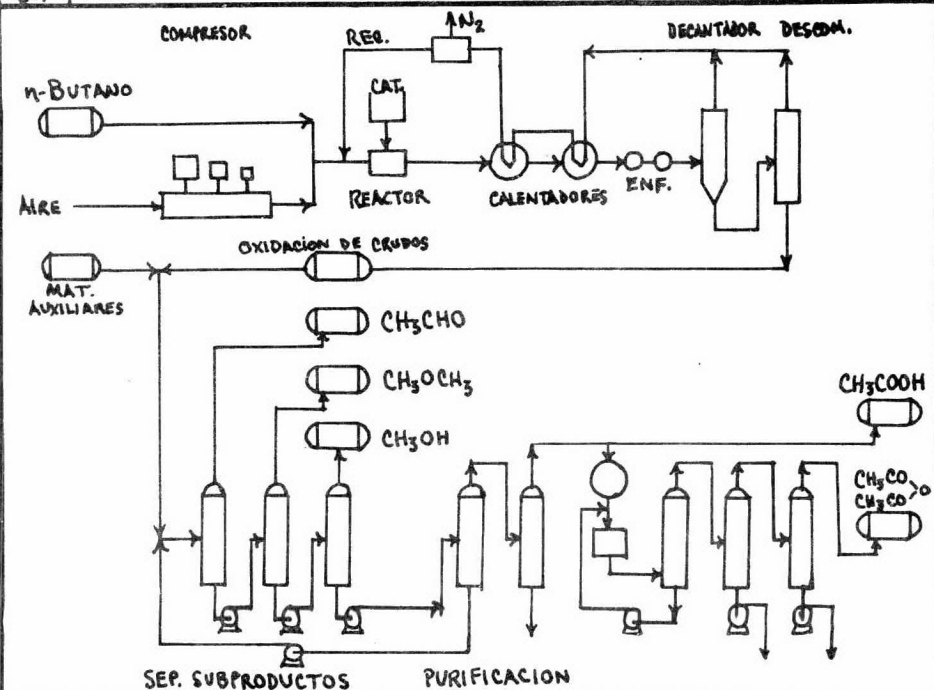
Otro proceso dentro de la misma oxidación de Hidrocarburos es a partir del Butano mediante oxidación en fase líquida, esta oxidación se lleva a cabo entre  $150-225^{\circ}\text{C}$  y  $800$  psig en presencia de un catalizador que es un acetato de un metal de transición principalmente el cobalto. En este proceso se producen una gran variedad de productos. El rendimiento del proceso es el siguiente :

Acido Acético	57%
Ester y Cetona	22%
Monóxido y Bióxido de Carbono	17%
Acido Fórmico y Propiónico	4%

Los esteres son principalmente acetatos de etilo y metilo y las cetonas son acetona y metil etil cetona. Además se recuperan Acetaldehídos, Acetona y



DIAG. 3-1 OBTENCION DEL ACIDO ACETICO POR OXIDACION DE n-BUTENOS BAYER



DIAG. 3-2 OBTENCION DEL ACIDO ACETICO POR OXIDACION DE n-BUTANO CELANESE

Metanol. En este proceso el Butano y aire comprimido se alimentan a un reactor - en fase líquida. Los productos de la reacción se extraen, se enfrían y se decantan para separar las fases. La fase rica en n-butano se recircula al reactor. La fase líquida acuosa se lleva al sistema de recuperación y purificación. Los gases de desperdicio principalmente nitrógeno, óxidos de carbono y n-butano se lavan para recuperar el butano y que sea venteadado a una turbina de expansión para recuperar energía. El calor de reacción se controla primeramente con enfriadores de aire. Los productos ligeros se separan del acético crudo por destilación convencional y en la purificación del ácido acético se usa destilación azeotrópica para obtenerlo así puro para su venta o para su uso en otro proceso. (Dias 3-2)

Existe en Europa otro proceso muy similar al de oxidación de butano solo que este se lleva a cabo a partir de Nafta en fase líquida y las condiciones de reacción son a 200°C y 750 psig. En este proceso también se tiene mucho equipo y una gran variedad de subproductos. El rendimiento del Acido Acético es de 40%. Según los reportes este proceso requiere de 13 torres de destilación. (10)

3) Carbonilación del Metanol : Este método de la Carbonilación del Metanol a partir de Monóxido de Carbono y catalizador es uno de los métodos más modernos a pesar de que esta reacción fue descrita en 1913 en una patente de la BASF. Este descubrimiento tomó auge hasta la década de 1920-1930 cuando la síntesis del metanol a partir del monóxido de carbono e hidrógeno hizo posible obtener grandes cantidades de metanol.

Una vez que tomó auge esta reacción se estudiaron diferentes tipos de -

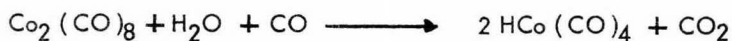
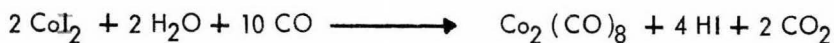
catalizadores entre los cuales se usaron ácido fosfórico, sales metálicas y trifluoruro de boro. Principalmente se usaron catalizadores en fase líquida o en soportes pero su uso se caracterizaba por condiciones drásticas de reacción causando problemas de corrosión y baja selectividad. Finalmente los catalizadores más usados se redujeron a dos de acuerdo a dos tecnologías que son la de alta presión de la BASF y la de baja presión de Monsanto.

El de la BASF fue descubierto por Reppe, a partir de los metales del grupo VIII entre los que destacan el fierro, níquel y cobalto, siendo estos buenos catalizadores entre 250-270°C y una presión del monóxido de carbono de 3000 a 5000 psi, estos catalizadores metálicos contienen un halógeno promotor. Por orden de reactividad están  $Ni > Co > Fe$  y en halógeno promotor  $I > Br > Cl$ .

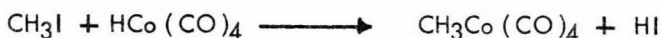
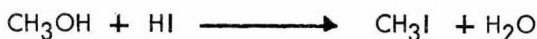
De acuerdo a este catalizador la BASF elaboró un proceso comercial en el cual se usó un catalizador de cobalto con iodo promotor y con el monóxido de carbono a una presión de 7500 psi y 210°C. La selectividad era del 90%. Este catalizador fue un sistema carbonilo de cobalto con iodo promotor.

En este proceso se forman subproductos tales como el acetato de metilo, dimetil éter y ácido fórmico, sin embargo estas reacciones son reversibles, también se forma bióxido de carbono a partir de monóxido y agua y así mismo en esta reacción se produce hidrógeno el cual se consume para dar acetaldehído y metano. El subproducto obtenido del proceso contiene además ácido propiónico.

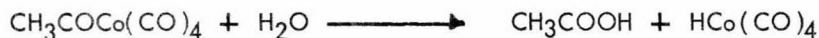
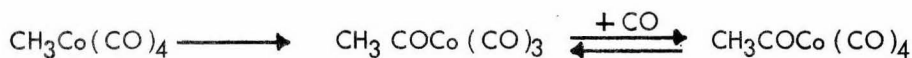
El mecanismo propuesto para la reacción es el siguiente :



Se forma carbonilo de cobalto hidrogenado y además se llevan a cabo las siguientes reacciones :



El yoduro de metilo y el carbonilo de cobalto reaccionan para dar el metil éster, del cual el grupo ácido es producido por el desplazamiento de ligaduras de CO :

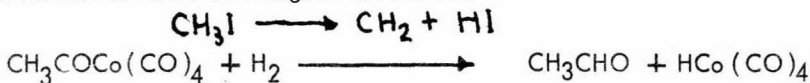


El compuesto acilado reacciona con el agua produciendo ácido acético y carbonilo de cobalto hidrogenado que conjuntamente con el yoduro de hidrógeno representan el estado activo del sistema catalítico.

Se cree también que la esterificación puede ser por conducto del meteno :



de donde el meteno se forma de la siguiente reacción :



La concentración de metanol en la mezcla de reacción gobierna la velo



cidad de formación del ácido acético. Se deberá mantener una concentración adecuada, esta se conserva agregando agua que mantiene el equilibrio del acetato en dirección del ácido acético y el metanol.

La concentración ideal se puede sacar de una gráfica en donde se grafica la concentración de los reactantes tales como el metanol, ácido acético, acetato de metilo y agua, para obtener un rango de operación adecuado y que encierre la mayor economía del ácido acético (Fig. 1:14). El iodo y el cobalto deberán estar presentes en cantidades definidas, así mismo se deberá tener una buena relación entre la presión y la temperatura. Los problemas de corrosión se han presentado debido a las condiciones drásticas del proceso para este problema se resolvió con el uso de Hastelloy C. (Apéndice).

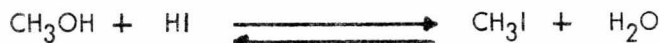
La planta está compuesta de dos secciones, la de síntesis y la de destilación. La síntesis se lleva a cabo en un reactor en donde el calor liberado por la reacción es de 504,000 Kcal por ton. de ácido acético. La alimentación se precalienta entre 40-80°C. Después del reactor pasa a un enfriador y a un separador de alta presión y después a uno de baja presión donde se extrae el ácido crudo y el gas de expansión se lleva a una columna de lavado, del lavado se extrae el metanol sin reaccionar y otros gases se llevan a un mezclador conjuntamente con la alimentación del metanol. En la sección de destilado se lleva a cabo en 5 columnas que comprenden un degasador, otra para separar el catalizador el cual es altamente recuperado ya que después de 6 años el catalizador efectúa arriba de 10,000 ciclos, después el ácido se deshidrata y purifica en otras columnas y en una columna

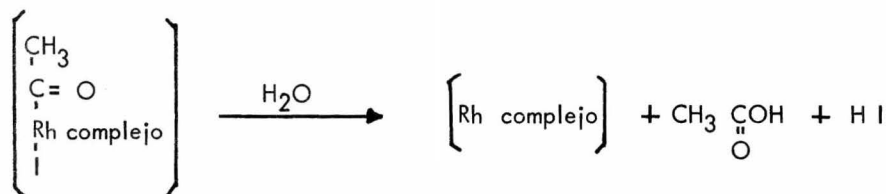
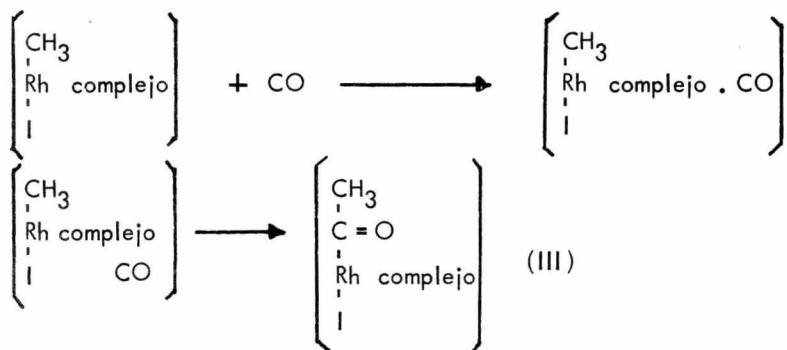
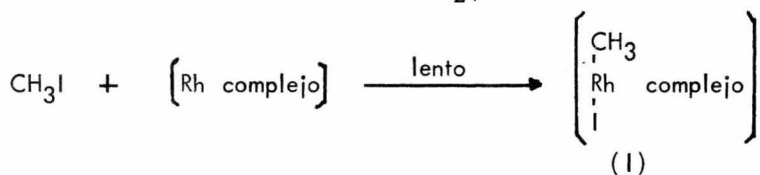
contenedora adicional el metil, etil y n-butil acetato y 2-etil butanal, estos sub-  
 productos son recirculados. El ácido acético obtenido después de la deshidrata-  
 ción y purificación contiene un 4% de subproductos que se extraen y se obtiene --  
 ácido de un 99.8%, así mismo en esta purificación se obtienen como residuos una  
 mezcla de ácidos carboxílicos, aldehídos y acetatos de alcoholes altos. La com-  
 posición del ácido obtenido es la siguiente :

Acido Acético	99.8%
Agua	0.03%
Agente reductor ex- presado en térmi- nos de ácido fórm- ico.	0.03%

El rendimiento es del 90% en términos de metanol, inicialmente 3.5% -  
 se transforma a metano, 4.5% forma subproducto líquido y un 2% se pierde en el -  
 gas de salida, además 10% del monóxido de carbono se convierte en bióxido de --  
 carbono. Según la BASF se puede usar en lugar de metanol, dimetil éter o una mez-  
 cla de ambos. (13) (14) (15)

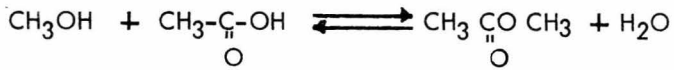
El otro proceso desarrollado por Monsanto se basa en el uso de un catali-  
 zador en fase homogénea y que produce la carbonilación a una presión más baja y  
 con un 90% de selectividad. En este caso el sistema catalítico consiste de un com-  
 plejo de rodio y iodo promotor, con la ventaja de formar pequeñas cantidades de sub-  
 producto. Para este proceso se ha propuesto el mecanimo siguiente :





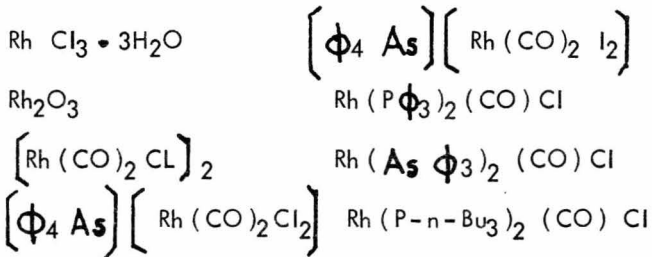
De acuerdo al mecanismo descrito, se lleva a cabo una adición oxidativa entre el yoduro de metilo y el Rh (I) complejo ( $d^8$  plano cuadrado) para formarse seis coordinaciones alquilo rodio (III) espaciados ( $d^6$ ). La inserción rápida del monóxido de carbono en la ligadura de rodio alquilo se lleva a cabo, acompañada por subsiguientes o simultáneos reemplazamientos de CO en la periferia coordinada del rodio para producir un rodio acilo (III) complejo. Finalmente la reacción se completa con la reacción del rodio acilo (III) complejo con agua para producir ácido acético y el complejo de rodio original (I). El segundo paso que implica la adición oxidativa del  $\text{CH}_3\text{I}$  es el paso que determina la velocidad de reacción ya que todos los pasos subsiguientes ocurren rápidamente. Durante el curso de la reacción se llevan a cabo otras reacciones sucesivas que están controladas por el equilibrio-

que implica el metanol y se pueden convertir en último término a ácido acético :



Los reactivos empleados en la preparación del sistema catalítico son :

Compuestos de rodio :



Promotores : HI (aq).,  $\text{CH}_3\text{I}$ ,  $\text{CaI}_2 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{I}_2$ .

Solventes : Agua, Acido Acético, Metanol, Benceno, Acetato de Metilo.

Como una comparación de la cinética de esta reacción comparada con - la del sistema catalítico de cobalto se tiene la siguiente tabla :

Variable de reacción	Cat. de Cobalto	Cat. de Rodio
$\text{CH}_3\text{OH}$	1o orden	Cero orden
pCO	2o orden	Cero orden
i	1o orden	1o. orden
Co ó Rh	Variable	1o orden

La planta se compone de un reactor en el cual se hace reaccionar el metanol y el monóxido de carbono continuamente en fase líquida bajo condiciones de completo mezclado y temperatura y presión para producir el ácido acético. Se usa como catalizador el complejo de rodio con iodo promotor. El rendimiento del ácido acético con respecto al metanol excede el 99% y con respecto al monóxido de carbono excede el 90%. La gran ventaja de esta tecnología es la reducción del equipo a una unidad muy compacta ya que a parte del reactor se tienen cuatro columnas en donde se efectúa la purificación del ácido, eliminando primero los productos ligeros, luego una columna de secado, después una donde se eliminan los subproductos pesados y por último una columna de purificación en donde se obtiene el producto final.

En este proceso se elimina la destilación azeotrópica por medio de un recirculado de agua-acido hacia el reactor con el fin de mantener el balance de calor y de materia. Esto reduce los costos de operación para el sistema de reacción y el de purificación. El producto tiene las especificaciones siguientes : (16) - (17) (18)

Acido Acético	99.9%
Agua	0.015 %
Acido Fórmico	0.03 %
Acetaldehído	0.004 %
Acido Propiónico	40 ppm.

El ácido acético también se obtiene industrialmente como subproducto -

en otros procesos sin embargo para propósitos de este estudio no se tomarán en cuenta ya que la evaluación económica será a partir de los métodos sintéticos descritos, siendo estos de los cuales se puede obtener el ácido en grandes cantidades.

## CAPITULO IV

### ANALISIS DE MERCADO.

El objetivo de este análisis es conocer el mercado del ácido acético con el fin de tener una base para nuestra investigación técnica. Para efectuar el análisis de mercado consideramos que los siguientes puntos son los de mayor importancia :

- 1) Investigación del Producto.
- 2) Normas y Especificaciones.
- 3) Industrias Consumidoras.
- 4) Hábitos de Compra.
- 5) Producción.
- 6) Competencia.
- 7) Fletes y Tarifas.
- 8) Comparación de Procesos de Manufactura.
- 9) Potencial a Largo Plazo.
- 10) Situación Legal de Patentes.

De estos puntos el primero de ellos se encuentra ampliamente tratado en el capítulo de generalidades, por lo tanto se omitirá junto con el punto ocho que será tratado en el capítulo siguiente, los puntos restantes si se desarrollarán en es-

te capítulo.

## 2) Normas y Especificaciones.

2.1.- Grados de Pureza : De acuerdo con la Dirección General de Normas de la SIC la pureza del ácido acético se clasifica de acuerdo a tres tipos : I, II, III de nominados de la siguiente manera :

Tipo I.- Acido Acético Glacial.

Tipo II.- Acido Acético Glacial-Industrial.

Tipo III.- Acido Acético Industrial.

Las especificaciones anteriores estan dadas en la norma oficial DGN- - K-40-1969. La clave anterior es para determinar la acidez. Existe también la siguiente clave DGN-K-123-1969 para determinar la pureza del ácido acético y esta a su vez necesita de las claves DGN-K-106-1968 para determinar el contenido de ácido fórmico en el ácido acético y la clave DGN-K-1969 para determinar la cantidad de anhídrido acético en el ácido acético y por último la clave DGN-- K-119-1968 para determinar la cantidad de agua en el ácido acético, con ayuda de estas tres últimas se obtendrá la pureza total de cualquier muestra de ácido acético.

2.2.- Límites de Impureza: Además de no contener materia en suspensión el ácido acético, debe cumplir con las siguientes especificaciones físicas y químicas - - que se dan en la tabla 4-1.



ESPECIFICACIONES	Tipo I		Tipo II		Tipo III	
	Mínimo	Máximo	Mínimo	Máximo	Mínimo	Máximo
Límites de destilación a 760 mmHg en (°C)	116.1	118.1		118.1		
Pureza (como ácido acético) % en peso	99.5		99.0		85.0	
Temperatura de congelación °C	15.6		14.8			
Densidad relativa a 20/20°C	1.0505	1.0530	1.0530	1.0580		
Color (en unidades Pt-Co)		15		15		
Materia no volátil % en peso	0.005			0.01		0.07
Humedad % en peso		0.2		0.5		15
Sustancias reductoras (como ácido Crómico) en g/l		0.5		1.25		
Hierro (como Fe) % en peso		0.0005		0.0010		
Metales pesados (como Pb) % en peso		0.0001		0.0010		
Contenido de anhídrido acético % en peso		0.05				
Acido sulfuroso		Nega.		Neg.		
Acido fórmico % en peso		0.05		0.05		

Tabla 4-1.- Especificaciones Físicas y Químicas del Acido Acético.

2.3.- Empaque : Por su carácter corrosivo y peligrosidad el ácido acético se enva  
sará en recipientes de acero inoxidable, aluminio, vidrio o polietileno.

3) Industrias Consumidoras.

3.1.- Consumo Total en Unidades y Pesos. En este punto obtenemos el consumo aparente de ácido acético en México, comprendido entre los años 1963-1972, a partir de los datos de producción, importación, y exportación. El consumo aparente del ácido acético lo obtenemos sumando la producción y las importaciones y restándole las exportaciones, todos estos datos se encuentran tabulados en la tabla 4-2.

Año	Producción (ton/año)	Importaciones (ton/año)	Exportaciones (ton/año)	Consumo Aparente (ton/año)	% de autosuficiencia
1963	1225	53	---	1278	95.8
1964	1787	43	137	1693	105.5
1965	5217	2	319	4900	106.4
1966	6533	223	22	6734	97.0
1967	17980	0.132	---	17564.132	100.0
1968	29513	134	2	29645	99.5
1969	31855	0.063	---	31855.063	100.0
1970	34659	0.027	---	34659.027	100.0
1971	34416	---	44	34372	100
1972	36000	46	48	35998	100

Tabla 4-2.- Datos de consumo aparente y % de autosuficiencia de ácido acético.

3.2.- Consumo por Usos y Areas Geográficas : El porcentaje de consumo (22) --

del ácido acético por áreas geográficas se encuentra en la tabla 4-3.

#### PORCENTAJE DE CONSUMO

ESTADO	DEL ACIDO ACETICO
Guanajuato	49%
Jalisco (Ocotlán)	35%
D.F. y Edo. Méx.	14%
Monterrey y Puebla	2%

Tabla 4-3.- Consumo del ácido acético por áreas geográficas.

El ácido acético que se consume en Guanajuato se utiliza en la producción de acetato de vinilo, anhídrido acético y los acetatos de butilo, amilo, etc. En Jalisco se consume principalmente en Ocotlán para la fabricación del acetato de celulosa. El consumo restante abarca la industria de alimentos enlatados, principalmente los chiles en conserva. La industria farmacéutica lo utiliza en la producción de hormonas, principalmente la hidro-pregnenolona y como reactivo. En la industria textil se utiliza como mordente.

3.3.- Exportación : Como se puede observar en la Tabla 4-2 vemos que las exportaciones son tan pequeñas que la exportación se considera nula.

#### 4) Hábitos de Compra.

4.1.- Contratos y Bases de Cotización : De acuerdo a las investigaciones efectuadas no existen contratos fijos para grandes cantidades de ácido acético debido a que

la principal empresa productora lo autoconsume en un gran porcentaje, y la cotización se efectúa de acuerdo a la pureza del ácido.

4.2.- Métodos de Venta y Canales de Distribución.- El ácido acético se vende — directamente al consumidor y no existen distribuidores exclusivos, aunque como el — mercado está formado también por pequeños consumidores estos lo obtienen a través — de distribuidores que no representan a las empresas productoras. Las adquisiciones — en pequeñas cantidades se hacen a través de los distribuidores y cuando se requieren — grandes cantidades se hace la adquisición directamente con la empresa productora.

4.3.- Demanda Fluctuante : En general podemos decir que la demanda de ácido — acético durante el año permanece casi constante, aunque durante la cosecha del chi — le se produce un ligero incremento en el consumo, este incremento en el consumo — es muy insignificante con respecto al consumo anual.

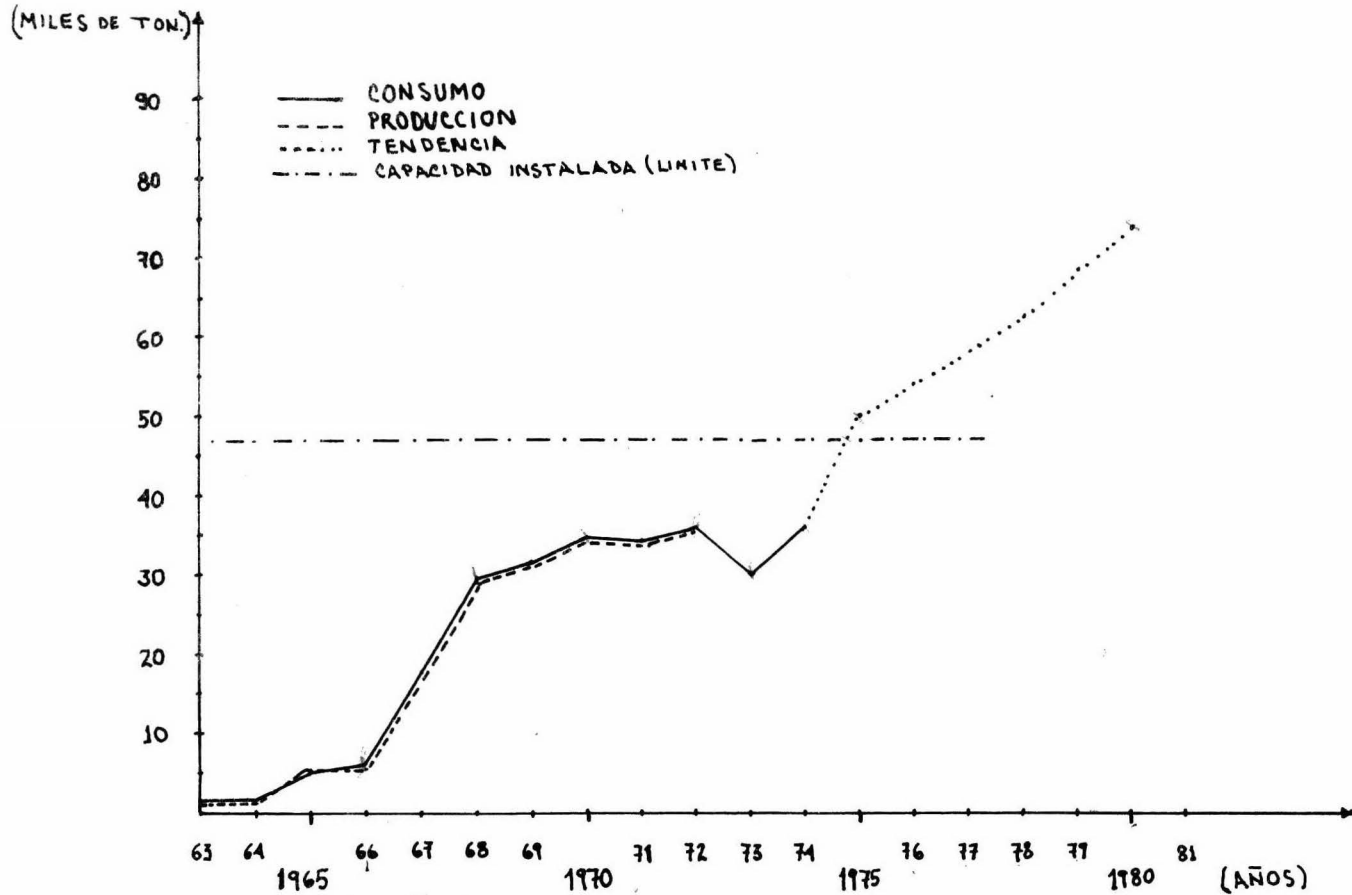
4.4.- Tipos de Mercado : Es un mercado reducido debido a que la mayor parte del — ácido producido es autoconsumido por Celanese Mexicana S.A. principal empresa — productora y el mercado restante es de libre competencia.

4.5.- Requerimientos de Servicio Técnico : El ácido acético para su venta no re — quiere de personal especializado ya que la compra se efectúa directamente con el — productor.

## 5) Producción. \*

5.1.- Producción Nacional y Tendencia : Los datos de producción nacional se — pueden encontrar en la tabla 4-2 y su tendencia se obtendrá a partir de una gráfica —

GRAFICAS 4-1 y 4-2



de producción nacional contra el tiempo de la cual observamos que durante el pe---  
 ríodo 1966-1968 la producción alcanzó su mayor crecimiento, debido a que en 1968  
 se integró la producción de acetato de celulosa, en los años subsiguientes el aumen-  
 to a sido de un 10% debido principalmente a la integración de una planta de aceta-  
 to de vinilo en 1972. La demanda futura de ácido acético se deberá principalmen-  
 te al aumento en la producción de sus principales derivados entre ellos la integra-  
 ción en 1974 de la producción de ácido monocloroacético. Se considera que en --  
 1976 el crecimiento tendrá un brusco incremento debido a que se requerirá una se- -  
 gunda planta de anhídrido acético que es a su vez necesario para una segunda plan-  
 ta de acetato de vinilo. (GRAF A-1)

5.2.- Producción por Productores Individuales : Los principales productores de --  
 ácido acético en México son : Celanese Mexicana, S.A. con capacidad instalada-  
 de 42 mil ton/año en su planta de Celaya Gto., Química Simex, S.A. con una ca-  
 pacidad instalada de 3 mil ton/año en su planta de Naucalpan de Juárez Edo. de --  
 Méx., y además existen otras industrias pero que lo producen en pequeñas cantida--  
 des principalmente en grado reactivo.

\* 5.3.- Importaciones : Las importaciones como se puede apreciar en la tabla 4-2 -  
 son muy pequeñas y se pueden considerar depreciables ya que como se aprecia tam-  
 bién en la misma tabla el % de autosuficiencia es en la mayoría de los casos cerca-  
 no al 100%.

\* 5.4.- Inventarios : Lo principal que se debe tratar en este punto es acerca de la -  
 política de inventarios que sigue una compañía productora de ácido acético y de - -

acuerdo a lo investigado se tiende a seguir una política de inventarios generalizada\_ pues se acostumbra tener en inventarios el equivalente a tres semanas de las ventas.

\* 6) Competencia.

6.1.- Principales Competidores Localización y Capacidad : Se puede decir que la producción de ácido acético en su mayoría se limita a dos empresas que son las más importantes y que lo producen en grandes cantidades estas son : Celanese Mexicana, S.A. con una capacidad instalada de 42,000 ton/año en Celaya Gto. y Química Simex, S.A. con capacidad instalada de 3,000 ton/año en Naucalpan de Juárez, Edo. de Méx.

\* 6.2.- Estructura de Precios : En general se puede decir que de acuerdo a la información obtenida el precio del ácido acético no ha tenido muchas variaciones a través del tiempo y solo en los últimos años se ha visto un alza en su precio debido al aumento de los precios de las materias primas entre ellas el acetaldehído. El precio desde 1970 a Junio del 73 permaneció constante y fué de \$ 4.25 Kg. siendo en este período el precio del <sup>76</sup> acetaldehído que es la materia prima básica para la fabricación del ácido acético en México de \$ 2.42 Kg. De Julio a Diciembre de 1973- se registró un aumento en el precio del acetaldehído subiendo su valor a \$ 2.80 Kg. y por lo tanto el precio del ácido acético aumentó hasta \$ 4.48 Kg. En Marzo de 1974 subió el precio del acetaldehído a \$ 4.50 el Kg. con el consecuente aumento en el ácido acético a \$ 5.36 Kg. y por último en Agosto de este mismo año el precio del acetaldehído aumentó a \$ 5.00 Kg. y consecuentemente el del ácido aumentó a \$ 7.62 Kg.

En los Estados Unidos el precio del ácido acético de 1967-68 fué de -- \$ 2.48 Kg. en 1969 de \$ 3.58 Kg. y de 1970-73 de \$ 2.48 Kg. En el período de 1973-74 se registraron los siguientes cambios en estos países : Bélgica de \$ 2.42- a \$ 2.70 Kg. Francia de \$ 3.38 a \$ 3.54 Kg. Alemania de \$ 3.37 a \$ 4.06 Kg.- Italia de \$ 3.10 a \$ 2.83 Kg. e Inglaterra de \$ 2.61 a \$ 2.64 Kg. ( Datos Celanese Mexicana y 21 ).

6.3.- Independencia y Dependencia de Protección Arancelaria : Aunque los volúmenes de importación y exportación son muy pequeños el ácido acético cuenta -- con protección arancelaria, siendo las fracciones de importación las siguientes :

Fracción 2914-A-002      Acido Acético grado técnico

Fracción 2914-F-003      Acido Acético grado reactivo

La fracción arancelaria de exportación es 501 0000.

6.4.- Nuevos Procesos : El ácido acético que se produce en México es a partir -- del acetaldehído. Existen también otros procesos para la fabricación del ácido -- acético que son a partir de la oxidación de butano y butenos. Y últimamente a to mado auge el proceso de carbonilación del metanol que puede efectuarse tanto a al tas como a bajas presiones.

## 7) Fletes y Tarifas.

7.1.- Localización de Mercados : Los lugares donde se produce el ácido acético son dos principalmente, Celaya Gto. ( Celanese Mexicana ) y Naucalpan de Juárez Edo. de Méx. ( Química Símx ).



7.2.- Localización de Puntos de Venta : Los puntos de venta se localizan en las principales regiones industriales del país, entre las cuales podemos mencionar a -- Monterrey, N.L., Ocotlán Jal., D.F., Puebla, Pue., y el Estado de México. A continuación en la tabla 7.1 mencionamos los fletes y tarifas autorizados para este producto desde los mercados hasta sus puntos de venta.

Procedencia	Destino	Ferrocarril		Autotransporte	
		Distancia	\$/ton	Distancia	\$/ton
Naucalpan, Edo. de Méx.	D. F.	---	---	10 Km.	69.45
"	Monterrey, N.L.	190 Km.	35.10	127 "	96.30
Celaya, Gto.	Monterrey, N.L.	692 "	143.40	783 "	246.40
"	Puebla, Pue.	453 "	97.35	283 "	156.80
"	D.F.	286 "	62.05	256 "	128.80
"	Edo. de Méx.	279 "	61.00	238 "	120.95
"	Ocotlán, Jal.	242 "	52.55	214 "	116.50

Tabla 7-1.- Fletes y Tarifas para el Acido Acético.

La clasificación de embarque para el ácido acético es en ferrocarril de 7a. clase y requiere para su transporte un peso mínimo de 18 tons. La clasificación del embarque en autotransportes de 3a. clase (productos Químicos).

7.3.- Localización de Materia Prima : Como la materia prima que utilizan ambos productores es la misma y es el acetaldehído y éste es producido por PEMEX en su planta de Pajaritos, Ver., los fletes y tarifas desde este punto hasta los lugares-

de producción del ácido acético son; a Celaya, Gto. 983 Km y 190.30 \$/ton, a Naucalpan, Edo. de Méx. 136 Km y 152.75 \$/ton. A estas tarifas se les agregan \$ 150.000 por carro de arrastre de Coatzacoalcos, Ver. a Pajaritos, Ver. y \$ 5.00 por tonelada por paso de río, en Coatzacoalcos.

8) Comparación de Procesos de Manufactura (Ver capítulo V).

9) Potencial a Largo Plazo.

9.1.- Tendencia del consumo : En la tabla 4-2 podemos encontrar datos de consumo durante el período 1963-1972, este consumo aumentará en los próximos años debido a la integración de la producción de ácido monocloroacético y para la producción de anhídrido acético que a su vez se utilizará en la producción del acetato de vinilo (si es que la tecnología no es cambiada). Debido a esto se considera que en 1976 deberá entrar en operación una planta con una capacidad mínima de 30,000 ton/año. La tendencia del consumo la podemos observar en la gráfica 4-2, en el caso de que se instale la planta de acetato de vinilo, se considera que la tendencia del consumo después de 1976 será de un 7% anual. (19) (20).

9.2.- Tendencia de los Precios : El precio del ácido acético no ha variado mucho con el tiempo sino hasta últimas fechas, y esto es debido a la crisis mundial de energéticos, por lo que es difícil pronosticar una tendencia futura.

9.3.- Nuevos Usos : Entre las nuevas aplicaciones del ácido acético en México se tiene pensado utilizarlo como solvente en la producción de ácido tereftálico--

co. (10) (36)

9.4.- Sustitutos Posibles : Debido a que el ácido acético es uno de los principales 20 compuestos intermedios orgánicos en la industria química se puede considerar como difícil de sustituir.

#### 10) Situación Legal y de Patentes.

En México se encuentran registradas algunas patentes para la fabricación del ácido acético tales como Patente 104 953 de Rhone-Poulenc, S.A. Sociedad Francesa registrada en el año de 1967, para la producción de ácido acético a partir de propileno. La patente 88583 de Monsanto Co. registrada en 1965 para la producción y recuperación de ácido acético por un procedimiento mejorado de la oxidación del propileno. La patente 82061 de los inventores Kees Delcour, Johannes Lenardus, y Franciscus Marie Zwinkels (holandeses) que es un proceso mejorado para la preparación de ácido acético por oxidación catalítica de polipropileno, registrada en 1962. El proceso de obtención del ácido acético a partir de acetaldehído producido por Celanese Mexicana, S.A. no se encuentra patentado, pero esta compañía paga regalías a Celanese Corporation de E.E.U.U.

## CAPITULO V

## BALANCES DE MATERIA Y ENERGIA DE LOS PROCESOS.

En este capítulo se efectuarán los balances de materia y energía para -- tres de los procesos comerciales para obtener el Acido Acético, partiendo de la ba se de comparar la tecnología a partir del Acetaldehído con las nuevas tecnologías de obtención por Carbonilación del Metanol tanto a Alta como a Baja presión.

Como se vió en el capítulo anterior la mayor parte del ácido producido en México se fabrica a partir de la oxidación del Acetaldehído el cual en los últi mos meses ha aumentado su precio así como sus costos de producción ya que la tec nología a partir del Etileno sufre las consecuencias de la crisis de materias primas.

Al efectuar este análisis, se omitió el análisis de dos tecnologías del -- Acido Acético que son, una antigua que es por medio de la oxidación del Butano, tecnología que requiere de mucho equipo y además, que su economía está sujeta al mercado de sus subproductos principalmente Acetona, Acido Fórmico y Metanol y por supuesto el incremento en el costo de su materia prima el Butano de gran uso -- como energético en mezclas de gasolinas y otros productos y además la producción nacional no es suficiente para satisfacer la demanda.

La otra tecnología que también se omitió es una nueva a partir de Bute no, esta tecnología carece actualmente de una planta comercial y los estudios que

hasta ahora se tienen son a nivel de planta piloto por lo cual no se hizo su análisis en este estudio.

Los dos nuevos procesos que analizaremos tienen el inconveniente de que una de sus materias primas no se produce en la República Mexicana y que requiere de un estudio aparte y una inversión adicional para su producción, pero se tomará como base para este análisis la importación de esta materia prima que es el Monóxido de Carbono.

En este capítulo se efectuarán solo los balances de materia y energía, - que serán la base para que en el capítulo siguiente se efectúe un dimensionamiento aproximado de los equipos, así como su costo para evaluar la Inversión Fija para cada proceso.

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA PARA EL PROCESO DE OBTENCION DEL ACIDO ACETICO POR OXIDACION DE ACETALDEHIDO.



Rendimientos :    Acetaldehído    95%  
                          Oxígeno            87%

Otras reacciones que se llevan a cabo :



Las cantidades de estos subproductos que se forman se estimaron de acuerdo a las referencias. (27) (10)

Los calores de reacción se calculan de acuerdo al método general (24)-(26), y son :

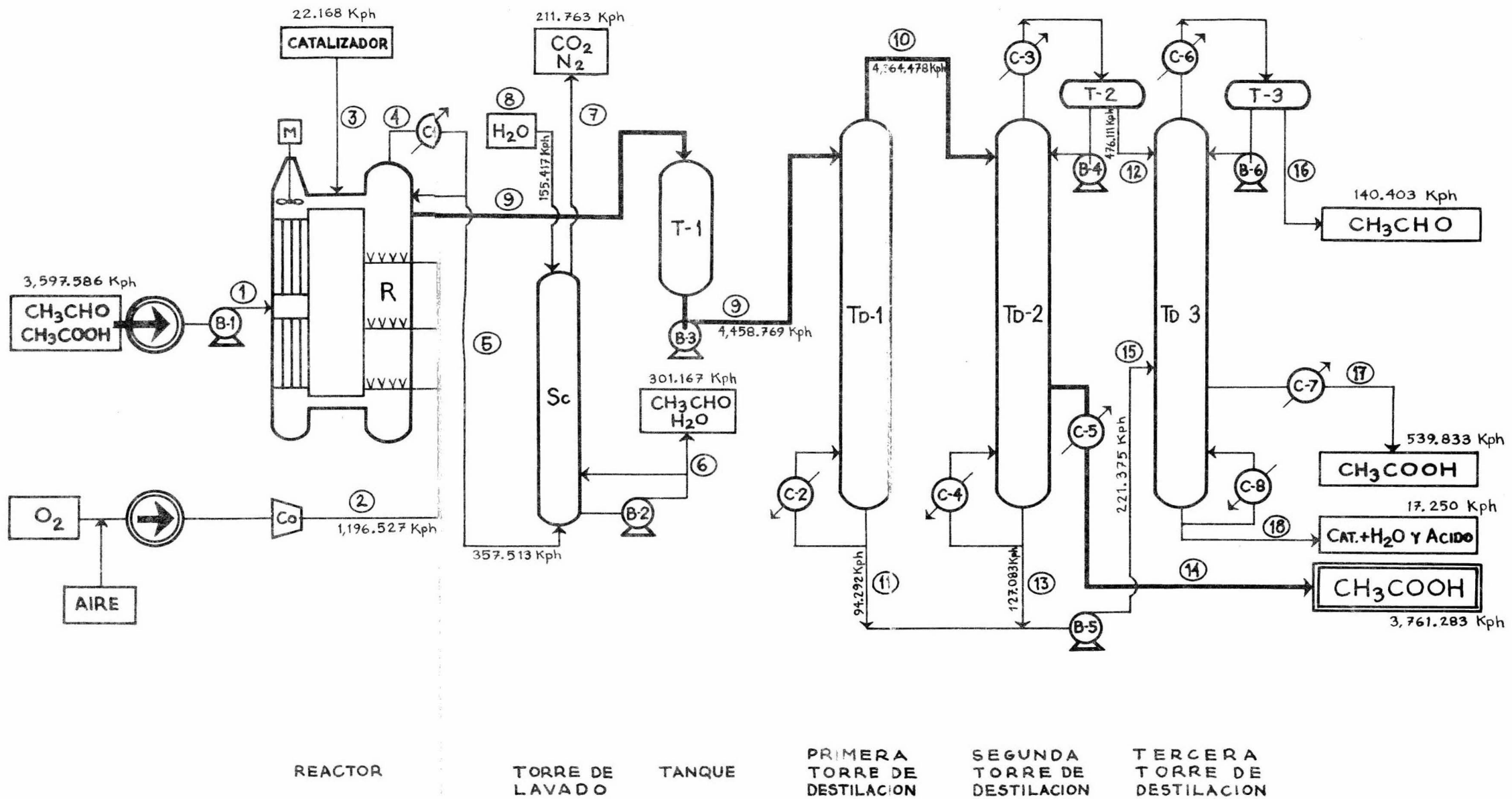
$$\text{CH}_3\text{COOH} \quad H_f^\circ \quad = \quad - 76.64 \text{ kcal/gmol}$$

$$\text{CH}_3\text{CHO} \quad H_c^\circ \quad = \quad - 284.98 \text{ kcal/gmol}$$

$$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5 \quad H_f^\circ \quad = \quad - 31.2 \text{ kcal/gmol}$$

El balance de material del proceso se llevó a cabo numerando las principales corrientes del proceso obteniéndose los resultados de acuerdo al diagrama - No. 1 y a la tabla 5-1 de composición de las distintas corrientes.

En el caso del calor de reacción se obtuvo a partir de los datos del balance de material y de los calores de formación y combustión considerando como temperatura base 25°C.



**DIAGRAMA N.º 1**  
**OBTENCION DE ACIDO ACETICO MEDIANTE OXIDACION DE ACETALDEHIDO**  
**(DE FARBERWERKE HOECHST)**

TABLA 5-1 - COMPOSICION DE LAS CORRIENTES DEL DIAGRAMA N. 1

	①		②		③		④		⑤		⑥		⑦	
	kmol/h	% mol	kmol/h	% mol	kmol/h	% mol	kmol/h	% mol	kmol/h	% mol	kmol/h	% mol	kmol/h	% mol
CH <sub>3</sub> CHO	69.453	88.497					3.314	34.184	3.314	38.053	3.312	27.725	0.002	0.037
CH <sub>3</sub> COOH	9.027	11.503					0.986	10.168						
AIRE - O <sub>2</sub>			37.576	100.000										
(CH <sub>3</sub> COO) <sub>2</sub> Mn					0.075	12.949								
H <sub>2</sub> O					0.507	87.051					8.634	72.275		
CO <sub>2</sub>							3.788	39.067	3.788	43.490			3.788	70.174
N <sub>2</sub>							1.608	16.581	1.608	18.457			1.608	29.789
CH <sub>3</sub> COOC <sub>2</sub> H <sub>5</sub>														
TOTAL	78.480	100.000	37.576	100.000	0.582	100.000	9.696	100.000	8.710	100.000	11.946	100.000	5.398	100.000
TEMPERATURA °C	25-75		25-75		25-75		75		30		30		30	
PRESION ATM.	1		5		1		1		1		1		1	
	⑧		⑨		⑩		⑪		⑫		⑬		⑭	
	kmol/h	% mol	kmol/h	% mol	kmol/h	% mol	kmol/h	% mol	kmol/h	% mol	kmol/h	% mol	kmol/h	% mol
CH <sub>3</sub> COOH			71.528	92.210	70.139	92.144	1.389	95.639	5.556	50.038	2.083	99.423	62.500	99.332
CH <sub>3</sub> CHO			1.601	2.063	1.601	2.103			1.515	13.646			0.085	0.136
H <sub>2</sub> O	8.634	100.000	4.295	5.537	4.295	5.642			3.981	35.861			0.313	0.476
CH <sub>3</sub> COOC <sub>2</sub> H <sub>5</sub>					0.072	0.095			0.051	0.455			0.022	0.034
(CH <sub>3</sub> COO) <sub>2</sub> Mn			0.075	0.097	0.012	0.016	0.063	4.361			0.012	0.577		
TOTAL	8.634	100.000	77.571	100.000	76.119	100.000	1.452	100.000	11.103	100.000	2.095	100.000	62.920	100.000
TEMPERATURA °C	30		75-118		109-118		118		75		118		118-30	
PRESION ATM.	1		1		1		1		1		1		1	
	⑮		⑯		⑰		⑱							
	kmol/h	% mol	kmol/h	% mol	kmol/h	% mol	kmol/h	% mol						
CH <sub>3</sub> COOH	3.472	97.885	0.069	1.296	8.889	97.180	0.069	47.182						
CH <sub>3</sub> CHO			1.515	28.287	0									
H <sub>2</sub> O			3.748	67.969	0.231	2.530	0.002	1.558						
CH <sub>3</sub> COOC <sub>2</sub> H <sub>5</sub>			0.024	0.448	0.027	0.290								
(CH <sub>3</sub> COO) <sub>2</sub> Mn	0.075	2.115					0.076	51.260						
TOTAL	3.547	100.000	5.356	100.000	9.147	100.000	0.147	100.000						
TEMPERATURA °C	110		55		117.2-30		118-30							
PRESION ATM.	1		1		1		1							



$$Q_r = 125,081,632 \text{ kcal/día}$$

El agua de enfriamiento en todos los casos se considera que entra a 25°C y sale a 35°C y el Cp del Agua .001 kcal/g °K.

Para el caso del reactor el agua de enfriamiento necesaria para conservar más o menos constante la temperatura del reactor a 75°C es :  $W_f = 12,508 \text{ -- m}^3/\text{día}$  de agua.

A continuación se tiene el condensador C-1 que se enfría con salmuera que entra a 10°C y sale a 20°C y el fluido caliente entra a 75°C y sale a 30°C. - En el cambiador se condensa solo el ácido por lo cual el calor total que hay que - quitar a la corriente es :  $Q = 280,821.730 \text{ kcal/día}$ .

Y el consumo de salmuera de 25% de NaCl es :

$$W = 34.67 \text{ Ton/de salmuera/día.}$$

El siguiente cambiador es C-2 de la torre TD-1 es un calentador de una torre de rectificación por agotamiento. Para mayor información sobre esto consultar Apéndice y referencias, (25) (30).

En el caso de los recalentadores se considerará en todos los casos que se usa vapor de 160 # saturado con una  $\lambda = .47756 \text{ kcal/g}$ .

En el caso del calentador tenemos que sus temperaturas en todos los casos se pueden encontrar en la tabla 5-1.

El valor obtenido para  $Q = 11,443,487.613 \text{ kcal/día}$ . y el consumo de vapor  $W_v = 23.962 \text{ Ton de Vap/día}$ .

En la siguiente Torre TD-2 un condensador y un calentador y el balance

en la torre se efectúa bajo ciertas consideraciones para mayor información consultar Apéndice.

El balance de la torre queda como sigue :  $R = 9.21$

$$L = 2,454.124 \text{ kmol/día}$$

$$V = 2,720.587 \text{ kmol/día}$$

$$L' = 4,280.965 \text{ kmol/día}$$

$$V' = 4,320.675 \text{ kmol/día}$$

El condensador C-3 tiene que quitársele una  $Q$  : a la  $T_b$ . de la tabla 5-1 :

$$Q = 20,034,603.8 \text{ kcal/día}$$

$$W_f = 2,003.46 \text{ m}^3 \text{ de agua/día}$$

En el calentador C-4 se tiene que el calor necesario para la evaporación de la corriente de los fondos a  $T_b$  de la tabla 5-1 para la corriente 13 es :

$$Q = 24,960,136.00 \text{ kcal/día.}$$

$$W_v = 52.266 \text{ Ton de Vap/día.}$$

De la misma torre sale la corriente principal que se condensa en C-5 a una  $T_b$  para la corriente 14 de  $118^\circ - 30^\circ\text{C}$  y el calor que hay que quitar es :

$$Q = 13,139,177.90 \text{ kcal/día}$$

$$W_f = 1,313.92 \text{ m}^3/\text{día de Agua.}$$

La siguiente torre TD-3 se tiene que su balance obtenido al igual que en la anterior es :  $R = 3.98$

$$L = 511.625 \text{ kmol/día}$$

$$V = 640.174 \text{ kmol/día}$$

$$L' = 863.231 \text{ kmol/día}$$

$$V' = 219.524 \text{ kmol/día}$$

Se tiene el condensador C-6 al cual se le quita;

$$Q = 1,131,892.35 \text{ kcal/día}$$

$$W_f = 113.2 \text{ m}^3 \text{ de agua/día}$$

Se tiene también el condensador C-7 en el cual se tiene :

$$Q = 1,933,064.80 \text{ kcal/día}$$

$$W_f = 193.31 \text{ m}^3 \text{ de agua/día}$$

En los fondos el calentador C-8 al cual se le suministra :

$$Q = 2,509,318.73 \text{ kcal/día}$$

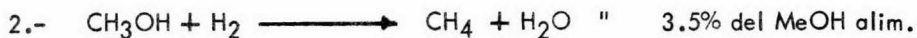
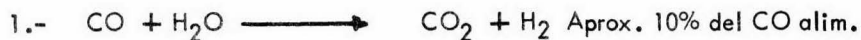
$$W_v = 5.254 \text{ Ton. de Vap./día.}$$

### BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA PARA EL PROCESO DE OBTENCION DEL ACIDO ACETICO POR CARBONILACION DE METANOL (ALTA PRES.)

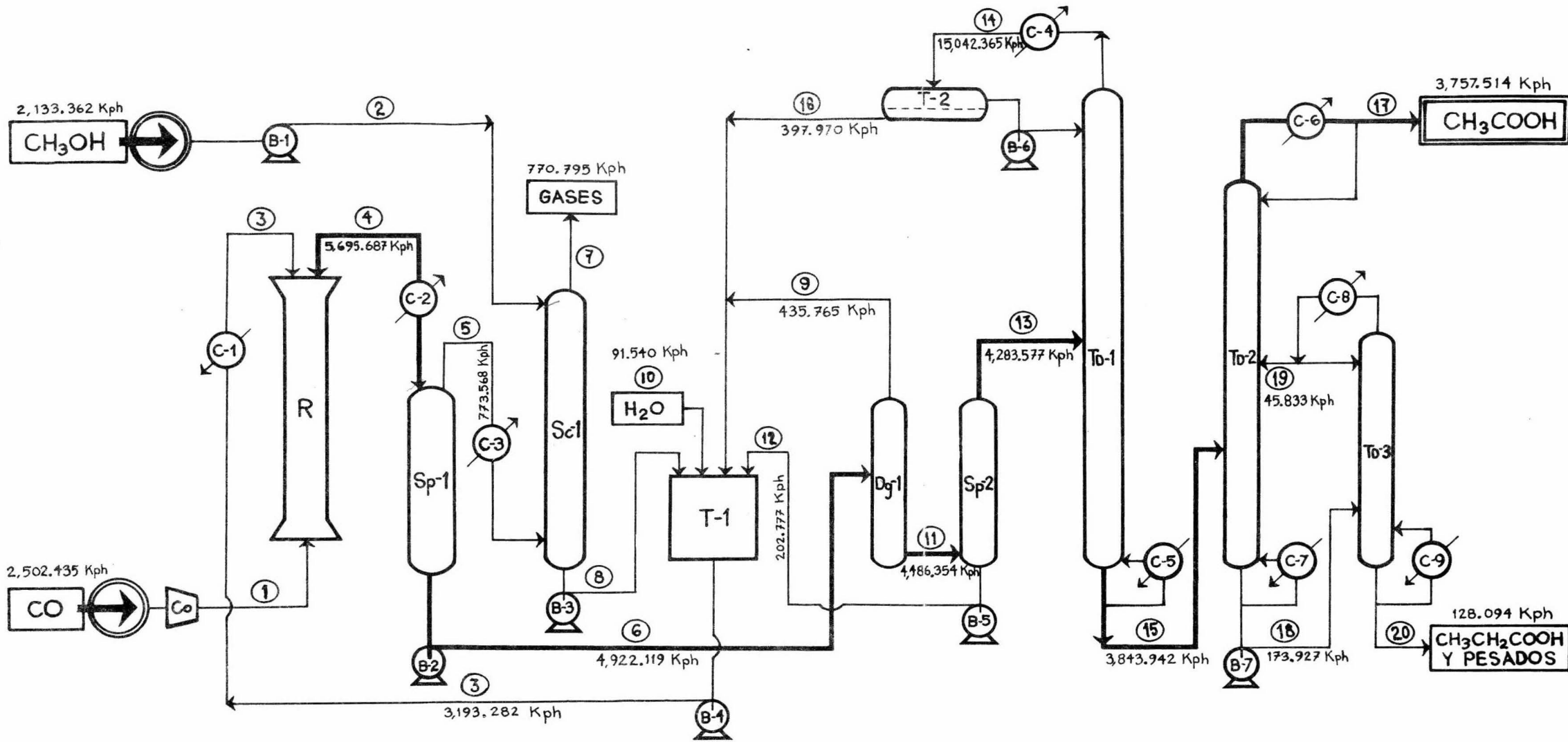


Rendimientos :	Metanol	90%
	Monóxido de Carbono	70%

Otras reacciones que se llevan a cabo :



Aprox. 1.6% del MeOH alim.

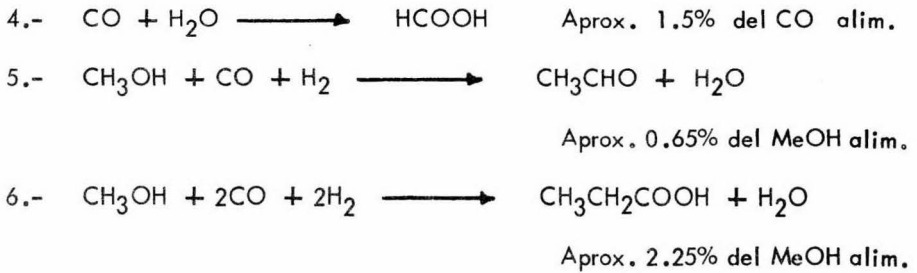


TANQUE CONTENEDOR

REACTOR      SEPARADOR DE BAJA PRESION      TORRE DE LAVADO      TANQUE DE MEZCLADO      DEGASADOR      SEPARADOR DE CATALIZADOR      COLUMNA DE DESHIDRATACION      COLUMNA DE REFINADO      COLUMNA DE RESIDUOS

DIAGRAMA N.º 2  
 OBTENCION DE ACIDO ACETICO MEDIANTE CARBONILACION DE METANOL A ALTA PRESION  
 (DE BASF)





Las aproximaciones para el balance son de acuerdo a las referencias, -- (14) (15).

También tenemos que el calor de reacción se tiene como dato y que es - de 504,000 kcal/Ton de ácido acético producido. (14) (15).

Existen algunos otros productos que se forman en cantidades desprecia-- bles, por lo cual los considerados serán representativos por lo que el balance total de materia y composiciones de las corrientes se encuentran en el Diagrama No. 2- y tabla 5-2.

Para el balance de energía tenemos que el reactor necesita de enfria--- miento y que el calor liberado por la reacción es :

$$Q = 45,360,000.00 \text{ kcal/día}$$

$$W_f = 4,536.00 \text{ m}^3 \text{ de agua/día}$$

Antes del reactor se tiene el precalentador C-1 y el calor que se propor-- ciona es :

$$Q = 2,076,580.94 \text{ kcal/día}$$

$$W_v = 4.35 \text{ Ton. de Vap./día}$$

La corriente que sale del reactor se enfría en este caso para el cálculo-

de Q se usa la referencia (23) (24).

Y el valor obtenido para Q es :

$$Q = 8,696,493.91 \text{ kcal/día}$$

$$W_f = 869.65 \text{ m}^3 \text{ de agua/día}$$

La corriente que proviene del tanque de evaporación por descompresión se enfría para pasar a la torre de lavado en el enfriador C-3 al cual hay que quitarle :

$$Q = 543,497.72 \text{ kcal/día}$$

$$W_f = 54.35 \text{ m}^3 \text{ de agua/día}$$

La corriente que sale del tanque de evaporación por descompresión pasa a otro tanque ó sea una torre degasadora en donde por reducción de la presión se separan parte de los compuestos ligeros y los fondos pasan al separador de catalizador en donde tenemos un calentador que proporciona un calor :

$$Q = 9,953,435.93 \text{ kcal/día}$$

$$W_v = 20.84 \text{ Ton. de Vap./día}$$

Después tenemos la torre TD-1 en donde por aproximación se obtuvo el siguiente balance para :  $R = 8.75$ ;

$$L = 3,445.741 \text{ kmol/día}$$

$$V = 3,839.540 \text{ kmol/día}$$

$$L' = 5,391.130 \text{ kmol/día}$$

$$V' = 3,839.540 \text{ kmol/día}$$

En esta torre se tiene el condensador C-4 al cual se le quita el siguiente

calor :

$$Q = 31,798,403.23 \text{ kcal/día}$$

$$W_f = 3,179.84 \text{ m}^3 \text{ de agua/día.}$$

Y en los fondos el calentador C-5 al cual hay que agregarle el siguiente

calor :

$$Q = 22,779,015.82 \text{ kcal/día}$$

$$W_v = 47.7 \text{ Ton. de Vap./día}$$

Luego se pasa a la siguiente torre TD-2 en la cual se tiene el siguiente —  
balance para :  $R = 1.423$

$$L = 2,147.450 \text{ kmol/día}$$

$$V = 3,656.550 \text{ kmol/día}$$

$$L' = 3,716.743 \text{ kmol/día}$$

$$V' = 3,656.550 \text{ kmol/día}$$

En la parte superior tenemos el condensador C-6 al cual hay que quitar :

$$Q = 25,805,775.08 \text{ kcal/día}$$

$$W_f = 2,580.6 \text{ m}^3 \text{ de agua/día}$$

Y en el fondo está el calentador C-7 al que hay que agregar :

$$Q = 25,021,825.1 \text{ kcal/día}$$

$$W_v = 52.4 \text{ Ton de Vap./día}$$

Por último tenemos la torre TD-3 en la que se tiene el siguiente balan-  
ce para  $R = 2.88$  :

$$L = 50.985 \text{ kmol/día}$$



$$V = 68.688 \text{ kmol/día}$$

$$L' = 111.178 \text{ kmol/día}$$

$$V' = 68.688 \text{ kmol/día}$$

En la parte superior está el condensador C-8 al cual se le quita un calor :

$$Q = 418,834.345 \text{ kcal/día}$$

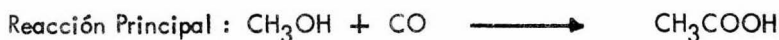
$$W_f = 42 \text{ m}^3 \text{ de agua/día}$$

Y en el calentador C-9 hay que agregar :

$$Q = 792,717.735 \text{ kcal/día}$$

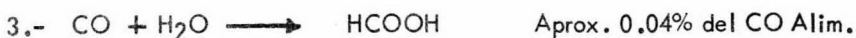
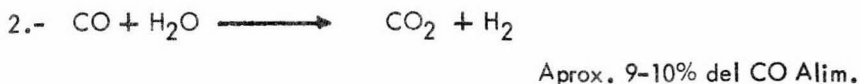
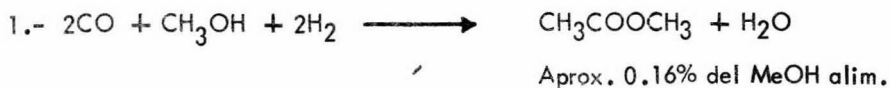
$$W_v = 1.66 \text{ Ton de Vap/día.}$$

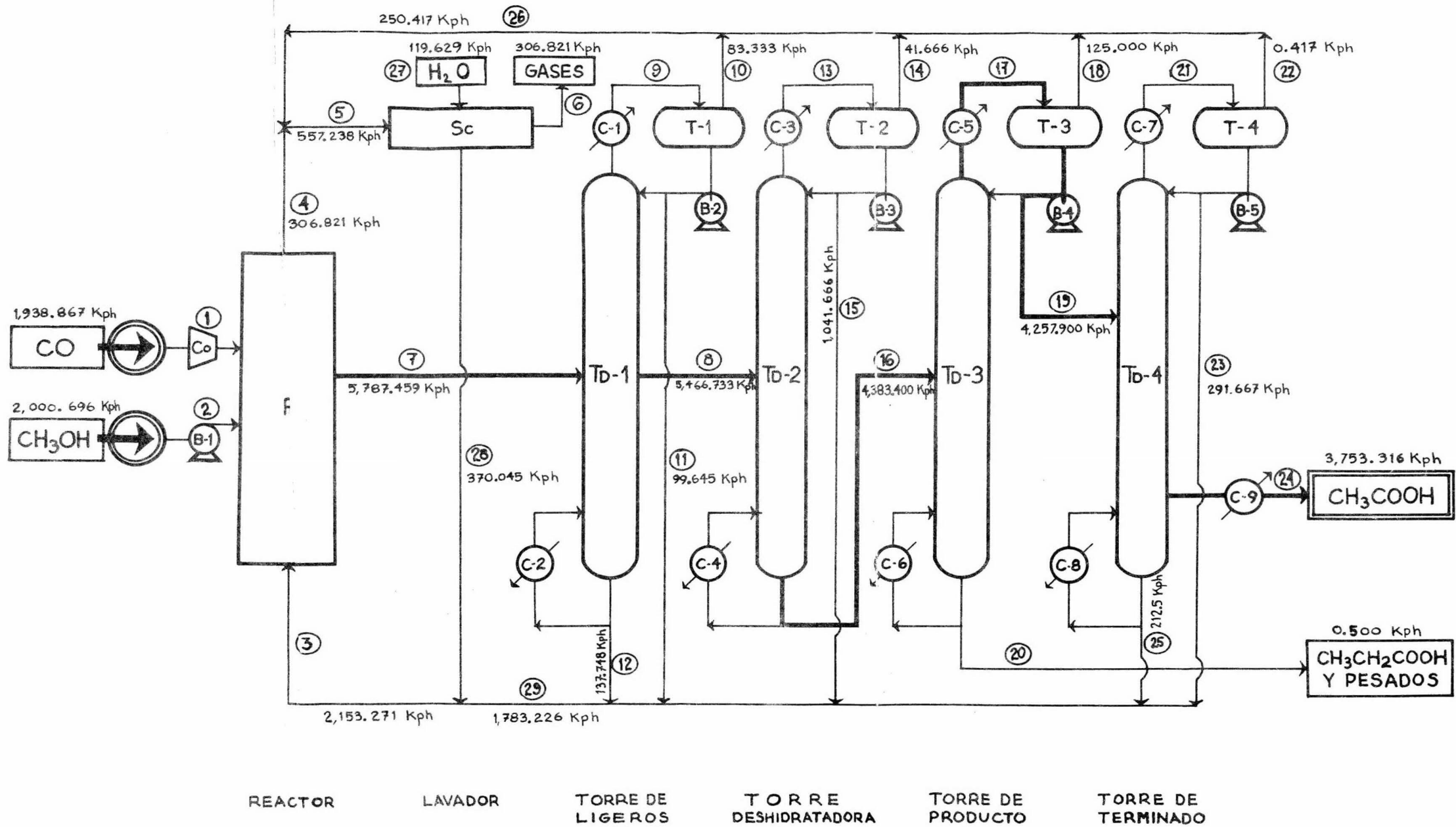
#### BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA PARA EL PROCESO DE OBTENCION DEL ACIDO ACETICO POR CARBONILACION DEL METANOL (BAJA PRES.)



Rendimientos :    Metanol                    99%  
                          Monóxido de Carbono    90%

Otras reacciones que se llevan a cabo :

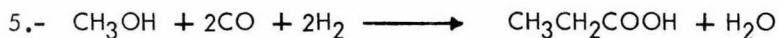




**DIAGRAMA N. 3**  
**OBTENCION DE ACIDO ACETICO MEDIANTE CARBONILACION DE METANOL A BAJA PRESION**  
**(DE MONSANTO)**



Aprox. 0.005% del CO Alim.



Aprox. 0.03% del MeOH Alim.

6.- Metanol que no reacciona, Agua que se consume e Hidrógeno que se produce.

Los calores de reacción fueron calculados a la temperatura base de 25°C y de acuerdo a los métodos generales y son :

$$\text{Para el Acido } H_f^\circ = - 32.944 \text{ kcal/mol}$$

$$\text{Reacción 1.- } \Delta H = - 40.870 \text{ kcal/mol}$$

$$2.- \Delta H = 0.722 \text{ kcal/mol}$$

$$3.- \Delta H = - 3.026 \text{ kcal/mol}$$

$$4.- \Delta H = - 24.540 \text{ kcal/mol}$$

$$5.- \Delta H = - 80.063 \text{ kcal/mol}^* \text{ Estimado.}$$

Balance Total de Materia en el Diagrama No. 3 y Tabla 5-3.

Calculando el calor de reacción para este proceso obtenemos que es :

$$Q = 33,492,709.435 \text{ kcal/día}$$

$$W_f = 3,349.271 \text{ m}^3 \text{ de agua/día}$$

La corriente 4 que sale hacia el tanque de lavado se enfría para que solo lleve en su mayoría incondensables para lo cual se le quita :

$$Q = 645,566.18 \text{ kcal/día}$$

$$W_f = 64.557 \text{ m}^3 \text{ de agua/día}$$

La corriente de alimentación a la primera torre TD-1 se enfría para ali-

mentarse como líquido saturado para lo cual se le quita :

$$Q = 8,627,661.10 \text{ kcal/día}$$

$$W_f = 862.77 \text{ m}^3 \text{ de agua/día}$$

En la torre TD-1 tenemos que el balance de materia para  $R = 10.488$  es:

$$L = 791.865 \text{ kmol/día}$$

$$V = 867.367 \text{ kmol/día}$$

$$L' = 3,944.623 \text{ kmol/día}$$

$$V' = 3,880.020 \text{ kmol/día}$$

En la parte superior tenemos el condensador C-1 en el cual hay que quitarle el calor de condensación :

$$Q = 5,762,378.91 \text{ kcal/día}$$

$$W_f = 576.24 \text{ m}^3 \text{ de agua/día}$$

En la parte inferior se tiene el calentador C-2 al cual hay que agregar :

$$Q = 26,091,186.50 \text{ kcal/día}$$

$$W_v = 54.634 \text{ Ton de Vap.}/\text{día}$$

La corriente principal se saca como líquido saturado y se alimenta a la siguiente torre TD-2 en la cual se tiene el siguiente balance para  $R = 4.312$  :

$$L = 5,208.711 \text{ kmol/día}$$

$$V = 6,416.668 \text{ kmol/día}$$

$$L' = 8,361.469 \text{ kmol/día}$$

$$V' = 6,556.773 \text{ kmol/día}$$

En la parte superior tenemos el condensador C-3 al que hay que quitar :

$$Q = 60,276,420.54 \text{ kcal/día}$$

$$W_f = 6,027.642 \text{ m}^3 \text{ de agua/día}$$

En la parte inferior tenemos el calentador C-4 al cual se le agrega :

$$Q = 39,986,592.80 \text{ kcal/día}$$

$$W_v = 83,731 \text{ Ton de Vap./día}$$

La corriente de los fondos se alimenta a la siguiente torre TD-3 en la --  
cual se tiene el siguiente balance para  $R = 0.15$

$$L = 278.805 \text{ kmol/día}$$

$$V = 2,083.366 \text{ kmol/día}$$

$$L' = 2,083.501 \text{ kmol/día}$$

$$V' = 2,083.366 \text{ kmol/día}$$

Tenemos en la parte superior el condensador C-5 al cual hay que quitar:

$$Q = 11,737,524.40 \text{ kcal/día}$$

$$W_f = 1,173.752 \text{ m}^3 \text{ de agua/día}$$

Y en la parte inferior el calentador C-6 al que hay que agregar :

$$Q = 14,560,032.90 \text{ kcal/día}$$

$$W_v = 30.490 \text{ Ton de Vap./día}$$

Del reflujo de la corriente principal se lleva a la última torre TD-4 en --  
la cual se tiene que el balance es el siguiente para  $R = 1.081$  :

$$L = 126.356 \text{ kmol/día}$$

$$V = 243.240 \text{ kmol/día}$$

$$L' = 1,814.941 \text{ kmol/día}$$

$$V' = 1,745.708 \text{ kmol/día}$$

En la parte superior se tiene el condensador C-7 al cual hay que quitar:

$$Q = 1,414,263.12 \text{ kcal/día}$$

$$W_f = 141.43 \text{ m}^3 \text{ de agua/día}$$

En la parte inferior se tiene el calentador C-8 al que hay que agregar:

$$Q = 12,705,907.52 \text{ kcal/día}$$

$$W_v = 26.606 \text{ Ton de Vap./día}$$

Se tiene también otra salida por donde se obtiene el producto principal\_ que se condensa y enfría en C-9 para ello hay que quitar :

$$Q = 12,991,126.80 \text{ kcal/día}$$

$$W_f = 1,299.113 \text{ m}^3 \text{ de agua/día}$$

Todos estos balances y cargas térmicas nos servirán de base para dimensionar los equipos en el capítulo siguiente .

## CAPITULO VI

EVALUACION DE LOS PROCESOS

En este Capítulo se efectuará una evaluación de la inversión Fija para cada proceso por el método de porcentajes del costo de equipo adquirido los cuales se obtienen de gráficas (29) y tomando como base que la adquisición se efectúa en el extranjero (E.U.A.), tomándose también en cuenta los costos de fletes, permisos de importación e incremento en el costo de instalación.

Este método de evaluación es factible como una aproximación con el fin de comparar los procesos en estudio para determinar la viabilidad de cada uno de ellos.

El dimensionamiento y evaluación del costo de adquisición de los equipos se llevara a efecto sin optimizaciones ni diseño detallado de los equipos.

Los porcentajes que se tomaron como base son los usados para una planta donde se manejan en su mayoría solo flúidos y solo se harán algunas modificaciones en los porcentajes de acuerdo a las características de cada proceso y la información que de ellos se tiene.

En el caso del terreno se sitúa la planta en El Framboyán Ver. en Veracruz, Ver. por las facilidades que se presentan en este lugar tanto para el transporte de materias primas nacionales como las importadas y los estímulos fiscales que se tienen en esta zona. (Apéndice)



## EVALUACION DE LA INVERSION PARA EL PROCESO DE OBTENCION DEL ACIDO ACETICO POR OXIDACION DEL ACETALDEHIDO.

Los equipos para este proceso fueron codificados de acuerdo al diagrama No. 1 y los cálculos efectuados para su dimensionamiento fueron de acuerdo a las referencias y el Apéndice.

Reactor : Torre de burbujeo provista de un agitador y con un tiempo de residencia de la reacción de aproximadamente 30 minutos. El material es Acero Inoxidable SS-316, y trabaja a 0 psig.

Se tienen dos Opciones :

1.- Cuando se usa  $O_2$  diluido con aire

$$V = 35,000 \text{ gal costo } R = 1,763,000.00 \text{ Pesos M.N. (3-U)}$$

2.- Cuando se usa solo aire :

$$V = 172,000 \text{ gal Costo } R = 4,255,400.00 \text{ Pesos M.N. (5-U)}$$

Luego tenemos los cambiadores de Calor los cuales tienen la siguiente característica. Son de tubos de 3/4 DE, y el largo de los tubos dependerá del Area que es la que se tomará en cuenta para evaluar su costo. El material en todos los casos es de SS-316 y la selección de la U es de acuerdo a referencias y apéndice.

Primero tenemos que el reactor requiere de enfriadores los cuales tienen las siguientes características.

$$\text{Enf-R A} = 2,500 \text{ ft}^2 \text{ Costo Enf-R} = 275,600.00 \text{ Pesos M.N.}$$

A continuación se enlista el área y costo de cada uno de los cambiado-

res los cuales son todos de tubos de SS-316 y 3/4 DE.

C-1	Condensador	A = 10ft <sup>2</sup>	Costo C-1 = 2,540.00 pesos M.N.	6
C-2	Calentador	A = 80ft <sup>2</sup>	Costo C-2 = 12,190.00 "	
C-3	Condensador	A = 300ft <sup>2</sup>	Costo C-3 = 38,500.00 "	
C-4	Calentador	A = 220ft <sup>2</sup>	Costo C-4 = 29,375.00 "	
C-5	Condensador	A = 450ft <sup>2</sup>	Costo C-5 = 56,750.00 "	
C-6	Condensador	A = 50ft <sup>2</sup>	Costo C-6 = 8,125.00 "	
C-7	Condensador	A = 75ft <sup>2</sup>	Costo C-7 = 11,375.00 "	
C-8	Calentador	A = 25ft <sup>2</sup>	Costo C-8 = 4,875.00 "	

Para las torres se hicieron algunas consideraciones que se mencionan en el apéndice, en todos se usa como material de construcción SS-316.

→ TD-1 Torre de platos perforados, con 24 in de espaciamento entre platos, 36 in de diámetro, eficiencia de 70% y 13 platos reales y su costo de : - - -  
10,134.60 Pesos/Plato .

Costo TD-1 = 131,750.00 Pesos M.N.

TD-2 Torre de capuchas de burbujeo, con 24 in de espaciamento entre platos, 57 in de diámetro, eficiencia de 70% y 23 platos reales y un costo de: - -  
100,104.40 Pesos/Plato .

Costo TD-2 = 2,302,400.00 Pesos M.N.

TD-3 Torre de capuchas de burbujeo, con 24 in de espaciamento entre platos, 30 in de diámetro, Eficiencia de 70% y 33 platos reales y un costo de: - -  
47,417.30 Pesos/Plato .

Costo TD-3 = 1,564,770.00 Pesos M.N.

En la evaluación de los tanques de hacen las consideraciones del apéndice y se obtienen los siguientes costos :

T-1 Volúmen equivalente a 12 h de su gasto volumétrico de SS-316 y - 25% de seguridad  $V = 20,000$  gal :

Costo T-1 = 547,125.00 Pesos M.N.

T-2 Volúmen equivalente a 1 h de su gasto volumétrico, de SS-316 y - 25% de seguridad  $V = 2,000$  gal.

Costo T-2 = 121,600.00 Pesos M.N.

T-3 Volúmen equivalente a 1 h de su gasto volumétrico, de SS-316 y - 25% de seguridad  $V = 300$  gal.

Costo T-3 = 66,785.00 Pesos M.N.

En el caso del compresor de alimentación del  $O_2$  ó el Aire se tienen los siguientes casos :

1.- Cuando se alimenta  $O_2$  :  $P_e = 1$  atm,  $P_d = 5$  atm,  $r_c = 2.23$  - -  $T_e = 25^\circ C$ ,  $k = 1.4$  y es un compresor de 2 etapas recíprocamente, para mayor información consultar apéndice y referencia (32).

Costo Co de 70 Hp = 243,125.00 para una  $V = 1.38$  lb mol/min.

2.- Cuando se alimenta Aire : Las condiciones son las mismas que en el caso anterior solo que  $V = 6.947$  lb mol/min.

Costo Co de 320 Hp = 810,500.00 Pesos M.N.

En el proceso se tienen 6 bombas cuyos gastos son de acuerdo a las co--

rrientes que manejan, su material de construcción es de SS-316 ó de Hierro Vaciado con accesorios de SS-316 y el costo será para dos unidades de cada una :

B-1	200 gpm y 50 ft de Cabeza	5 Hp	Costo = 27,500.00	Pesos
B-2	3 gpm y 30 ft de Cabeza	1/2 Hp	Costo = 5,875.00	"
B-3	30 gpm y 50 ft de Cabeza	1 Hp	Costo = 10,000.00	"
B-4	30 gpm y 50 ft de Cabeza	1 Hp	Costo = 10,000.00	"
B-5	10 gpm y 40 ft de Cabeza	3/4 Hp	Costo = 9,250.00	"
B-6	5 gpm y 30 ft de Cabeza	1/2 Hp	Costo = 5,910.00	"

La torre de Lavado se dimensiona de acuerdo a las referencias y el apéndice y tienen las siguientes características, Empaque de Anillos Rashig de 1 X 1 X 1/2 in,  $G = 4,899.03 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{h}$   $V = 357.513 \text{ kg/h}$ , Diámetro de 12 in y una altura de empaque de 16.42 ft, el costo del empaque es de 1,115.00 Pesos M.N.- y la torre es de Acero al Carbón con un costo de 52,685.00 Pesos M.N.

Costo Sc = 53,800.00 Pesos M.N.

## COSTO TOTAL DE EQUIPO

CASO 1 O<sub>2</sub> Diluido

R	=	1,763,000.00
Enf-R	=	275,600.00
C-1	=	2,540.00
C-2	=	12,190.00
C-3	=	38,500.00
C-4	=	29,375.00
C-5	=	56,750.00
C-6	=	8,125.00
C-7	=	11,375.00
C-8	=	4,875.00
TD-1	=	131,750.00
TD-2	=	2,302,400.00
TD-3	=	1,564,770.00
T-1	=	547,125.00
T-2	=	121,600.00
T-3	=	66,875.00
Co	=	243,125.00
B-1	=	27,500.00
B-2	=	5,875.00
B-3	=	10,000.00
B-4	=	10,000.00
B-5	=	9,250.00
B-6	=	5,940.00

---

7,302,340.00

## CASO 2 Aire

R	=	4,255,400.00
Enf-R	=	275,600.00
C-1	=	2,540.00
C-2	=	12,190.00
C-3	=	38,500.00
C-4	=	29,375.00
C-5	=	56,750.00
C-6	=	8,125.00
C-7	=	11,375.00
C-8	=	4,875.00
TD-1	=	131,750.00
TD-2	=	2,302,400.00
TD-3	=	1,564,770.00
T-1	=	547,125.00
T-2	=	121,600.00
T-3	=	66,875.00
Co	=	810,500.00
B-1	=	27,500.00
B-2	=	5,875.00
B-3	=	10,000.00
B-4	=	10,000.00
B-5	=	9,250.00
B-6	=	5,940.00

---

10,362,120.00

(BASE 1974)

## INVERSION TOTAL CASO 1

1.-	Costo Equipo Adquirido	=	100%	7,302,340.00
2.-	Costo Instalación (Mex)	=	60%	4,381,400.00
3.-	Instrumentación	=	20%	1,460,470.00
4.-	Tubería	=	66%	4,819,550.00
5.-	Equipo Eléctrico	=	11%	803,260.00
6.-	Edificios (Planta Nueva)	=	45%	3,286,050.00
7.-	Acond. Terreno	=	10%	730,230.00
8.-	Servicios	=	70%	5,111,640.00
9.-	Terreno (El Framboyán, Ver.)	=		1,050,000.00
10.-	Fletes e Imp. de Impor. Eq.	=	25%	1,825,580.00
				<hr/>
			COSTO DIRECTO	30,770,520.00
11.-	Ingeniería y Supervisión	=	33%	2,409,770.00
12.-	G. de Construcción	=	41%	2,993,960.00
				<hr/>
			COSTO DIRECTO E INDIRECTO	36,174,250.00
13.-	Contratista	=	21%	1,533,490.00
14.-	Imprevistos	=	42%	3,066,990.00
				<hr/>
			INVERSION FIJA	40,774,730.00
15.-	CAPITAL DE TRABAJO	=	86%	6,280,010.00
				<hr/>
			INVERSION TOTAL	47,054,740.00
				(BASE 1974)

## INVERSION TOTAL CASO 2

1.-	Costo Equipo Adquirido	=	100%	10,362,120.00
2.-	Costo Instalación (Méx)	=	60%	6,217,270.00
3.-	Instrumentación	=	20%	2,072,420.00
4.-	Tubería	=	66%	6,839,000.00
5.-	Equipo Eléctrico	=	11%	1,139,830.00
6.-	Edificios (Planta Nueva)	=	45%	4,662,950.00
7.-	Acond. Terreno	=	10%	1,036,210.00
8.-	Servicios	=	70%	7,253,480.00
9.-	Terreno (El Framboyán, Ver.)	=		1,050,000.00
10.-	Fletes e Imp. de Import. Eq.	=	25%	2,590,530.00
COSTO DIRECTO				43,223,810.00
11.-	Ingeniería y Supervisión	=	33%	3,419,500.00
12.-	G. de Construcción	=	41%	4,248,470.00
COSTO DIRECTO E INDIRECTO				50,891,780.00
13.-	Contratista	=	21%	2,176,050.00
14.-	Imprevistos	=	42%	4,352,090.00
INVERSION FIJA				57,419,920.00
15.-	CAPITAL DE TRABAJO	=	86%	8,911,420.00
INVERSION TOTAL				66,331,340.00
				(BASE 1974)

## EVALUACION DE LA INVERSION PARA EL PROCESO DE OBTENCION DEL ACIDO ACETICO POR CARBONILACION DEL METANOL (ALTA PRESION).

Los equipos para este proceso fueron codificados de acuerdo al diagrama -- No. 2 y los cálculos efectuados para su dimensionamiento fueron de acuerdo a las referencias y el apéndice.

Reactor : Reactor de alta presión que se encuentra a 10,500 psi y tiene un volúmen de 800 gal para un tiempo de residencia de 15 min., consiste en un -- cambiador de calor con tubos de 2 in de DI y 4 1/2 in DE con recubrimiento interior de 1/16 de in de Hastelloy C. tiene aproximadamente el arreglo siguiente, 8 pasos interconectados de 35 tubos c/u y de 20 ft de largo enfundados en una coraza de aproximadamente 12 ft cuyo espesor solo por seguridad será para resistir 35 - psig con el fin de dejar escapar el gas en caso de ruptura de algún tubo, los tubos son sin costura.

El costo aproximado de este reactor aunque presenta dificultades para - su cotización debido a su recubrimiento se estima que es de aproximadamente - - - 5,625,000.00 Pesos M.N.

El siguiente equipo es un tanque de separación por descompresión Sp-1- el cual se encuentra a las condiciones de la tabla 5-2 y está diseñado para retener durante 1 min. los productos más un 30% de seguridad por lo que su volumen es -- de 1,000 gal y su costo para un tanque de SS-316 es de 83,000.00 Pesos M.N. a este costo se le agrega el costo de dos válvulas de reducción de la presión de 7 in con costo de 40,520.00 Pesos M.N. (29).



Costo Sp-1 = 123,600.00 Pesos M.N.

Los gases pasan a un tanque de lavado el cual se dimensiona de acuerdo al apéndice. Y tiene las siguientes características,  $L/V = 2.758$ ,  $G = 3,176.84$  kg/m<sup>2</sup>.h,  $V = 773.568$  kg/h,  $D_m = 24$  in. Empaque de anillos rashig de cerámica de  $1 \times 1 \times 1/2$  in con un costo del empaque de 4,500.00 Pesos M.N., la torre es de Acero al Carbón con 20 ft de altura y un costo total con empaque de :

Costo Sc-1 = 101,510.00 Pesos M.N.

Luego se tiene una torre degasadora, la cual tiene las siguientes características,  $D = 24$  in, empaque de anillos rashig de cerámica de  $2 \times 2 \times 1/4$  y una altura de 25 ft con un costo del empaque de 5,060.00 Pesos y la torre de Acero al Carbón y un costo de 293,820.00 Pesos y el costo total es :

Costo Dg-1 = 298,880.00 Pesos M.N.

La siguiente es la torre de separación de Catalizador que es una torre de platos perforados de SS-304,  $D = 24$  in y 10 platos reales y un costo de 28,375.00 Pesos/Plato. A este costo se le agrega el de un calentador necesario para separar la corriente principal y tiene las siguientes características,  $A = 75$  ft<sup>2</sup> tubos de SS-316 y  $3/4$  in DE.

TD-1 Torre de capuchas de burbujeo, de SS-316, 24 in de espaciamiento entre platos, 53 in de diámetro, eficiencia de 70% 31 platos reales y un costo de : 89,566.00 Pesos/Plato.

Costo TD-1 = 2,776,550.00 Pesos M.N.

TD-2 Torre de capuchas de burbujeo, 24 in de espaciamiento entre pla

tos, SS-316, 55 in de diámetro, eficiencia de 70%, y 22 platos reales con un costo: 95,886.00 Pesos/plato.

Costo TD-2 = 2,109,500.00 Pesos M.N.

TD-3 Torre de platos de burbujeo, de SS-316, 9 in de espaciamiento entre platos, 12 in de diámetro, eficiencia de 70% y 13 platos reales con un costo de: 22,130.00 Pesos/Plato.

Costo TD-3 = 287,690.00 Pesos M.N.

Luego tenemos los intercambiadores de calor que son los siguientes :

C-1	Calentador	A=	15 ft <sup>2</sup>	Costo C-1 =	3,375.00	Pesos M.N.
C-2	Enfriador	A=	60 ft <sup>2</sup>	Costo C-2 =	9,525.00	"
C-3	Enfriador	A=	15 ft <sup>2</sup>	Costo C-3 =	3,375.00	"
C-4	Condensador	A=	500 ft <sup>2</sup>	Costo C-4 =	60,750.00	"
C-5	Calentador	A=	220 ft <sup>2</sup>	Costo C-5 =	29,375.00	"
C-6	Condensador	A=	850 ft <sup>2</sup>	Costo C-6 =	100,300.00	"
C-7	Calentador	A=	10 ft <sup>2</sup>	Costo C-7 =	38,500.00	"
C-8	Condensador	A=	10 ft <sup>2</sup>	Costo C-8 =	2,560.00	"
C-9	Calentador	A=	10 ft <sup>2</sup>	Costo C-9 =	2,560.00	"

Todos los intercambiadores son de tubos de SS-316 y 3/4 de DE. y los costos se evalúan de acuerdo a referencia (29) y apéndice.

Luego tenemos los tanques de retención los cuales se dimensionan igual que en el proceso anterior.

T-1 Volumen equivalente a 6 h de su gasto volumétrico, de Acero al --  
Carbón y 25% de seguridad  $V = 8,000$  gal :

Costo T-1 = 344,370.00 Pesos M.N.

T-2 Volumen equivalente a 1 h de su gasto volumétrico, de Acero al --  
Carbón y 25% de seguridad  $V = 5,500$  gal :

Costo T-2 = 62,820.00 Pesos M.N.

El siguiente equipo es el compresor el cual se evalúa al igual que en el  
proceso anterior y tiene las siguientes características :  $P_e = 13.6$  atm,  $P_d = 714$  atm,  $k = 1.4$ ,  $T_e = 25^\circ\text{C} = 437^\circ\text{R}$ ,  $r_c = 3.72$ ,  $V = 3,284$  lbmol/min, 3-  
etapas,  $b\text{Hp} = 470$ .

Costo  $C_o = 1,053,750.00$  Pesos M.N.

Luego tenemos las bombas que son en total 7 que son en su mayoría de  
SS-316 ó de Hierro vaciado y accesorios de SS-316.

B-1	20 gpm y	30 ft	de Cabeza	1 Hp	Costo =	9,750.00	Pesos
B-2	25 gpm y	30 ft	de Cabeza	1.5 Hp	Costo =	10,120.00	"
B-3	20 gpm y	40 ft	de Cabeza	1.0 Hp	Costo =	9,750.00	"
B-4	20 gpm y	$P_d = 10,000$ psi		100 Hp	Costo =	185,750.00	"
B-5	3 gpm y	30 ft	de Cabeza	.5 Hp	Costo =	5,875.00	"
B-6	80 gpm y	50 ft	de Cabeza	2 Hp	Costo =	21,500.00	"
B-7	3 gpm y	30 ft	de Cabeza	.5 Hp	Costo =	5,875.00	"

#### COSTO TOTAL DE EQUIPO

R = 5,625,000.00  
Sp-1 = 123,600.00

Sc-1	=	101,510.00
Dg-1	=	298,880.00
Sp-2	=	295,300.00
TD-1	=	2,776,550.00
TD-2	=	2,109,500.00
TD-3	=	287,690.00
C-1	=	3,375.00
C-2	=	9,525.00
C-3	=	3,375.00
C-4	=	60,750.00
C-5	=	29,375.00
C-6	=	100,300.00
C-7	=	38,500.00
C-8	=	2,560.00
C-9	=	2,560.00
T-1	=	344,370.00
T-2	=	62,820.00
Co	=	1,053,750.00
B-1	=	9,750.00
B-2	=	10,120.00
B-3	=	9,750.00
B-4	=	185,750.00
B-5	=	5,875.00
B-6	=	21,500.00
B-7	=	5,875.00

---

13,577,910.00

(BASE 1974)

#### INVERSION TOTAL

1.-	Costo Equipo Adquirido	=	100%	13,577,910.00
2.-	Costo Instalación (Méx.)	=	60%	8,146,750.00
3.-	Instrumentación	=	25%	3,394,480.00
4.-	Tubería	=	66%	8,961,420.00
5.-	Equipo Eléctrico	=	11%	1,493,570.00
6.-	Edificios (Planta Nueva)	=	45%	6,110,060.00
7.-	Acond. Terreno	=	10%	1,357,790.00
8.-	Servicios	=	70%	9,504,540.00
9.-	Terreno (El Framboyán, Ver.)	=		1,050,000.00
10.-	Fletes e Imp. de Impor. Eq.	=	25%	3,394,480.00

---

COSTO DIRECTO

56,991,000.00

11.- Ingeniería y Supervisión	= 33%	4,480,710.00
12.- G. de Construcción	= 41%	5,566,940.00
COSTO DIRECTO E INDIRECTO		<u>67,038,650.00</u>
13.- Contratista	= 21%	2,851,360.00
14.- Imprevistos	= 42%	5,702,720.00
INVERSION FIJA		<u>75,592,730.00</u>
15.- CAPITAL DE TRABAJO	= 86%	11,677,000.00
INVERSION TOTAL		<u>87,269,730.00</u>
		(BASE 1974)

En el caso de que la materia prima se importe hay que agregar a los servicios el costo de almacenamiento del Monóxido que es alrededor de 18,900,000.00 Pesos M.N. y por tanto la inversión total en este caso es de :

$$\text{INVERSION TOTAL} = 106,169,730.00$$

(BASE 1974)

#### EVALUACION DE LA INVERSION PARA EL PROCESO DE OBTENCION DEL ACIDO ACETICO POR CARBONILACION DE METANOL (BAJA PRESION).

Los equipos para este proceso fueron codificados de acuerdo al diagrama No. 3 y los cálculos efectuados para su dimensionamiento fueron de acuerdo a las referencias y el apéndice.

Reactor : Suponiendo que el tiempo de residencia es aproximadamente igual al del proceso de alta presión, 15 min. y la presión de trabajo es de 5 atm, - consiste en un tanque a presión de SS-316, más 20% de seguridad  $V = 5,500$  gal y su costo :

Costo R = 2,229,000.00 Pesos M.N.

Al costo del reactor se le agrega el costo de un enfriador que incrementa su costo en 15,500.00 Pesos por lo cual el costo total es :

Costo R + Enf = 2,244,500.00 Pesos M.N.

TD-1 Torre de capuchas de burbujeo de SS-316, 24 in de espaciamiento entre platos, 50 in de diámetro, eficiencia 70% y 18 platos reales y un costo de 84,290.00 Pesos/Plato, al costo total se le agrega también el costo de un enfriador necesario para alimentar la corriente como líquido saturado este enfriador tiene un costo de 10,540.00 Pesos para un enfriador de tubos de SS-316 con una  $A = 70 \text{ ft}^2$ .

Costo TD-1 + Enf = 1,527,760.00 Pesos M.N.

TD-2 Torre de capuchas de burbujeo de SS-316, 24 in de espaciamiento entre platos, 45 in de diámetro, eficiencia de 70% y 24 platos reales con un costo de : 73,760.00 Pesos/Plato.

Costo TD-2 = 1,770,240.00 Pesos M.N.

TD-3 Torre de capuchas de burbujeo de SS-316, 24 in de espaciamiento entre platos, 43 in de diámetro, eficiencia de 70% y 13 platos reales con un costo de : 69,543.00 Pesos/Plato.

Costo TD-3 = 904,060.00 Pesos M.N.

TD-4 Torre de capuchas de burbujeo de SS-316, 24 in de espaciamiento entre platos, 40 in de diámetro, eficiencia de 70% y 30 platos reales con costo de : 64,277.00 Pesos/Plato.

Costo TD-4 = 1,928,310.00 Pesos M.N.

Los intercambiadores de calor son de SS-316 con tubos de 3/4 in DE y -  
a continuación se enlistan sus costos :

C-1	Condensador	A= 470 ft <sup>2</sup>	Costo	C-1 = 58,760.00	Pesos M. N.
C-2	Calentador	A= 260 ft <sup>2</sup>	Costo	C-2 = 36,435.00	"
C-3	Condensador	A= 800 ft <sup>2</sup>	Costo	C-3 = 97,245.00	"
C-4	Calentador	A= 400 ft <sup>2</sup>	Costo	C-4 = 50,625.00	"
C-5	Condensador	A= 140 ft <sup>2</sup>	Costo	C-5 = 19,250.00	"
C-6	Calentador	A= 200 ft <sup>2</sup>	Costo	C-6 = 27,320.00	"
C-7	Condensador	A= 20 ft <sup>2</sup>	Costo	C-7 = 4,065.00	"
C-8	Calentador	A= 170 ft <sup>2</sup>	Costo	C-8 = 24,310.00	"
C-9	Condensador	A= 800 ft <sup>2</sup>	Costo	C-9 = 95,250.00	"

Continuando con los tanques, los cuales se diseñan igual que en el pro-  
ceso anterior y tienen las siguientes características :

T-1 Volúmen equivalente a 30 min de su gasto volumétrico, de Acero al  
carbón, más un 25% de seguridad V = 400 gal :

Costo T-1 = 14,590.00 Pesos M.N.

T-2 Volúmen equivalente a 30 min. de su gasto volumétrico, de Acero -  
al Carbón, más un 25% de seguridad V = 1,000 gal :

Costo T-2 = 24,310,00 Pesos M.N.

T-3 Volúmen equivalente a 30 min de su gasto volumétrico, de SS-316,-  
más un 25% de seguridad V = 1,000 gal :

Costo T-3 = 126,440.00 Pesos M.N.

T-4 Volúmen equivalente a 30 min de su gasto volumétrico, de SS-316, más un 25% de seguridad  $V = 200$  gal :

Costo T-4 = 60,790.00 Pesos M.N.

Luego se sigue con el compresor de alimentación el cual, se evalúa de acuerdo a las referencias y apéndice, teniendo los siguientes datos :  $r_c = 1.5$ ,  $k = 1.4$ ,  $T_e = 537^\circ R$ ,  $V = 2.544$  lbmol/min, de 1 etapa, bHp = 40 :

Costo Co = 126,100.00 M.N.

Las bombas son en total 5 las cuales se enlistan a continuación siendo sus materiales de construcción en su mayoría de SS-316, Hierro vaciado con accesorios de SS-316 y en el caso del Metanol de Bronce con accesorios de SS-316.

B-1	15 gpm	y	30 ft	de	Cabeza	1	Hp	Costo =	9,750.00	Pesos
B-2	10 gpm	y	30 ft	de	Cabeza	3/4	Hp	Costo =	10,625.00	"
B-3	30 gpm	y	50 ft	de	Cabeza	1 1/2	Hp	Costo =	16,500.00	"
B-4	30 gpm	y	50 ft	de	Cabeza	1 1/2	Hp	Costo =	31,000.00	"
B-5	3 gpm	y	30 ft	de	Cabeza	1/2	Hp	Costo =	18,000.00	"

Luego se tiene una torre de lavado que tiene las siguientes características,  $L/V = 1.033$ ,  $G = 3,842.5$  kg/m<sup>2</sup>.h,  $V = 306.821$  kg/h, 18 in de diámetro y una altura de 25 ft, empaque de anillos rashig de cerámica de 1 X 1 X 1/2 in, el costo del empaque es de 3,250.00 Pesos y el costo de la torre de Acero al Carbon es de : 91,250.00 por lo que el costo total es :

Costo Sc-1 = 94,500.00 Pesos M.N.



## COSTO TOTAL DE EQUIPO

R-Enf	▪	2,244,500.00
TD-1	▪	1,527,760.00
TD-2	=	1,770,240.00
TD-3	=	904,060.00
TD-4	=	1,928,310.00
C-1	=	58,760.00
C-2	=	36,435.00
C-3	=	97,245.00
C-4	=	50,625.00
C-5	=	19,250.00
C-6	=	27,320.00
C-7	=	4,065.00
C-8	▪	24,310.00
C-9	=	95,250.00
T-1	=	14,590.00
T-2	=	24,310.00
T-3	=	126,440.00
T-4	=	60,790.00
Co	=	126,100.00
B-1	=	9,750.00
B-2	=	10,625.00
B-3	=	16,500.00
B-4	=	31,000.00
B-5	=	18,000.00
Sc-1	=	94,500.00
		<hr/>
		9,320,735.00
		(BASE 1974)

## INVERSION TOTAL

1.-	Costo Equipo Adquirido	=	100%	9,320,730.00
2.-	Costo Instalación (Méx)	=	60%	5,592,440.00
3.-	Instrumentación	=	30%	2,796,220.00
4.-	Tubería	=	66%	6,151,690.00
5.-	Equipo Eléctrico	=	11%	1,025,270.00
6.-	Edificios (Planta Nueva)	=	45%	4,194,320.00
7.-	Acond. Terreno	=	10%	932,070.00
8.-	Servicios	=	70%	6,524,510.00
9.-	Terreno (El Framboyán, Ver.)	=		840,000.00
10.-	Fletes e Imp. de Impor. Eq.	=	25%	2,330,180.00
				<hr/>
				COSTO DIRECTO 39,707,430.00

11.- Ingeniería y Supervisión	=	33%	3,075,845.00
12.- G. de Construcción	=	41%	<u>3,821,495.00</u>
COSTO DIRECTO E INDIRECTO			46,604,770.00
13.- Contratista	=	21%	1,957,350.00
14.- Imprevistos	=	42%	<u>3,914,710.00</u>
INVERSION FIJA			52,476,830.00
15.- CAPITAL DE TRABAJO	=	86%	<u>8,015,830.00</u>
INVERSION TOTAL			60,492,660.00
			(BASE 1974)

Al igual que en el proceso de alta presión si la materia prima se importa-se agrega a servicios el costo de almacenamiento del Monóxido que es de - - - - -

18,900,000.00 Pesos M.N. por lo que la inversión total aumenta a :

INVERSION TOTAL = 79,392,660.00  
(BASE 1974)

## CAPITULO VII

## ESTUDIO DE RENTABILIDADES

En este Capítulo analizaremos los costos de producción para cada proceso de acuerdo a sus consumos de materias primas y a los servicios que requieren cada uno de ellos.

Para efectuar la evaluación de los costos de producción partiremos de establecer los precios y bases de cotización de las materias primas y los servicios, especificando en cada uno de ellos su fuente.

1.- Acetaldehído : Precio unitario 5,000.00 Pesos/Ton precio al cual lo vende PEMEX.

2.- Metanol : Unitario, 3,000.00 Pesos/Ton precio al cual se cotiza, lo vende PEMEX y otros.

3.- Monóxido de Carbono: Se tienen dos precios el primero el de importación que es de 6,000 Pesos/Ton, vendido por Liquid Carbonic Corp. en Geismar Louisiana, U.S.A. y el otro precio es de 4,000.00 Pesos/Ton si se produjera en México, dato que se obtiene deduciendo la producción simultánea de Hidrógeno y Nitrógeno, siendo este un dato no del todo confiable pero se tomará como una aproximación, (35).

4.- Oxígeno: En este producto se tiene que su precio de venta en Méxi

co, por AGA GAS es de 10,500.00 Pesos/Ton precio demasiado alto que no conviene para un proceso, y el otro precio es el que se deduce de sus importaciones que es de 7,000.00 Pesos/Ton aproximadamente.

5.- El costo del Agua de Proceso ó sea la que se consume en las reacciones tiene un costo promedio de venta de 1.20 Pesos/m<sup>3</sup> en el Fideicomiso de Parques y Ciudades Industriales de la Zona Centro y Sureste.

6.- En el caso del agua de enfriamiento su precio que incluye el bombeo y tratamiento es de .20 Pesos/m<sup>3</sup> para la misma Zona Industrial.

7.- En la tarifa eléctrica es la misma para todas las Zonas y su precio es de .23 Pesos/Kwh.

8.- El precio del vapor de 160 # es de aproximadamente 25.00 Pesos/Ton de acuerdo a los datos de Celanese Mexicana, S.A.

9.- El costo de la salmuera se estima que es de 3.00 Pesos/Ton que incluye el bombeo y tratamiento.

Con todos estos datos se evaluarán los costos de los servicios para cada proceso en función de los consumos obtenidos del balance de materia y energía.

Además de las materias primas y los servicios, los costos adicionales que forman el Costo de Producción y los Gastos Generales se estimarán por porcentajes de acuerdo a referencia, (29).

Se toma en cuenta también que la planta trabaja durante 330 días al año en tres turnos de 8 horas.

Para efectos del estudio se evaluará en este capítulo los costos de produc

ción y gastos generales para todos los procesos con el fin de poder evaluar su rentabilidad, para la evaluación se tendrán en cuenta las siguientes consideraciones :

1.- MATERIA PRIMA : Esta se obtendrá del balance de materia y de -- los precios antes especificados.

2.- SERVICIOS : Estos también se obtienen del balance de materia y -- energía y de las cotizaciones especificadas.

3.- MANTENIMIENTO Y REFACCIONES : Estas se evaluarán como un porcentaje de la Inversión Fija o sea un 6%.

4.- DEPRECIACION : Esta se estima como un 10% para el Costo de -- Equipo y 2.5% en el caso de edificios.

5.- IMPUESTOS Y SEGUROS : Esto se estima como un 4% de la Inver\_ sión Fija.

6.- MANO DE OBRA : Esta se obtiene para cada caso, estimado las - hs/hombre para cada uno en base a la capacidad de la planta y su grado de automa\_ tización, (29). Considerándose que se paga a 50.00 Pesos la hr/hombre.

7.- SUPERVISION : Se estima como un 18% de la Mano de Obra.

8.- LABORATORIO : Se estima como un 15% de la Mano de Obra.

9.- GASTOS DE PLANTA : Se estima como un 60% de la Mano de - -- Obra + Mantenimiento + Supervisión.

10.- FINANCIAMIENTO.- Se estima como un 7% de la Inversión To- tal.

11.- GASTOS DE INVESTIGACION, DESARROLLO Y ADMINISTRA- -

CION : Se estiman como un 5% del costo total del Producto.

La suma de todos estos nos dará los costos de Producción y Gastos Generales los cuales se restarán a las Ventas Netas las cuales se considerará que son totales sin restarle Devoluciones y Descuentos, siendo esta cantidad igual a - - - - - 227,076,000.00 Pesos/año. Una vez efectuada la resta obtendremos la Ganancia antes de Impuestos a la cual se le restará un 50% de esta cantidad para obtener la Ganancia Neta la cual se dividirá entre la Inversión Total para obtener así la Rentabilidad.

Este mismo procedimiento se repetirá para todos los procesos y así mismo para los procesos cuando trabajan al 60% de su capacidad, para luego enlistar todos los datos en la tabla 7-1.

ESTUDIO DE RENTABILIDADES PARA EL PROCESO  
DE OBTENCION DEL ACIDO ACETICO POR OXI-  
DACION DE ACETALDEHIDO.

Para este proceso tenemos 2 posibilidades que son :

- 1.- Cuando la oxidación se lleva a cabo con Oxígeno el cual se produce en México o se importa.
- 2.- Cuando la oxidación se lleva a cabo con aire.

CASO 1 : Se tienen los siguientes consumos :

ACETALDEHIDO : 24,202.885 Ton/año

Costo Anual = 121,014,420.00 Pesos M.N.

OXIGENO : 9,025.218 Ton/año

Costo Anual = 63,176,530.00 Pesos M.N.

AGUA CONSUMIDA EN EL PROCESO : 241.000 Ton/año

Costo Anual = 290.00 Pesos M.N.

Agua de enfriamiento comprada que se pierde por evaporación un 25% de la usada:

1,330,972.5 Ton/año

Costo Anual = 1,597,170.00 Pesos M.N.

AGUA DE ENFRIAMIENTO : 3,992,917.5 Ton/año

Costo Anual = 798,580.00 Pesos M.N.

VAPOR DE 160 # : 26,889.06 Ton/año

Costo Anual = 672,230.00 Pesos M.N.

ELECTRICIDAD : 431,018.28 kwh/año

Costo Anual = 99,140.00 Pesos M.N.

SALMUERA : 11,441.1 Ton/año

Costo Anual = 34,330.00 Pesos M.N.

COSTOS TOTALES CASO 1

MATERIAS PRIMAS : 185,788,410.00 Pesos/año

SERVICIOS : 1,604,280.00 "

CASO 2 : En este caso disminuyen los costos de Materia Prima ya que - solo se consume Acetaldehído y aumentan los costos de Servicios por consumirse más electricidad.

ELECTRICIDAD : 1,907,109.2 Kwh/año

Costo Anual = 438,640.00 Pesos/año

COSTOS TOTALES CASO 2

MATERIAS PRIMAS : 122,611,880.00 Pesos/año

SERVICIOS : 1,943,780.00 "

Al 60% de Capacidad tenemos los siguientes costos :

COSTOS TOTALES CASO 1

MATERIAS PRIMAS : 111,473,040.00 Pesos/año

SERVICIOS : 1,090,910.00 "

COSTOS TOTALES CASO 2

MATERIAS PRIMAS : 73,567,130.00 Pesos/año

SERVICIOS : 1,321,770.00 "

Las Rentabilidades para cada caso estan en la tabla 7-1.



ESTUDIO DE RENTABILIDADES PARA EL PROCESO DE  
OBTENCION DEL ACIDO ACETICO POR CARBONILA  
CION DE METANOL (ALTA PRESION).

Para este proceso se tienen también dos posibilidades, que son :

- 1.- Cuando el Monóxido se adquiere totalmente de importación.
- 2.- Considerando que el monóxido se produjera en grandes cantidades--  
en el país.

CASO 1 : Se tienen los siguientes consumos :

METANOL : 16,896,231 Ton/año

Costo Anual = 50,688,700.00 Pesos/año

MONOXIDO DE CARBONO : 19,258.286 Ton/año

Costo Anual = 115,549,710.00 Pesos/año

AGUA CONSUMIDA EN EL PROCESO : A esta agua se le agrega un 25% de el --  
agua de enfriamiento que se pierde por evaporación y que se adquiere :

725.00 Ton/año	Costo	870.00 Pesos/año
929,197.50 "	"	1,115,040.00 "
		<hr/>
		1,115,910.00 Pesos/año

AGUA DE ENFRIAMIENTO : 2,787,592.5 Ton/año

Costo Anual = 557,520.00 Pesos/año

VAPOR DE 16 # : 41,893.5 Ton/año

Costo Anual = 1,047,340.00 Pesos/año

ELECTRICIDAD : 3,406,815.7 Kwh/año

Costo Anual = 783,570.00 Pesos/año



QUIMICA

## COSTOS TOTALES CASO 1

MATERIAS PRIMAS : 167,354,320.00 Pesos/año

SERVICIOS : 2,388,430.00 "

CASO 2 : En este caso solo se tiene una variación que es en el costo --  
de Materia Prima considerando que el Monóxido de Carbono se produjera aquí :

Costo Anual = 77,033,140.00 Pesos/año

## COSTOS TOTALES CASO 2

MATERIAS PRIMAS : 128,837,750.00 Pesos/año

SERVICIOS : 2,388,430.00 "

Al 60% de capacidad tenemos los siguientes costos :

## COSTOS TOTALES CASO 1

MATERIAS PRIMAS : 100,412,590.00 Pesos/año

SERVICIOS : 1,624,130.00 Pesos/año

## COSTOS TOTALES CASO 2

MATERIAS PRIMAS : 77,302,650.00 Pesos/año

SERVICIOS : 1,624,130.00 "

Las Rentabilidades para cada caso se encuentran en la tabla 7-1.

ESTUDIO DE RENTABILIDADES PARA EL PROCESO DE  
OBTENCION DEL ACIDO ACETICO POR CARBONILA  
CION DE METANOL (BAJA PRESION).

Para este proceso se tienen también dos posibilidades que son :

1.- Cuando el Monóxido se adquiere totalmente de Importación.

2.- Considerando que el Monóxido se produjera en grandes cantidades--  
en el país.

CASO 1 : Se tienen los siguientes consumos :

METANOL : 15,845.515 Ton/año

Costo Anual = 47,536,540.00 Pesos/año

MONOXIDO DE CARBONO : 15,355.828 Ton/año

Costo Anual = 92,134,970.00 Pesos/año

AGUA CONSUMIDA EN EL PROCESO : A esta agua se le agrega un 25% de el --  
agua de enfriamiento que se pierde por evaporación y que se adquiere :

947.46	Ton/año	Costo	1,140.00	Pesos/año
1,113,318.3	"	Costo	1,335,980.00	Pesos/año
			<hr/>	
			1,337,120.00	Pesos/año

AGUA DE ENFRIAMIENTO : 3,339,956.7 Ton/año

Costo Anual = 667,990.00 Pesos/año

VAPOR DE 160# : 64,502.13 Ton/año

Costo Anual = 1,612,550.00 Pesos/año

ELECTRICIDAD : 271,600.56 Kwh/año

Costo Anual = 62,470.00 Pesos/año

## COSTOS TOTALES CASO 1

MATERIAS PRIMAS : 141,008,630.00 Pesos/año

SERVICIOS : 2,343,010.00 "

CASO 2.- En este caso solo se tiene una variación que es en el costo--  
de Materia Prima considerando que el Monóxido de Carbono se produjera aquí :

Costo Anual = 61,423,310.00 Pesos/año

## COSTOS TOTALES CASO 2

MATERIAS PRIMAS : 110,296,970.00 Pesos/año

SERVICIOS : 2,343,010.00 "

Al 60% de capacidad tenemos los siguientes costos :

## COSTOS TOTALES CASO 1

MATERIAS PRIMAS : 84,605,180.00 Pesos/año

SERVICIOS : 1,593,250.00 Pesos/año

## COSTOS TOTALES CASO 2

MATERIAS PRIMAS : 66,178,180.00 Pesos/año

SERVICIOS : 1,593,250.00 "

Las Rentabilidades para cada caso se encuentran en la Tabla 7-1.

TABLA 7-1 ESTUDIO DE RENTABILIDADES  
(MILLARES DE PESOS) (BASE 1974)

	OXIDACIÓN ACETALDEHIDO A ACIDO ACÉTICO				CARBONILACIÓN DE METANOL (ALTA PRESIÓN)				CARBONILACIÓN DE METANOL (BAJA PRESIÓN)			
	CASO 1 100%	CASO 2 100%	CASO 1 60%	CASO 2 60%	CASO 1 100%	CASO 2 100%	CASO 1 60%	CASO 2 60%	CASO 1 100%	CASO 2 100%	CASO 1 60%	CASO 2 60%
MATERIAS PRIMAS	185,788.04	122,611.88	111,473.04	73,567.13	167,354.32	128,837.75	100,412.59	77,302.65	141,008.63	110,296.77	84,605.18	66,178.18
SERVICIOS	1,604.28	1,943.78	1,090.91	1,321.77	2,388.43	2,388.43	1,624.13	1,624.13	2,343.01	2,343.01	1,593.25	1,593.25
MANT. Y REFACCIONES	2,446.48	3,445.20	1,663.60	2,342.74	5,669.56	4,535.56	3,855.30	3,084.18	4,277.46	3,148.61	2,908.67	2,141.05
DEPRECIACIÓN	812.38	1,152.78	812.38	1,152.78	1,510.54	1,510.54	1,510.54	1,510.54	1,037.56	1,037.56	1,037.56	1,037.56
IMPS. Y SEGUROS	1,631.00	2,296.80	1,631.00	2,296.80	3,779.71	3,023.71	3,779.71	3,023.71	2,851.64	2,095.64	2,851.64	2,095.64
MANO DE OBRA	1,584.00	1,600.00	1,267.20	1,280.00	1,155.00	1,155.00	924.00	924.00	1,056.00	1,056.00	844.80	844.80
SUPERVISIÓN	285.12	301.00	285.12	301.00	207.90	207.90	207.90	207.90	190.08	190.08	190.08	190.08
LABORATORIO	237.60	250.00	190.08	200.00	173.25	173.25	138.60	138.60	158.40	158.40	126.72	126.72
GASTOS DE PLANTA	2,589.36	3,188.59	1,812.55	2,232.01	4,219.48	3,539.08	2,953.64	2,477.36	3,314.12	2,633.72	2,319.89	1,843.61
<b>COSTO DE PRODUCCIÓN</b>	<b>196,978.63</b>	<b>136,790.03</b>	<b>120,225.88</b>	<b>82,685.20</b>	<b>186,458.19</b>	<b>145,371.22</b>	<b>115,406.41</b>	<b>90,293.07</b>	<b>156,236.90</b>	<b>122,959.97</b>	<b>96,477.79</b>	<b>76,050.89</b>
FINANCIAMIENTO	3,293.83	4,643.19	3,293.83	4,643.19	7,431.88	6,108.88	7,431.88	6,108.88	5,557.49	4,227.54	5,557.49	4,227.54
G. INVEST. DES. Y ADMN.	11,430.00	11,430.00	11,430.00	11,430.00	11,430.00	11,430.00	11,430.00	11,430.00	11,430.00	11,430.00	11,430.00	11,430.00
GASTOS GENERALES	14,723.83	16,073.19	14,723.83	16,073.19	18,861.88	17,558.88	18,861.88	17,558.88	16,987.49	15,657.54	16,987.49	15,657.54
VENTAS NETAS	227,076.00	227,076.00	136,245.60	136,245.60	227,076.00	227,076.00	136,245.60	136,245.60	227,076.00	227,076.00	136,245.60	136,245.60
- COSTO PRODUCCIÓN	196,978.00	136,790.03	120,225.88	82,685.20	186,458.19	145,371.22	115,406.41	90,293.07	156,236.90	122,959.97	96,477.79	76,050.89
GANANCIA BRUTA	30,098.00	90,285.97	16,019.72	53,560.40	40,617.81	82,685.78	20,839.19	45,952.53	70,839.10	104,116.01	39,767.81	60,194.71
- GASTOS GENERALES	14,723.83	16,073.19	14,723.83	16,073.19	18,861.88	17,558.88	18,861.88	17,558.88	16,987.49	15,657.54	16,987.49	15,657.54
GANANCIA ANTES IMP.	15,374.17	74,212.78	1,295.89	37,487.21	21,755.93	65,126.90	1,977.31	28,393.65	53,851.61	88,458.47	22,780.32	44,537.17
- IMP. Y REPARTO DE UTIL.	7,687.08	37,106.39	647.94	18,743.60	10,877.96	32,563.45	988.65	14,196.32	26,925.80	44,229.23	11,390.16	22,268.58
GANANCIA LÍQUIDA	7,687.08	37,106.39	647.94	18,743.60	10,877.96	32,563.45	988.65	14,196.32	26,925.80	44,229.23	11,390.16	22,268.58
INVERSIÓN TOTAL	47,054.74	66,331.34	47,054.74	66,331.34	106,169.73	87,269.73	106,169.73	87,269.73	79,392.66	60,492.66	79,392.66	60,492.66
RENTABILIDAD	16.34	55.94	1.38	28.26	10.24	37.31	0.93	16.27	33.91	73.11	14.35	36.81

En la Tabla 7-1 podemos observar las diferentes variantes de los tres procesos estudiados tanto a máxima capacidad, como al 60% de su capacidad y también podemos observar que los puntos más importantes en la mayoría de los procesos son las materias primas y las ventas netas, las cuales, para este estudio se consideró que las ventas fueron totales, en base a estos dos puntos se puede decir que en caso de aumento en el costo de las materias primas, solo se compensaría en parte, con un aumento en el precio de venta del producto terminado, que sin embargo bajaría el nivel de las ventas y esto solo lo podrían soportar los procesos de carbonilación de metanol a baja presión si el monóxido se produjera en México y el de oxidación de acetaldehído con aire, a continuación podemos hacer una lista por orden de importancia con respecto a sus rentabilidades :

	Rentabilidades	
	Capacidad 100%	60%
1.- Carbonilación de metanol a baja presión ( produciendo el CO en México )	73.11	36.81
2.- Oxidación de acetaldehído con aire	55.94	28.26
3.- Carbonilación de metanol a alta presión ( produciendo el CO en México )	37.31	16.27
4.- Carbonilación de metanol a baja presión ( Importando el CO )	33.91	14.35
5.- Oxidación de acetaldehído con oxígeno	16.34	1.34
6.- Carbonilación de metanol a alta presión ( importando el CO )	10.24	0.93

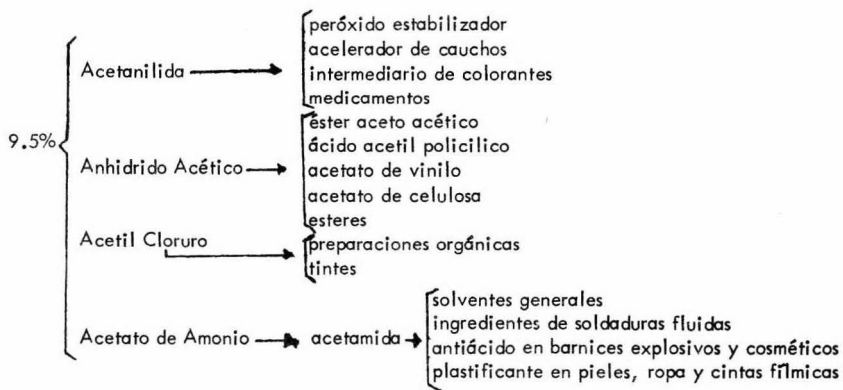
De esta lista se puede ver que los tres primeros procesos son atractivos bajo las consideraciones hechas, y en el caso de que las ventas bajen en un 20% en este caso solo los dos primeros procesos lo soportan ya que en los demás la rentabili

dad estaría muy por debajo de la rentabilidad que ofrece un banco o una financiera\_ sin riesgos, por lo cual no sería atractiva la inversión.

## DISCUSION DE RESULTADOS Y CONCLUSIONES

- Caps. I- II.- Se constató la importancia del ácido acético en la industria petroquímica ya sea como producto final o como producto intermediario para la producción de otros productos, tablas 8-1, y la importancia que adquiere últimamente con solvente en la purificación de ácido tereftálico ya sea por refinación oxidativa en ácido acético de Mitsui Petrochemical, por combinación de hidrogenación y cristalización en ácido acético de Celanese Chemical Co. ó por cristalización en ácido acético de Teijin Ltd. (39).
- Cap. III.- Las tecnologías existentes para el ácido acético tanto comerciales como a nivel de planta piloto se resumen en la Tabla 8-2, de estas tecnologías las más importantes para el país, son la actual que es la de oxidación de acetaldehído y las dos nuevas ya comercializadas que son, las de carbonilación de metanol tanto a alta como a baja presión, ya que las otras tecnologías no son del todo adecuadas para el país, principalmente por la mayor inversión en equipo en las del butano y buteno y los altos precios de estas materias primas para fines petroquímicos.





23% Acetato de Celulosa

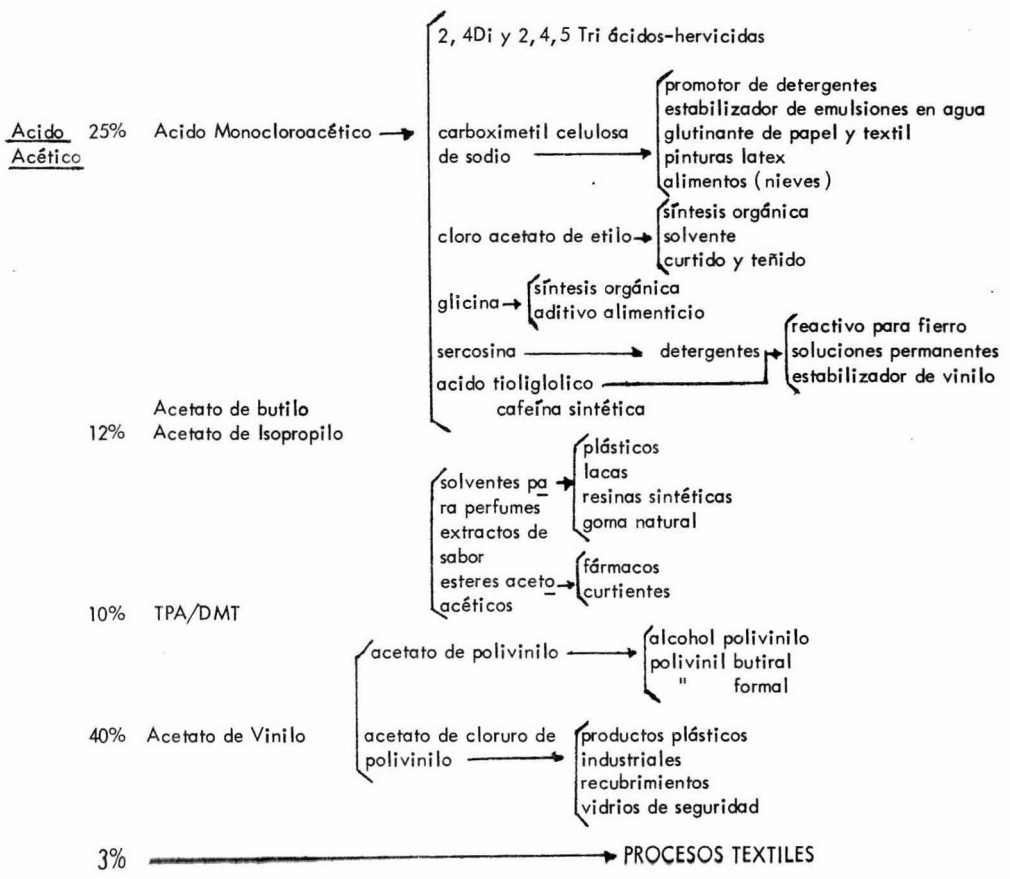


TABLA 8-1 Usos del Acido Acético.

DATOS TECNICOS DE LOS PROCESOS DEL ACIDO ACETICO

PROCESO	CATALIZADOR	TEMPERATURA °C	PRESION psig	RENDIMIENTO DEL PRO- CESO		SUBPRODUC- TOS.	GRADO DE DESARROL.
				Mat. Prima	%		
Butano	Acetato de Co- balto	150 - 225	800	n Butano	57	Acetaldehído Acetona Metanol	Comercial
Nafta	Acetato de Man- ganeso	200	750	Nafta	40	Acido fórmico Acido propió- nico Acetona	Comercial
Acetaldehído	Acetato de Man- ganeso	66	0	Acetaldehído	95	Ninguno	Comercial
Carbonilación de Metanol (alta presión BASF)	Ioduro de Cobalto	210 - 250	7,000 - 10,000	Metanol CO	87 59	Ninguno	Comercial
Carbonilación de Metanol (baja presión Monsanto)	Ioduro de Rodio	175 - 245	220	Metanol CO	99 90	Ninguno	Comercial
Estrificación de n buteno y - oxidación (Bayer)	Resina ácida de in- tercambio iónico	100 - 120	220 - 370	n-Buteno	58	Ninguno	Planta Piloto

TABLA 8 - 2

Cap. IV.- Del análisis de mercado se concluyó que en los últimos 2 años se ha notado un ligero descenso en la producción del ácido acético, pero este descenso es consecuencia de la baja en la producción del acetaldéhid, no obstante creemos que la tendencia del consumo seguirá un ascenso en los próximos años con un promedio de crecimiento de 7% anual, para lo cual deberá entrar en operación una nueva planta con una capacidad mínima de 30,000 ton/año necesaria para un aumento en la producción de acetato de vinilo y ácido monocloroacético. La capacidad instalada actual es de 47,000 ton de las cuales Celanese Mexicana S. A. contribuye con 42,000 ton, Química Simex S. A. con 3,000 y el resto es de las industrias alimenticias y de fermentaciones. La proyección del ácido acético en los próximos años se espera que sea la siguiente :

Producción en 1974	36,000 Ton
Demanda esperada	
1975	50,000 "
1976	55,000 "
1977	59,000 "
1978	64,000 "
1979	68,000 "
1980	77,000 "

Caps. V - VI.- De los balances de materia y energía necesarios para evaluar la inversión requerida tomando en cuenta la importación del equipo del extranjero (USA), se obtuvieron los siguientes resultados, tabla 8-3.

De estos resultados, se puede apreciar que el proceso de carbonilación de metanol a baja presión es atractivo por su baja inversión y sus altos rendimientos, ya que aunque la inversión para el proceso de oxidación de acetaldehído con oxígeno, es baja, los costos de producción de este proceso son altos por el alto precio del oxígeno. Con respecto al valor de la inversión los procesos tienen el siguiente orden de importancia :

- 1.- Carbonilación de metanol a baja presión (produciendo el CO en México).
- 2.- Oxidación de acetaldehído con aire.
- 3.- Carbonilación de metanol a baja presión (importando el CO)
- 4.- Carbonilación de metanol a alta presión (produciendo el CO en México).
- 5.- Carbonilación de metanol a alta presión (importando el CO)

Es importante constatar el auge que ha tenido últimamente el proceso de carbonilación de metanol tanto a baja como a alta presión como un ejemplo tenemos los siguientes datos de los Estados Unidos :

CAPITULO V y VI CUADRO SINOPTICO

Proceso	Consumo de Materias Primas Ton./Ton. - ácido.	Consumo de vapor Ton/Ton ácido	Consumo de -- Agua de Enfriamiento m <sup>3</sup> /Ton ácido	Consumo - Electricidad Kwh/Ton. ácido	Inversión en Equipo (Millones de Pesos) (Base 1974)	Inversión Totd (Millones de Pesos) (Base 1974)
Oxidación de Acetaldehído con oxígeno	Acetaldehído 0.812 Oxígeno 0.303	0.902	178.65	14.46	7.302	47.055
Oxidación de Acetaldehído con aire	Acetaldehído 0.812 aire	0.902	178.65	64.00	10.362	66.331
Carbonilación de metanol a alta presión (Produciendo el CO en Mex.)	Metanol 0.567 CO 0.646	1.406	131.00	114.32	13.578	87.270
Carbonilación de Metanol a alta presión (importando el CO)	Metanol 0.567 CO 0.646	1.406	131.00	114.32	13.578	106.170
Carbonilación de metanol a baja presión (produciendo el CO en Mex.)	Metanol 0.532 CO 0.515	2.164	156.91	9.114	9.320	60.493
Carbonilación de Metanol a baja presión (importando el CO)	Metanol 0.532 CO 0.515	2,164	156.91	9.114	9.320	79.393

T A B L A 8 - 3

Materia Prima	% del total de ácido producido	
	1970	1973
Butano	51.5	46
Acetaldehído	42.5	34
Carbonilación de Metanol	4.6	16
Fermentación	1.4	3
Subproducto de la producción de glicerina		1
	<u>100.00</u>	<u>100.00</u>

## Principales Productores :

Productor	Tecnología	Capacidad (Millones de Lbs.)
Borden	Carbonilación de metanol (BASF)	115
Celanese	Oxid. de Butano en fase líq.	550
Celanese	Oxidación de acetaldehído (Wacker)	510
Eastman	" " "	400
FMC	Subproducto de la glicerina	40
Monsanto	Carbonilación de metanol (Monsanto)	315
Publicker	Fermentación de etanol	80
Unión Carbide	Oxid. de Butano en fase líq.	<u>680</u>
		2,680

Cap. VII.- Del estudio de rentabilidades de los procesos se constató que los puntos sensibles para todos los procesos son, sus materias primas y sus ventas netas, estos dos términos son los más importantes para el estudio y se observó que el proceso de obtención del ácido acético por carbonilación de metanol a ~~baja presión~~ <sup>presión</sup> ~~fue~~ <sup>fué</sup> el que dió la rentabili-

dad más alta condicionada a que el monóxido de carbono se produzca en México a un precio aproximado de 4,000 pesos/ton.

Cabe agregar que en este estudio se constató la importancia que últimamente adquiere el monóxido de carbono como materia prima para la industria, por lo que creemos que este producto merece un estudio aparte y más detallado con el fin de establecer las posibilidades de una inversión para este proceso que aunque es grande (alrededor de los 400 millones de pesos para una capacidad necesaria para los procesos de este estudio), se tienen también posibilidades de reducir su costo mediante modificaciones a los procesos de obtención de gas de síntesis, empleado en la producción de amoníaco y metanol, o en otros casos se pueden reducir los costos al producir conjuntamente nitrógeno o hidrógeno, a continuación enlistaremos en una tabla alguna de los usos del monóxido de carbono, tabla 8-4.

Gas de diferentes grados caloríficos

Gas de síntesis para la producción de :

Amoníaco  
 Urea  
 Fertilizantes  
 metanol y derivados (dimetiltereftalato)  
 formol (poliacetatos y resinas)  
 pentaeritritol  
 trimetilpropano  
 ácido acético  
 alcoholes oxo para síntesis y derivados  
 butanol  
 etilhexanol

Fig. 1;

Monóxido de carbono con o sin hidrógeno :

fósgeno ( isocianatos )  
 cetonas  
 aldehídos  
 aminas primarias  
 acrilatos  
 y en metalúrgica para reducciones.

Tabla 8-4 Usos del monóxido de carbono.

En base a lo anterior, podemos concluir que no obstante que la tecnología del acetaldehído está respaldada por el aumento en su capacidad de producción a 144,000 ton/año, creemos que la tecnología de carbonilación del metanol a baja presión es recomendable ya que también la respalda el aumento en la producción del metanol a 177,000 ton/año en San Martín Texmelucan, Pue. para 1976 y solo faltará la integración de una unidad productora de monóxido de carbono o el aprovechamiento en parte de el gas de síntesis usado para producir el metanol en el proceso de Lurgi (36), usado en México.

Creemos así mismo que es conveniente efectuar un estudio más detallado sobre el monóxido de carbono y su importancia, así como su factibilidad de desarrollo en la república ya que en realidad su completo estudio rebasa los límites de este estudio, para lo cual, los fines que de este trabajo se plantearon, quedan concluidos y condicionados a las siguientes premisas.

1.- La necesidad de efectuar un estudio completo de la posibilidad de -



producir en México el monóxido de carbono a bajo precio.

- 2.- La ampliación del estudio de los procesos aquí estudiados con respecto al costo de los equipos tomando en cuenta el mayor número de - - equipos que se fabrican en el país para bajar si es posible los costos de la inversión de cada proceso.

## APENDICE

i) En el cálculo de los reflujo de las torres de destilación se obtuvieron - por el método de McCabe-Thiele tomando en cuenta la curva de equilibrio de los - compuestos que se encuentran en mayor proporción, y en el caso de presentarse un - tercer compuesto dominante se hace otra curva de equilibrio para comparar más o me - nos el promedio del reflujo mínimo para una alimentación como líquido saturado. Se tomó el reflujo como 1.5 veces el mínimo. (23)

El balance de las torres se lleva a cabo de acuerdo a las ecuaciones si - guientes :

$$\begin{aligned} L &= R \times D & L' &= L + qF & q &= 1 \\ V &= L + D & V' &= L' - W \end{aligned}$$

Para obtener el diámetro de las torres se considera que tanto los líquidos - como los vapores se comportan idealmente con esta suposición se obtuvieron las den - sidades del vapor y del líquido, para luego suponer un espaciamiento entre platos y un sello de líquido con el fin de obtener el valor de  $K_v$  que es una constante empíri - ca necesaria para obtener las velocidades de los vapores. (fig. 15-9 : 29).

Con el valor de  $K_v$  y las densidades obtenemos  $V_m$  que es la velocidad de los vapores, este cálculo se hace tanto para la parte superior como para la inferior, en la mayoría de los casos en la parte inferior fue donde se encontró el mayor diáme -

tro que fué el que se escogió para la evaluación. El número aproximado de platos se obtuvo también de la curva de equilibrio considerando además una eficiencia de 70% para todos los casos.

Ejem. TD-2 para el proceso de oxidación de Acetaldehído.

Torre de capuchas de burbujeo con 25 in de espaciamiento entre platos y 2 in de sello de líquido, para estos datos se obtiene que  $K_v = 0.16$ .

$$\rho_L = 49.17 \text{ lb/ft}^3 \quad \rho_g = 0.1169 \text{ lb/ft}^3$$

$$V_m = 0.16 (49.17 - 0.1169/0.1169)^{1/2} = 3.277 \text{ fps}$$

$$V' = 388.623 \text{ lbmol/hr} \quad P_{Mg} = 60.045 \text{ lb/mol}$$

$$D_m = \sqrt{\frac{60.045 \times 4 \times 388.623}{0.1169 \times \pi \times 3.277 \times 3,600}} = 4.64 \text{ ft}$$

$$D_m = 57 \text{ in}$$

Torre de capuchas de SS-316 con eficiencia de 70% y con 23 platos reales con un costo de 100,104 Pesos/Plato por lo que el costo total de la torre es de:

$$\text{Costo TD-2} = 2,302,400.00 \text{ Pesos M.N. (Nota).}$$

NOTA. Los costos fueron obtenidos de la Fig. 15-26 : (29) y se corrigieron por el índice de Marshal & Stevens, considerándolo de 415 para 1974 y en el caso de las gráficas en su mayoría están con respecto a 1967 = 256 M&S, estos índices se usaron para corregir todos los equipos de la referencia (29).

En el cálculo de columnas de platos perforados se estimó una tensión superficial de  $\sigma = 20 \text{ Din/cm}$  y también la separación entre platos y con ello se-

obtuvo  $K_v$  de la fig. 18-10: (23). y el cálculo del número de platos por ejemplo en TD-1 del proceso de Oxidación de Acetaldehído se obtiene por curva de equilibrio para destilación por agotamiento, (30).

En las columnas empacadas se calculó su gasto de inundación y se trabajó a un 60% del de inundación, en algunos casos se hizo una curva de equilibrio para estimar  $L/V$ , en otros solo se dedujo del balance de material y se estimó la altura por no contarse con datos de constantes de transferencia de masa.

ii) Para los cambiadores de calor se calcularon sus cargas térmicas en base a la ecuación general :

$$Q = \sum m C_p \Delta T + \sum m \lambda \quad m = \text{fracc. Mol ó Masa}$$

los  $C_p$  se obtienen de las referencias, así mismo los calores de evaporación, presiones de vapor con las cuales se obtuvieron las temperaturas de burbuja. (23, 24, 25).

Una vez obtenidas las cargas térmicas se dimensionó cada cambiador -- por medio de su LMTD, se estimó el valor de  $U$  para compuestos Orgánicos Ligeros, que osciló entre 90-100 BTU/h ft<sup>2</sup> °F para los Condensadores y Enfriadores, 130-150 BTU/h ft<sup>2</sup> °F para los Calentadores y 75 BTU/h ft<sup>2</sup> °F para el de Salmuera, (25, 31).

Ejem. C-4 Para el proceso de Oxidación del Acetaldehído

$$\text{LMTD} = 55^\circ\text{F} \quad \text{y} \quad U = 90 \text{ BTU/h ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$Q = 13,139,177.9 \text{ Kcal/día} = 52,142,827 \text{ BTU/día}$$

$$A = 52,142,827/55 \times 90 \times 24 = 438.91 \text{ ft}^2 = 450 \text{ ft}^2$$

Condensador con tubos de SS-316 y 3/4 in DE.

Costo C-4 - 56,750.00 Pesos M.N. (Fig. 14-13: 29)

iii) Para el dimensionamiento de los reactores se recurrió a datos obtenidos de referencias y de consultas técnicas.

En el caso del Proceso de Oxidación de Acetaldehído se estimó de aproximadamente 30 min, (28 y Celanese Mexicana S.A.).

En el caso del proceso de Carbonilación se estimó el tiempo de residencia de aproximadamente 15 min. (33), considerándose el mismo para los dos procesos.

iv) En el caso de las bombas se obtuvo el gasto que maneja cada una y sus costos de las referencias, (29,34).

v) Los compresores se calculan con la ecuación :

$$W = \frac{k}{k-1} RT \left[ (r_c)^{k-1/k} - 1 \right] \quad V = \text{lbmol/min}$$

$$\text{bHp} = \frac{WXV}{33,000} \times \text{Ef} \quad (32) \text{ Costo, (Fig. 13-48:29)}$$

Ef = Eficiencia para Compresor Reciprocante (Tabla 15-1:32).

vi) Los tanques de retención se les estimó un tiempo de retención y se les agregó un 25% de volúmen como seguridad, (29), y se evaluó su costo, (fig. 13-56: 29).

vii) Los Materiales de Construcción son en su mayoría de SS-316 que es el material indicado para este tipo de proceso y para las temperaturas a las cuales se trabaja, (Tabla 23-4:23).

En el caso del proceso a alta presión debido a las condiciones drásticas de presión y temperatura se usa Hastelloy C, es una aleación que contiene : 56% - Ni, 17% Mo, 16% Cr, 5% Fe, 4% W y el resto Mn, C, P, S y Silicón. (14,29)

viii) La localización de la Planta se hizo sin hacer un estudio completo, en base a la localización de las Materias Primas que a fin de cuentas será uno de los puntos principales, que se deben de tomar en cuenta así como los Mercados de Venta, en este caso se seleccionó este lugar por el bajo precio del terreno en zona Industrial y además tomando en cuenta que el Monóxido de Carbono no se produce en la República su Importación se facilita en este lugar, si se considera que se importa de los EE.UU., (Louisiana). Los costos de terrenos que se tienen de acuerdo al Fideicomiso de Parques y Ciudades Industriales de Nacional Financiera son :

El Framboyán, Veracruz, Ver.	35.00	Pesos/m <sup>2</sup>
Celaya, Gto.	120.00	"
Querétaro, Qro.	50.00	"
Tizayuca, Hgo.	95.00	"
Morelia, Mich.	85.00	"
Aguascalientes, Ags.	81.00	"
Cuernavaca, Mor. CIVAC	135.00	"

NOTA : Estos precios son para terreno de aproximadamente 24,000 a 30,000 m<sup>2</sup>.

Otra de las ventajas que se tienen en la localización de la planta son los estímulos fiscales entre los que se pueden contar.

Impuesto Federal sobre Ingresos

Mercantiles

60 a 100% Períodos de 5 a 10 años

Impuesto de importación y sus adicionales, sobre maquinaria, equipo, refacciones, - materias primas y partes.	60 a 100%	Períodos de 5 a 10 años
Impuesto del Timbre	" "	"

La Zona donde se aplican estos estímulos es en todos los estados con excepción de los siguientes : Edo. de México, Nuevo León, Jalisco, Morelos, Puebla, Querétaro y la Ciudad de México.

## BIBLIOGRAFIA

- 1.- Encyclopedia of Chemical Technology  
D.F. Kirk, D.F. Othmer.  
Interscience Encyclopedia Inc.  
New York 1963 Vol. 8.
- 2.- The Encyclopedia American  
American Corporation  
New York 1944 pág. 83.
- 3.- International Critical Tables  
C.J. West & C. Hull  
McGraw Hill Book Co.  
New York 1933 Vol. 3 pág. 238, Vol. 4 pág. 448.  
Vol. 6 pág. 84, 143, 361.
- 4.- Physical Properties of Chemical Compounds- III  
Advances in Chemistri Series No. 29  
American Chemical Society  
Washington D.C. 1961 pág. 437.
- 5.- Chemie Organique  
Par K. Winnacker et L. Küchler  
Trad. Zundel  
Chemistepz Editions Eyrolles  
Parte II pág. 236.
- 6.- Análisis Químico Cuantitativo  
Orozco D. Fernando  
Ed. Porrúa 5o. Edición  
México 1967 pág. 234.
- 7.- Enciclopedia Universal Ilustrada  
Europeo Americana Ed. ESPASA  
Vol. 2 pág. 159.



- 8.- Farmacia Práctica de Regminton  
Ed. UTEHA 2o. Edición Español  
1965 pág. 1458.
- 9.- The Industrially Significant Organic Chemicals - I  
G.T. Austin  
Chemical Engineering  
Enero, 21, 1974.
- 10.- Acetic Acid Today  
R.P. Lowry & Adolfo Aguilo  
Hydrocarbon Processing  
Noviembre 1974 Pág. 103.
- 11.- Unit Processes in Organic Synthesis  
Groggins Ph. H.  
Mc Grow-Hill Book  
5o. Ed. 1958 pág. 507.
- 12.- Make Acetic Acid From Butenes.  
World Petroleum Congress  
Hydrocarbon Processing  
Abril 1967 Vol. 46 pág. 143.
- 13.- 1973 Petrochemical Handbook Issue  
Hydrocarbon Processing  
Noviembre 1973 Vol. 52 pág. 92, 93.
- 14.- Newest Acetic Acid Process  
H. Hohenschutz, N von Kutepow & W. Himmele  
Hydrocarbon Processing  
Noviembre 1966 Vol 45 pág. 141.
- 15.- Acetic Acid Via Methanol and Synthesis Gas  
Peter Ellwood  
Chemical Engineering  
Mayo, 19, 1969 pág. 148
- 16.- Low Pressure Process for Acetic Acid via Carbonylation of Methanol.  
J.F. Roth, J.H. Craddock, A. Hershmon &  
F.F. Paulik,  
Chem Tech  
Octubre 1971 pág. 600.

- 17.- A New, Low-Pressure Route to Acetic Acid.  
Monsanto Co.  
Chemical Engineering  
Noviembre, 29, 1971 pág. 64.
- 18.- Lowest Cost Acetic Vía Methanol.  
H.D. Grove  
Hydrocarbon Processing  
Noviembre 1972 pág. 76.
- 19.- Desarrollo y Perspectivas del Sector Secundario de la Industria Petroquímica.  
Instituto Mexicano del Petróleo 1973 pág. 7-13.
- 20.- Memorias del VII Foro Nacional de la Industria Química.  
Ing. Leopoldo Rodríguez  
Sector Secundario pág. 132.
- 21.- The Chemical Marketing Newspaper  
Chemical Pricing Patterns  
Schnel Publissing Inc. 3o. Ed.  
New York pág. 1
- 22.- Anuario del Comercio Exterior  
S.I.C. 1965 - 1973.
- 23.- Chemical Engineers' Handbook  
John H. Perry  
4o. Ed. 1963.
- 24.- Principios de los Procesos Químicos  
O.A. Hougen & K.W. Watson  
Vol. I y II cap. 8, 9, 14 y 25.
- 25.- Process Heat Transfer  
D.Q. Kern  
1950 Apéndice de Datos Calculados.
- 26.- Material and Energy Balances  
A.X. Schmidt & H.L. List  
Prentice-Hall Inc. 1962  
Englewood Cliffs N.J. Apéndice.

- 27.- Chemical From Acetaldehyde  
A.S. Hester & K. Himmler  
Industrial and Engineering Chemistry  
Diciembre 1959 Vol. 51 pág. 1424.
- 28.- Cocurrent Gas-Liquid Flow  
Simposium Series University of Waterloo  
Oxidation of Acetaldehyde in Bubble Reactors  
A.Y. Yan, A.E. Hamielec & A.T. Johnson  
Canadian Society for Chem. Eng. No. 1  
Septiembre 18-19 1968 pág. 619.
- 29.- Plant Design and Economics for Chemical Engineers  
M.S. Peters & K.D. Timmerhaus  
2o. Ed. McGraw-Hill Series.  
Cap. 3, 13, 14, 15 y Apéndice D.
- 30.- Problemas de Ingeniería Química ( Operaciones Básicas )  
J. Ocon G. y G. Tojo B.  
Tomo II pág. 48.
- 31.- Chemical Engineering Plant Design  
F.C. Vilbrandt & Ch. E. Dryden  
4o. Ed. McGraw-Hill Series  
Cap. 3 y 4.
- 32.- Project Engineering of Process Plants  
H.I. Rase & M.H. Barrow  
Johon Wiley & Sons Inc.  
New York 2o. Ed. Cap. 15.
- 33.- Acetic Acid Manufacture from Methanol and Carbon  
Monoxide for Japan Gas Chemical Industries.  
Reprint.
- 34.- Process Plant Construction Estimating & Engineering Standars.  
Vol. 1 Div. 15 Secc. 15029-50 pág. 1
- 35.- Production and Utilization of Hydrogen and Carbon Monoxide.  
C. Adam.  
Informations Chimie  
Julio-Agosto 1971 vol. 16 pág. 45.

- 36.- Petrochemical Handbook Issue 1973  
Hydrocarbon Processing  
Acetato de Vinilo pág. 190.  
Monóxido de Carbono pág. 112  
Acido Tereftálico pág. 184-85.
- 37.- Enciclopedia of Chemical Technology  
D.F. Kirk, D.F. Othmer  
Interscience Encyclopedia Inc.  
New York 1968 Vol. 3
- 38.- Convert Butenes To High Octave Oligomers  
Gerhard Scharfe.  
Hydrocarbon Processing  
Abril 1973 Vol. 52 pág. 171.
- 39.- Compare pure TPA Processes  
Y. IchiKawa & Y. Takeuchi  
Hydrocarbon Processing  
Noviembre 1972 pág. 103.