

# Universidad Nacional de Ingeniería

*Programa Académico de Ingeniería  
Química y Manufacturera*



## “ Proyecto de Instalación de una Planta de Acido Acético ”

**T E S I S**

PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL DE:

**Ingeniero Químico**

**ALDO MUÑOZ ELGUERA  
YOLANDA ASCENCIOS ZORRILLA**

**LIMA • PERU • 1980**

A mis queridos Padres por su abnegada ayuda y comprensión, sin los cuales no hubiese sido posible ni siquiera empezar este duro camino que hoy tan brillantemente concluyo.

Eternamente agradecido, tu hijo ALDO.

**D E D I C A C I O N :**

**A mis padres y hermanos por su  
paciencia y espera.**

**YOLANDA ASCENCIOS ZORRILLA**

## AGRADECIMIENTO

Quiero dejar constancia de mi más sincero agradecimiento a todos mis queridos profesores que con esfuerzo y sacrificio nos transmitieron sus conocimientos durante los años de permanencia en la Universidad e hicieron posible mi formación profesional. Así como nuestro especial reconocimiento a la Ing. Eugenia Médico, al Ing. Luis A. Macchiavello y al Ing. Luis Bullón por su constante y acertado desempeño en la Asesoría de la presente Tesis.

Asimismo deseo hacer constar mi agradecimiento al Ing. Roberto Caro por sus valiosos consejos y orientaciones y sobre todo por la gran amistad sincera y desinteresada así como el aliento constante que supo brindarme en los momentos difíciles.

ALDO MUÑOZ ELGUERA

## INDICE

<b>CAPITULO I . ANTECEDENTES</b>	<b>1 - 32</b>
I.1. Introducción	
I.2. Importancia de la Industria Química en el Perú.	
I.3. Importancia de la Industria del azúcar en el Perú.	
I.4. La Industria del ácido acético en el Perú	
<b>CAPITULO II . OBJETIVOS</b>	<b>33-- 37</b>
II.1. Finalidad del presente estudio.	
II.2. Etapas de desarrollo del presente estudio	
<b>CAPITULO III . ESTUDIO DE MERCADO</b>	<b>38 - 59</b>
III.1 Introducción	
III.2 Definición de las áreas geográficas para el estudio de mercado.	
III.3 Análisis de la demanda histórica del ácido acético.	
III.4 Análisis de la oferta de ácido acético.	
III.5 Proyección futura de la demanda de ácido acético.	
III.6 Conclusiones.	
<b>CAPITULO IV . TAMAÑO DE PLANTA</b>	<b>60 - 64</b>
IV.1 Introducción.	
IV.2 Estimación del tamaño de planta.	
IV.2.1 Tamaño de planta según tecnología	
IV.2.2 Tamaño de planta según mercado	
IV.2.3 Tamaño de planta según disponibilidad de alcohol.	
<b>CAPITULO V . LOCALIZACION DE PLANTA</b>	<b>65 - 74</b>
V.1 Introducción	
V.2 Estudio de localización de planta.	

### V.3 Conclusiones.

## CAPITULO VI . INGENIERIA DEL PROCESO

75 - 227

### VI.1 Introducción

### VI.2 Principales procesos existentes

### VI.3 Selección del proceso tecnológico

### VI.4 Descripción del proceso de producción seleccionado.

### VI.5 Especificación de materia prima y producto

### VI.6 Diseño de planta para el proceso seleccionado.

#### VI.6.1 Diseño y especificación de equipos del proceso de producción de la 1ra. etapa.

#### VI.6.2 Diseño y especificación de equipos del proceso de producción de la 2da. etapa.

#### VI.6.3 Especificación de bombas y recipientes.

#### VI.6.4 Especificación de equipo generación de servicios.

## CAPITULO VII . ESTIMACION DE LA INVERSION TOTAL

228 - 230

### VII.1 Introducción

### VII.2 Estimación de la inversión fija

### VII.3 Estimación del capital de trabajo

### VII.4 Inversión total requerida

## CAPITULO VIII . FINANCIAMIENTO

231 - 233

### VIII.1 Introducción

### VIII.2 Fuentes de financiamiento

### VIII.3 Cálculos para el financiamiento

## CAPITULO IX . PRESUPUESTO DE INGRESOS Y COSTOS

234 - 241

### IX.1 Programa de producción

### IX.2 Presupuesto de ingresos

### IX.3 Presupuesto de costos

#### IX.3.1 Costo de manufactura o fabricación .

#### IX.3.2 Gastos generales

#### IX.4 Determinar el punto de equilibrio.

**CAPITULO X ESTADOS FINANCIEROS 242 - 245**

**X.1 Estado de ganancias y perdidas**

**X.2 Presupuesto de caja**

**CAPITULO XI . TASA INTERNA DE RETORNO 246**

**ANEXO.**

**BIBLIOGRAFIA**

CAPITULO I

INTRODUCCION



## I.1 INTRODUCCION

El ácido acético es el nombre común o comercial de una sustancia químicamente conocida bajo las siguientes denominaciones técnicas: "Acido Etanoico", "Acido Metil Carboxílico", cuya fórmula química condensada es  $C_2H_4O_2$  y su fórmula química desarrollada es  $CH_3-COOH$ . El ácido acético es un líquido incoloro, cristalino, de olor fuerte e irritante y de sabor ácido.

Se encuentra en estado natural en el sudor, la orina, la sabia de las plantas, así mismo existe en forma abundante en los vegetales bajo la forma de acetatos. En su forma de vinagre, soluciones diluídas del 6 al 12% producidas por fermentaciones de vinos o soluciones alcohólicas, ha sido ampliamente utilizado y consumido en la alimentación humana hace ya más de 2,000 años.

El ácido Etanoico ó ácido Acético fue obtenido en forma artificial o sintética por primera vez al estado puro en el año de 1789, por TOBIAS LOWITS, mediante una congelación y posteriores destilaciones fraccionadas, repetidas del destilado obtenido tratando acetatos alcalinos con ácido sulfúrico. En sus inicios fue producido a nivel medianamente industrial o comercial mediante los siguientes procesos:

- Obtención del ácido acético en forma de vinagre a partir del alcohol de fermentación o de algún tipo de soluciones alcoholizadas sometidos a fermentación.

Obtención del vinagre de madera o ácido piroleñoso a partir de la destilación seca de la madera o de cualquier otro material de origen vegetal que contenga celuloso o lignina.

- De los residuos nitrogenados, llamados flemas, resultantes de la obtención de aguardientes de vino, melazas, etc.

En los tiempos modernos, se empieza a producir el ácido acético a un nivel realmente comercial, es decir en volúmenes de producción sumamente grandes por medio de procesos industriales mucho más rápidos y económicos, observándose que en los tiempos actuales es comercialmente producido en forma sintética en un volumen bastante notable. Como ejemplo podemos mencionar que su producción en los

Estados Unidos alcanza un nivel de 2 1/2 billones de libras por año, y que, por ello se encuentra en el tope de las 35 primeras industrias químicas en cuanto al tonelaje de producción y en el tope de las 20 primeras industrias químicas en cuanto a su velocidad anual de incremento de producción, con una tasa promedio de 8% por año (durante los últimos 10 años). Esta alta tasa de crecimiento de producción de ácido acético implica a su vez el mismo ritmo de crecimiento de su demanda, la misma que se debe a la diversificación de sus ya múltiples aplicaciones que posteriormente detallaremos.

Una de las razones de mayor importancia que nos induce a realizar el presente estudio, el cual consiste en analizar la posibilidad de instalar una nueva planta que nos permita producir mayor cantidad de ácido acético de grado industrial (92% en peso, por razones que más adelante detallaremos), es la tremenda importancia y su cada vez más creciente demanda que va adquiriendo este producto en la vida y el desarrollo industrial de los países. Porque, si observamos con un poco de detenimiento, la ubicación estratégica de esta industria dentro del contexto de las industrias químicas, obtendremos como conclusión que, la industria de ácido Acético es una industria química básica intermedia. Esto debido a dos razones principales:

- a) El encadenamiento hacia atrás que presenta esta industria, es decir, la motivación que origina la explotación de recursos naturales para la elaboración de diversos insumos que son empleados en esta industria. Esto podemos observar en el hecho de que la industria del ácido Acético, el cual emplea como insumo o materia prima principal el alcohol etílico que es a su vez obtenido en nuestro medio a través de un proceso de fermentación de las melazas residuales provenientes de la industria de la caña de azúcar, origina o motiva en forma directa o indirecta el aprovechamiento de dichos recursos naturales disponibles.

b) El encadenamiento hacia adelante que presenta esta industria, en razón de que induce el desarrollo de nuevas industrias usuarias. Esto podemos observar claramente de la diversificación e incremento continuo de los usos y/o aplicaciones del ácido Acético (tanto del producto en sí, como de sus principales derivados) en un gran número de industrias usuarias. Entre los principales que nos permitan observar este encadenamiento cada vez mayor, podemos citar las siguientes:

#### 1. INDUSTRIA DE ACETATOS

El ácido Acético de grado industrial (92% en peso) es empleado como insumo principal en la industria de acetatos. Entre los acetatos de mayor importancia industrial tenemos los siguientes:

##### a) Acetatos empleados como solventes:

Acetato de etilo

Acetato de propilo e isopropilo

Acetato de butilo e isobutilo

- Acetato de amilo e isoamilo

Acetato de vinilo.

Estos acetatos son empleados, a su vez, como insumos principales en muchas otras industrias derivadas, tales como:

- La industria de pinturas y thinner

- La industria del cuero (curtiembre)

La industria de pegamentos y adhesivos

La industria de tintes e impresiones.

##### b) Acetatos metálicos:

El ácido Acético de grado industrial es empleado como insumo principal en la fabricación de diversos acetatos metálicos ampliamente empleados en otras industrias, tales como:

- Acetatos de plomo, acetato de cobre.- Empleados como mordentes en los procesos de teñido y estampado en la industria textil.

Acetato de sodio.- Empleado como elemento antiséptico en la conservación de carnes y legumbres en la industria alimenticia.

- Acetato de potasio.- Empleado principalmente como elemento fundente en diversos procesos industriales.

## 2. INDUSTRIA TEXTIL

El ácido Acético de grado industrial (92% en peso) también es ampliamente empleado en industria textil bajo diferentes usos y/o aplicaciones, tales como:

- a) El ácido acético (92%) con un adecuado grado de dilución, se emplea en forma directa en la industria textil durante la etapa o proceso de blanqueo de fibras textiles ya sean estas naturales (algodón) o sintéticos.
- b) El ácido acético es empleado como materia prima para obtener industrialmente el ACETATO DE CELULOSA (celulosa acetilada con ácido acético), el cual en un proceso posterior es empleado como insumo principal en la obtención industrial de la fibra textil denominada Rayón al Acetato.
- c) Los acetatos de cobre y plomo que son derivados primarios del ácido acético, ya que emplea el ácido acético como insumo principal en sus procesos industriales de fabricación, son ampliamente empleados en la industria textil como elementos mordentes en los procesos de teñido y estampado de las telas y/o de las fibras textiles.

## 3. INDUSTRIA ALIMENTICIA

El ácido Acético es también ampliamente empleado en este campo ya sea por ser consumido directa o indirectamente, tal como:

- a) El ácido Acético diluído a una concentración entre el 5 y 8% en peso, sustituye convenientemente al vinagre, el cual es un producto de uso doméstico. Aún cuando este empleo del ácido acético no está del todo aceptado, ha dado lugar a la formación de una industria vinagrera en continuo crecimiento con una tasa de demanda mayor al 3.5%.
- b) En las industrias de conservas también se emplea el ácido acético diluído, así como algunos de sus principales derivados, como en el caso del acetato de sodio el cual es empleado como elemento anticéptico para la conservación de carnes y legumbres en la industria conservera.

#### 4. INDUSTRIA FARMACEUTICA Y FARMOQUIMICA

En estas industrias, también se emplea ampliamente el ácido acético. Así tenemos:

En la obtención industrial de la Aspirina que es producto farmoquímico de gran poder analgésico y antitérmico.

En la fabricación industrial de muchos productos de tocador y/o cosméticos, así como por ejemplo los vinagres de tocador.

En los laboratorios químicos y farmoquímicos es empleado como uno de los reactivos químicos de mayor importancia.

#### 5. INDUSTRIA DE POLIMEROS PLASTICOS

El ácido Acético de grado industrial (92%) es empleado como materia prima principal en la obtención industrial del "Acetato de Vinilo", el cual es empleado a su vez como materia prima en la obtención industrial del "Copolimero" del P.V.C. Este producto es un polímero plástico de mucha importancia.

Es empleado también, como materia prima principal en la obtención del "Acetato de Celulosa", el cual posteriormente es utilizado como insumo principal en la obtención industrial de Acetato de Celulosa Polimerizado, para finalmente ser transformado en un material plástico de amplio uso industrial, así

como por ejemplo en la elaboración de cintas cinematográficas no inflamables. El acetato de celulosa es también empleado en las industrias de pinturas, barnices y lacas celulósicas.

## 6. INDUSTRIAS DE DIVERSOS PRODUCTOS QUÍMICOS

Entre los productos químicos de mayor importancia industrial tenemos:

- Pesticidas de la familia del ácido 2,4-D (2,4,5-T y MCPA). Son ácidos derivados primarios de ácido acético, ampliamente empleados como pesticidas o hervicidas en el sector agrícola. Este producto presenta una fuerte demanda tanto en el Perú como en el área subregional andina.

Acido cloroacético. Son ácidos clorados, mono, di y tri cloro acético, y pueden ser considerados como derivados primarios del ácido acético. Este es un producto intermedio ampliamente empleado como insumo en la obtención industrial de un gran número de productos químicos, tales como: en la síntesis de colorantes y pigmentos (Indigo), de productos farmacéuticos (Cumarina a partir del cianocetato de sodio), en la obtención del Malonato dietilo (Cianocetato de dietilo hidrolizado) que a su vez es un insumo principal en la obtención de un gran número de barbitúricos tales como la Piridoxina (vitamina B<sub>6</sub>), la Tiofilina, la Amilofilina. El ácido monocloroacético también puede ser usado como materia prima principal en la obtención del ácido 2,3-D.

Anhidrido acético. Es un derivado primario del ácido acético ampliamente utilizado como insumo industrial en la síntesis de un gran número de productos químicos industriales. Es también empleado como catalizados en un buen número de procesos químicos.

Carboxil metil celulosa. Es también un derivado primario del ácido Acético, ampliamente utilizado como insumo en muchos procesos de la industria química. Así tenemos que se lo emplea en la industria de pinturas y barnices como elemento espesante; en la industria alimenticia bajo específicas normas técnicas, etc.

Diversas sales del ácido acético.

- Diversos esterres del ácido acético.

## I.2 IMPORTANCIA DE LA INDUSTRIA QUIMICA

### I.2.1 Importancia de la química

La industria química se sustenta fundamentalmente en el análisis y el estudio de todo aquello que involucre "Síntesis Química" que es un término que define a todo proceso conducente a la obtención artificial de todos aquellos productos que se encuentran o no en la naturaleza, mediante procesos químicos que involucran una "transformación o cambio íntimo de la materia" y que tienen muchos e importantes usos y/o aplicaciones encaminadas de algún modo a permitir la satisfacción de diversas necesidades humanas.

Según BERTHELOT: "La química no es solamente la ciencia del análisis, sino también es en esencia la ciencia de la síntesis".

Las importancias principales de la química como ciencia base para el desarrollo de la Ingeniería Química y de la Industria Química son:

- a) Importancia científica. Radica fundamentalmente en el hecho de que "nos permite conocer mejor la constitución y las propiedades de las sustancias complejas elaboradas a partir de otras sustancias más simples." Así, por ejemplo, toda síntesis orgánica es complemento indispensable del análisis orgánico.

b) Importancia práctica. Radica fundamentalmente en el hecho de que "nos ofrece procedimientos seguros para obtener nuevas sustancias complejas de gran utilidad práctica, a partir de sustancias más sencillas (insumos o materias primas)." Con estos nuevos procesos nos permiten lograr el desarrollo cada vez más creciente de la denominada "Industria Química", la misma que permite la obtención de un sin número de productos sintéticos a través de procesos químicos previamente estudiados y establecidos.

### I.2.2 Importancia de la Ingeniería Química

Según ALAN B. FOUST, la Ingeniería Química se define como: "La aplicación de los principios procedentes de las ciencias físicas y químicas, aunados con los principios derivados de la economía y de las relaciones humanas en campos que involucran directamente a los procesos y a los equipos de procesos, gracias a los cuales se trata la materia para efectuar sobre ella un cambio, ya sea en su estado, contenido energético o en su correspondiente composición". Hacemos hincapié que al hablar de proceso, nos referimos a cualquier serie o conjunto de pasos o etapas que incluyen cambios en la composición química o cambios físicos en el material que se prepara, procesa o purifica. Por tal razón, la importancia fundamental de la Ingeniería Química radica en que: "esta rama del conocimiento humano implica la selección de los pasos apropiados y adecuadamente ordenados, de modo que permitan la formulación o elaboración de un proceso que tienda a llevar a efecto una operación de manufactura química, una reparación o una purificación, originando con ello el crecimiento o desarrollo cada vez mayor de la industria química".



### I.2.3 Importancia de la Industria Química

La Industria Química es producto directo de la aplicación práctica de las ciencias químicas y físicas por parte de la Ingeniería Química a toda actividad o procesamiento de un material (materia prima o insumo), encaminado a llevar a cabo una operación de transformación química (cambio íntimo de la materia en cuanto a sus estructuras atómicas y/o moleculares, lo cual implica a su vez un cambio de las propiedades físicas y químicas de dicho material), una separación o una purificación. Partiendo de este principio básico y observando el vastísimo campo de aplicación de la Ingeniería Química, lo cual también nos indica en cierto modo el amplísimo campo, diversificación y crecimiento sumamente acelerado de lo que en forma genérica denominamos "Industria Química". Podemos por lo tanto afirmar, sin temor a equivocarnos, que la industria química es en la vida moderna de todos los países del mundo, una de las actividades económicas de mayor importancia, en razón directa a su volumen y diversificación; así como también, al hecho de que constituye un factor económico que como una fuerza descomunal impulsa el desarrollo tecnológico, científico y fundamentalmente la economía de los países.

De todo lo antes mencionado, podemos apreciar la importancia y el invaluable aporte de la industria química al desarrollo armónico de un país, ya que le permite emplear sus recursos naturales disponibles en la naturales (minerales, vegetales y animales) para producir nuevos productos que ayuden a satisfacer mejor las necesidades humanas a la vez que constituyen una gran fuente de ingreso de divisas para el país (mediante las exportaciones). Además, también por constituir una gran fuente generadora de puestos de trabajo u ocupación para las fuerzas productoras del país (mano de obra), y ser un factor importante que impulsa el desarrollo económico, social, científico y tecnológico de un estado o país. Para darnos una

idea mas aproximada de la tremenda importancia de la industria química podemos mencionar los siguientes detalles:

- a) El alto desarrollo económico, científico y tecnológico de los países en los cuales este tipo de actividad económica ha alcanzado grandes y notables avances, tal es el caso de Estados Unidos, Alemania, Inglaterra, Japón, Francia, etc.
- b) El campo de aplicación tan amplio y diversificado de la industria química ya que emplea todos los recursos naturales disponibles, tanto de tipo mineral, vegetal; así como también recursos de tipo animal. Para entender mejor todo esto podemos mencionar:
  1. Industrias Químicas que emplean recursos minerales como insumo:

La industria petroquímica, que se dedica a la industria lización del petróleo, es decir transforma el petróleo crudo extraído del sub-suelo en un gran número de derivados y sub-productos, los cuales pueden ser empleados como productos finales (gasolina, kerosene, bencino, propano, etc.), o como insumo de otros procesos o industrias (etileno, propileno, butadieno, etc), los cuales siguen una cadena interminable de cambios y transformaciones químicas que van generando cada vez un mayor número de nuevos y muy importantes productos.
  - La industria de fertilizantes, que emplea gases disponibles en la atmósfera, tales como el oxígeno, nitrógeno e hidrógeno para producir productos nitrogenados (urea, nitrato de amonio, etc.); o también materiales fosforosos disponibles en la naturaleza para producir superfosfatos y otros fertilizantes fosfatados. También emplea sales potásicas para producir cloruros y sulfatos potásicos.

- La industria del vidrio, que emplea recursos minerales que casi en su totalidad se encuentran disponibles en la naturaleza, tales como: arena de sílice (cuarzo), carbonato de sodio, carbonato de calcio, etc.

La industria metalúrgica, que luego de separar la mena de la ganga, procede a refinar una serie de metales de gran importancia industrial y comercial, tales como: cobre, zinc, hierro, oro, plata, etc.  
(Y así sucesivamente podemos seguir enumerando un gran número de otras industrias similares).

2. Industrias Químicas que aprovechan recursos vegetales disponibles en la naturaleza como materia prima o insumo industrial:

La industria del azúcar, que está orientada al aprovechamiento a escala industrial de la caña de azúcar, que es un recurso natural producto de la agricultura, del cual se obtiene la "SACAROSA" o "AZÚCAR ORDINARIA", que como producto final es empleado en forma directa para consumo humano (en la dieta diaria del hombre), y como insumo es empleado en un gran número de diversas industrias derivadas.

La industria del papel, que se dedica a la industrialización de la "CELULOSA", y es un recurso natural muy abundante en la naturaleza ya que se encuentra constituyendo las paredes de las células y las fibras de la totalidad de los vegetales. La celulosa se encuentra casi al 100% de pureza en el algodón, la médula del sauco y en las fibras que han sido sometidos a repetidos lavados. En el Perú se emplea principalmente el "Bagazo de Caña" que es un residuo sólido remanente de la molienda de la caña de azúcar (de la parte líquida resultante de la molienda, se obtiene posteriormente el azúcar de caña),

aunque en los últimos años se viene utilizando también la pulpa de madera. A partir de estos insumos se obtienen en el Perú papeles y cartones de las más diversas calidades y usos.

- La industria de conservas de frutas, legumbres, etc.
- La industria de harinas y aceites vegetales, etc.

3. Industrias Químicas que aprovechan recursos naturales del reino animal:

La industria de aceites y harina de pescado, se dedica a la industrialización de los recursos marinos, especialmente de los peces y de la especie denominada "ANCHOVETA"; aunque también aprovecha otras especies tales como la corvina, bonito, merluza, etc. A partir de estos insumos obtiene como productos, por un lado: aceites, que luego de un proceso de purificación y refinación es destinado para el consumo humano; por otro: harina, el cual es destinado a diversos usos, tales como fertilizantes, para producir productos para el consumo humano, alimento de aves y ganado, etc.

La industria de conservas, que aprovecha parte del producto de la pesca destinado al consumo humano. Entre las especies que utiliza tenemos: bonito, atún, merluza, corvina, pejerrey y también una serie de moluscos (ostras, macha, choros, calamares, pulpos, etc.)

La industria de embutidos, es una industria alimenticia igual que la anterior, pero que se dedica a la industrialización de las denominadas "carnes rojas", principalmente de ganado vacuno y porcino, de los cuales obtiene productos para ser directamente consumidos por el hombre.

- La industria de leche, quesos y mantequillas, se dedica al aprovechamiento de la leche, que es un recurso natural producto del ganado vacuno, para industrializarlo y obtener además quesos y mantequillas, todos los cuales son destinados para el consumo humano directo.

La industria textil, que emplea la lana de diversos ganados (alpaca, llama, carnero, vicuña y muchos otros).

- La industria del cuero, etc.

De todo lo aquí expuesto, aún cuando ha sido hecho en forma muy somera y superficial, podemos observar claramente lo que representa y significa la industria química como una actividad económica que impulsa tremendamente el desarrollo armónico y global de un país o una región y por lo tanto del continente y también podemos afirmar, sin temor a equivocarnos, del mundo entero que habitamos.

#### I.2.4 Importancia de la Industria Química para el Perú en el GRAN

La fundamental importancia de la industria química como un factor o una actividad económica que impulsa el desarrollo integral de un país, según podemos observar de todo lo expuesto anteriormente, ha sido también plenamente entendido y reconocido por el Perú y por cada uno de los demás países del Area Andina, que actualmente se encuentran agrupados constituyendo el denominado "Acuerdo de Cartagena", llamado también "Pacto Andino" o "Grupo Sub-Regional Andino (GRAN)". Por tal razón la comisión del Acuerdo de Cartagena constituido por los representantes plenipotenciarios de cada uno de los países miembros, buscando que apoyan sobre bases lo suficientemente sólidas el logro o consecución de sus objetivos o fines fundamentales de constitución, tales como el de incentivar, propugnar y desarrollar dentro del área sub-regional andino un progreso global y equilibrado de todos y cada uno de

los países miembros (todo esto a través de una acción comunitaria, como único camino real que asegure un desarrollo armónico de la sub-región), principalmente en el aspecto económico-industrial, así como también en lo social y cultural tendiendo a través de ellos a mejorar y elevar el nivel de vida (socio-económico) de los habitantes de dicha sub-región.

Entendiendo esta Comisión, la magnitud de la importancia de la Industria Química y analizando sus notables influencias para impulsar el desarrollo integral y básicamente lo referente al aspecto socio-económico de cada uno de los países miembros y en consecuencia de toda la sub-región en conjunto; buscando que encauzar en forma orgánica y planificada este sector económico tan importante y luego de realizados intensos trabajos de investigación y diversos análisis y estudios de índole técnico, económico y social por parte de la Comisión del Acuerdo, así como de consultas permanentes a cada uno de los países miembros mediante visitas a los mismos y, finalmente, luego de una serie de reuniones de expertos a nivel sub-regional, se llegó en primer lugar, sobre la base de diversos documentos y acuerdos a la formulación del "Acuerdo de Complementación N° 6"; luego se prosiguió con la formulación de la "Decisión 25" sobre la base del cual se llegó finalmente a la formulación y presentación por parte de la Comisión del Acuerdo de Cartagena, de un "Programa Sectorial de Desarrollo de la Industria Química" (\*1).

Presentamos luego, un resumen del programa propuesto y los documentos que sirvieron de base para la elaboración de este programa con el objeto de que se puede apreciar el invalorable aporte a la integración y al desarrollo integral del área comprendida dentro de la Sub-región Andina.

PROPUESTA DE LA JUNTA PARA EL PROGRAMA SECTORIAL DE DESARROLLO  
DE LA INDUSTRIA QUIMICA

Fuente: JUN/PROPUESTA 91/02-DIC-77

I. Introducción

La Comisión del Acuerdo de Cartagena mediante la "DECISION 25" determinó una nómina de productos reservados para los programas sectoriales de desarrollo industrial. Dentro de esta nómina se incluyen productos que corresponden a las industrias químicas o industrias de procesos. Gracias a ciertas características específicas de algunos de estos productos fue posible agruparlos en 4 sub-sectores industriales, los cuales fueron objeto de estudios técnico-económicos y de mercados, los mismos que permitieron obtener la información necesaria que sirvió de base para la presentación de este programa sectorial de desarrollo de la industria química. Los sub-sectores considerados en el presente programa son:

- 1) Sub-sectores de colorantes y pigmentos
- 2) Sub-sector de pesticidas
- 3) Sub-sector de vidrio
- 4) Sub-sector de productos químicos industriales

Para el desarrollo de este programa sectorial químico en los sub-sectores (1) y (2) se hará uso de los productos derivados de la industria química y petroquímica como insumos principales. De otro lado, el desarrollo de los sub-sectores (3) y (4) están en función a los recursos minerales no ferrosos existentes, en su totalidad, dentro de la sub-región andina.

La programación del sector químico permitirá, entre otros beneficios, un mejor abastecimiento en cuanto a calidad y a precios adecuados de una serie de productos para un conjunto de importantes industrias usuarias, entre las cuales destacan: la industria textil, del cuero, pinturas y automotriz, etc.

En esta propuesta se presentan los aspectos principales que sustentan esta programación industrial conjunta; así como también los mecanismos mediante el cual se establecieron las bases del presente programa, la forma cómo se configuró el ámbito del mismo; así mismo se contempla una evaluación de los beneficios que se derivarían del desarrollo conjunto de este sector industrial.

## II. Características principales del sector químico en la sub-región

Los sub-sectores comprendidos en esta propuesta y que convencionalmente se han agrupado bajo la denominación de sector químico, son en realidad parte de un ámbito mucho más amplio conocido como la Industria Química, a la cual pertenecen también otros sectores tales como la petroquímica, la industria de fertilizantes, la farmoquímica y parafarmoquímica. Todo este ámbito de la industria química, tiene ciertas características comunes generales, pero existen también algunas particulares para los sub-sectores específicos que son objeto de análisis del presente programa. En primer lugar, se trata de industrias intermedias que abastecen de insumos a otros sectores industriales, los cuales por lo general, han tenido un desarrollo incipiente en los países integrantes de la sub-región.

En segundo lugar, las economías de escala tienen una incidencia importante en los costos de producción, así como en los aspectos de tecnología y de comercialización.

Por los factores antes mencionados podemos destacar que el mercado ampliado ofrece a cada uno de los miembros del Acuerdo de Cartagena la oportunidad de alcanzar un desarrollo más significativo para este sector, a través de la programación conjunta.

## III. Bases del programa sectorial de la Industria Química

El presente programa sectorial busca lograr, en base al mercado ampliado de los 5 países miembros, los siguientes objetivos:



- El establecimiento de un grupo de actividades industriales, para las cuales la acción comunitaria es el único camino que nos asegure alcanzar un desarrollo integral y adecuado.

Dar un nuevo y eficaz uso a los recursos naturales y a los productos intermedios disponibles completamente en la sub-región.

- Sustituir las importaciones mediante el aprovechamiento de las economías de escala, así mismo lograr una mejor especialización y diversificación industrial. Al mismo tiempo se lograría ingresar a actividades en las cuales la producción sub-regional pueda dirigirse en cierta medida a abordar terceros mercados de exportación a nivel internacional.
- Desde el punto de vista tecnológico puede afirmarse que en cuanto la sub-región ponga en marcha este tipo de producciones industriales, logrará alcanzar el perfeccionamiento en la aplicación de tecnologías externas actualmente utilizadas e ingresará a una etapa de su real adaptación y asimilación.

Permitir el logro de un desarrollo industrial más equilibrado, así como una mejor distribución de los beneficios del programa entre todos y cada uno de los países miembros; lo cual no sería posible alcanzar de ser tratado por cada uno de ellos en forma individual.

Asimismo, el programa establece algunas acciones conjuntas orientadas hacia la obtención del financiamiento apropiado para la ejecución de los proyectos, así como para la búsqueda y negociación de tecnología y mecanismos de comercialización de productos, etc.

- Una base, también muy importante, del presente programa es que está orientada a satisfacer la demanda global de la sub-región en lo referente a los productos asignados; preveyéndose que aproximadamente entre 1983 a 1985 la producción de los productos asignados abastecerá plenamente el mercado sub-regional andino.

#### IV. Ambito del programa

Para la elaboración del programa sectorial de desarrollo de la industria química fue necesario en primera instancia delimitar el sector con base en el universo de productos reservados para la programación, en congruencia con la "Decisión 25" de la Comisión del Acuerdo. Para ello, se seleccionaron aquellos productos que por sus características de utilización u operación se consideraron parte del sector industrial químico. Mediante estos conceptos se agruparon dichos productos en los 4 sub-sectores anteriormente mencionados.

#### V. Selección y proyección de los productos del programa

La selección de los productos que deberían ser considerados en el presente programa se realizó en base a dos criterios fundamentales:

- Considerar aquellos productos susceptibles a ser producidos a nivel nacional y/o sub-regional.

Considerar aquellos productos que empleaban una gran importancia tecnológica e industrial. Para realizar dicha selección se siguió la siguiente metodología general dirigido al estudio y al análisis de requerimientos relacionados con:

- 1) Mercado
- 2) Tecnología
- 3) Escala de producción
- 4) Requerimientos físicos

los cuales fueron minuciosamente estudiados, analizados y enfocados para la sub-región, y, finalmente, estos resultados fueron comparados con consideraciones promedios correspondientes a un nivel mundial.

La proyección de la demanda correspondiente a los productos considerados asignables, se lleva a cabo a partir de datos históricos de demanda considerando primero a cada uno de los países miembros en forma individual y luego la sub-región en conjunto. Estos datos fueron básicamente referidos a importaciones a terceros países por parte de la sub-región.

## VI. Asignación de productos \*

En base a los criterios antes mencionados, se determinaron los productos susceptibles de ser asignados a través del presente programa. La nómina de estos productos asignados se encuentran clasificados por sub-sectores y por países en los anexos II y II-A respectivamente en la presentación de esta propuesta.

Estos productos asignados al Perú son:

a. En el sub-sector de pesticidas:

- El ácido 2,4-Dicloro ferroxi acético (ácido 2,4-D) (29.16.89.01)
- El ácido 2,4,5-Tricloro ferroxi acético (ácido 2,4,5-T) (29.16.89.02)

El ácido metil cloro ferroxi acético (ácido MCPA) (29.16.89.03)

Todos estos productos se encuentran englobados bajo una sola denominación de ácido 2,4-D y bajo la cual se proporciona sus respectivas proyecciones de demanda.

b. En el sub-sector de vidrios: se le asignó al Perú la producción de vidrio denominado "Vidrio Flotado" en un nivel suficiente para cubrir la demanda global de la sub-región andina.

c. En el sub-sector de productos químicos industriales: se asigna al Perú la explotación y producción industrial a escala sub-regional de los productos denominados "Arcillas Activadas", específicamente el producto denominado "Bentonita" entre otros.

\* Por razones de mayor interés para nosotros, ya que en cierto modo afecta el presente estudio desarrollado como tema de tesis, indicaremos sólo los productos que han sido asignados al Perú de acuerdo con la presente propuesta para desarrollar la industria química en el Perú y por ende en la sub-región toda.

## VII. Descripción de las asignaciones hechas al Perú

Las asignaciones previstas para el Perú, como hemos visto en el acápite anterior, abarcan los sub-sectores de pesticidas, vidrio y química industrial. Cabe resaltar la importancia del proyecto de vidrio flotado de gran magnitud y tecnología muy avanzada, que forma parte del proyecto de un complejo de vidrio que tiene el Perú.

La producción de los pesticidas correspondientes a la familia del ácido 2,4-D, los cuales fueron asignados a este país en el "Acuerdo N° 6" es de inmediata ejecución en base a tecnologías disponibles ampliamente. Lo mismo ocurre con la producción de las arcillas activadas, lo cual permitirá el aprovechamiento de recursos o materias primas nacionales de calidad ya ensayadas.

En base a estas 5 asignaciones exclusivas, posteriormente se generan 3 nuevos proyectos industriales de importante significación para la economía del país. Uno de estos nuevos proyectos podría ser la producción de "Acido Acético" en cantidad suficiente para satisfacer los requerimientos de materia prima para la producción de los pesticidas antes mencionados.

## VIII. Incidencia de las asignaciones del sub-sector de pesticidas en nuestro estudio

Como podemos observar, el sub-sector de pesticidas que involucra básicamente los productos englobados bajo la denominación de ácidos 2,4-D es de mayor interés para nuestro estudio o tema desarrollado como tesis. En razón directa a que estos "Pesticidas" asignados al Perú en el programa sectorial de desarrollo de la industria química deben en primer lugar ser producidos en cantidades suficientes para cubrir totalmente la demanda global del mercado sub-regional andino. En segundo lugar, deben ser producidos mediante el uso más racional y eficiente de los recursos materiales y tecnológicos y/o existentes en el respectivo país signatario.

Por lo tanto, en base a todo esto y teniendo en cuenta que los pesticidas comprendidos en la familia del ácido 2,4-D son derivados primarios o directos de los productos que estamos investigando en el presente estudio, es decir del "Acido Acético" y, también por lo expuesto en la parte final del acápite anterior, es razonable suponer que los pesticidas indicados deberán ser producidos en el Perú en cumplimiento del compromiso ineludible que implican las respectivas asignaciones del presente programa y su correspondiente aceptación por parte de cada uno de los países signatarios del Acuerdo de Cartagena, lo cual deberá llevarse a cabo fundamentalmente a partir del "Acido Acético".

En el Anexo N° 1 de la presente propuesta se encuentran detallados el pronóstico de las demandas futuras para cada uno de los países miembros del GRAN y para los años comprendidos entre 1977 y 1988. Asimismo, en el Anexo N° 3 se especifica las capacidades de planta estimadas por países y por productos, como las fechas posibles de iniciación de la producción.

### I.3 IMPORTANCIA DE LA INDUSTRIA DEL AZUCAR DE CAÑA EN EL PERU

#### I.3.1 Generalidades

La Sacarosa, comúnmente llamado "Azúcar de Caña", es un producto indispensable en la dieta diaria del hombre, es ampliamente utilizado bajo muy diversas y variadas formas desde su uso directo como elemento para endulzar toda clase de líquidos ingeridos en su alimentación o formando parte indispensable de un sin número de productos procesados o manufacturados destinados para el consumo humano, tales como "en forma de diversos tipos de caramelos y pastas dulces (toffes y otros), productos dulces de panificación, en conservas de casi la totalidad de frutas, etc."

La Sacarosa o azúcar ordinaria, existe al estado natural formando parte de la "Caña de Azúcar", en la raíz de la remolacha (Beta Bulgaris), en la savia de la palmera, en el maíz, la batata, la zanahoria, la banana, etc. La caña de azúcar es, entre todas estas plantas, la de mayor difusión y uso industrial principalmente en las regiones centro y sur del continente americano.

La Caña de Azúcar es una planta perteneciente a la familia de las gramíneas, llega a alcanzar hasta 2 y 5 mts. de altura y según el clima llega a la madurez entre los 12 y 15 meses de plantada. Se conoce que está madura cuando el jugo se pone pegajoso, es entonces cuando la caña contiene 90% de zumo (jugo) y un 10% de celulosa y un pequeño % de sales minerales.

La Caña de Azúcar (Saccharum Officinalis) es una planta originaria de la India, pero fue introducida en América por los españoles durante el establecimiento de sus colonias en la parte central y sur del continente. Inicialmente esta planta se desarrolló y propagó en la región de las antillas centro americanas; posteriormente fue introducido en México, luego al Perú y finalmente su cultivo se había difundido en diversos lugares de casi todo el territorio sud-americano.

En el territorio de la república peruana, la caña de azúcar se aclimató especialmente en toda la región correspondiente a la costa norte y en menor escala en la zona sur y también en la región de la sierra central. Tal es así que casi en la totalidad de los grandes valles costeros de Lima, Ancash, La Libertad, Lambayeque, etc., existen extensas plantaciones de caña de azúcar, así como numerosos e importantes ingenios azucareros, los cuales en conjunto constituyen importantes complejos agro-industriales, convertidos en la actualidad en prósperas cooperativas agrarias; entre las principales tenemos:

Los ingenios azucareros de "Casa Grande", "Cartavio" y "Laredo", ubicados en el departamento de La Libertad, con una producción equivalente al 47% de la producción total nacional.

Los ingenios azucareros de "Tumán", "Pomalca", "Cayaltí" y "Pucallá", ubicados en el departamento de Lambayeque y que en conjunto cubren aproximadamente el 37% de la producción total nacional de azúcar.

El departamento de Lima, con su principal ingenio azucarero de "Paramonga" alcanza a cubrir aproximadamente el 10% de la producción total nacional de azúcar.

Además, en los departamentos de Ancash, Arequipa y Huánuco, se encuentran ubicados otros ingenios azucareros de menor importancia, los cuales en conjunto cubren aproximadamente el 6% de la producción total nacional.

### I.3.2 Importancia para el Perú

En total, en todo el territorio nacional operan alrededor de 16 ingenios azucareros, de los cuales solamente cinco (5) poseen refinería para la elaboración de azúcar blanca,

CUADRO N° I-1

PRODUCTORES DE AZUCAR Y MELAZAS EN EL PERU

<u>COOPERATIVA (CAP)</u>	<u>UBICACION (DPTO.)</u>	<u>% DE PRODUCCION (*)</u>
CASA GRANDE	LA LIBERTAD	27.00
CARTAVIO	LA LIBERTAD	14.00
LAREDO	LA LIBERTAD	6.44
TUMAN	LAMBAYEQUE	11.00
PUCALA	LAMBAYEQUE	10.50
POMALCA	LAMBAYEQUE	10.00
CAYALTI	LAMBAYEQUE	5.49
PARAMONGA	LINA	8.00
SAN JACINTO	ANCASH	4.21
ANDARUASI	AREQUIPA	1.59
CHUCARAPI	AREQUIPA	1.20
EL INGENIO	AREQUIPA	0.60

Fuente : DIVISION DE COMERCIALIZACION - DPTO. DE ESTADISTICA -  
CECOAAP LTDA.



las cuales en su mayoría se encuentran en La Libertad y Lambayeque. La producción azucarera total del Perú actualmente se encuentra por encima de las 900,000 Ton. métricas/año. La industria de la caña de azúcar, para un país eminentemente agrícola a través de su historia como es el Perú, tiene una importancia muy notable para la vida socio-económica. Las razones son las siguientes:

- a. Es una de las principales fuentes generadoras de divisas, en razón de que una gran parte de la producción nacional de azúcar es destinada para su exportación. Es necesario resaltar que este producto semi-elaborado ocupa el tercer lugar en la tabla general de productos de exportación (después del pescado y sus derivados que ocupan el primer lugar y del cobre que ocupa el segundo lugar), y el primer lugar alcanzando el 50% entre los productos agrícolas de exportación (algodón, segundo lugar; y café, tercer lugar).
- b. En la vida socio-económica del país es de mucha importancia, debido principalmente, a que representa una muy notable fuente generadora de puestos de trabajo para un gran % de la población nacional, comprendidos éstos en la casi totalidad de los estratos sociales nacionales, ya que esta industria da ocupación laboral a casi la totalidad de la población campesina de sus respectivas regiones o zonas de influencia. Así mismo es fuente directa o indirecta de trabajo para técnicos y profesionales de las más diversas especialidades, como personal administrativo, auxiliar, etc. Esta industria al generar ocupación nacional de tan amplia índole, da lugar a que el nivel social y económico de la población tanto de sus respectivas regiones de influencia directa, como a nivel nacional esté continuamente superándose y/o mejorándose.

- c. Dentro de la economía nacional, es también importante, en razón a sus características particulares y podemos considerarla como una industria química básica ya que como podemos observar que de ésta se originan una gran cantidad de industrias derivadas. Entre ellas tenemos:

Como producto final, el azúcar de caña, es empleado en la dieta diaria del hombre; o, como materia prima o insumo principal en una diversidad de industrias que elaboran en su mayoría productos de consumo humano.

- La industria de melazas y chancacas, los cuales hacen uso de los residuos del proceso de refinación o purificación del sumo proveniente de la molienda de la caña de azúcar.

La industria de papel y cartones, que produce estos productos en los más diversos tipos y calidades, los cuales son procesados mediante el aprovechamiento del residuo sólido denominado "bagazo" que queda del proceso de molienda de la caña de azúcar.

- La industria de licores de las más diversas variedades y calidades, los cuales son elaborados a partir de la fermentación del azúcar o del sumo de la caña de azúcar previamente acondicionada.
- La industria del alcohol: produce principalmente el alcohol etílico rectificado y desnaturalizado, comúnmente denominado "Alcohol Industrial" con una pureza del 92% en peso. Este producto es obtenido mediante un proceso de fermentación de las melazas residuales que quedan al final del proceso de producción y refinación del azúcar.

CUADRO N° 1-2

PRODUCCION TOTAL DE AZUCAR, Y MELAZAS Y ALCOHOL EN EL PERU (TON/AÑO)

<u>AÑOS</u>	<u>AZUCAR</u>	<u>MELAZAS</u>	<u>ALCOHOL INDUSTRIAL</u>
1969	632,310	240,467	
1970	770,764	292,890	
1971	832,496	317,698	
1972	899,415	332,009	
1973	897,322	334,992	
1974	992,464	324,559	
1975	963,657	326,704	
1976	929,650	350,586	
1977	900,350	319,000	

Fuente : DIVISION DE COMERCIALIZACION - DPTO. DE ESTADISTICA -  
CECOAR? LTDA.

### I.3.3 Incidencia de esta industria en el presente estudio

La razón principal por la cual hemos tratado de desarrollar y mostrar, aunque sea en forma muy superficial, el tema referente a la "Importancia de la caña de azúcar en el Perú", es que esta industria a través de uno de sus derivados industriales, es decir el alcohol etílico de grado industrial (de 92% en peso de pureza) condiciona en cierto modo la ampliación o desarrollo de una industria intermedia como es el caso de la industria del "Acido Acético", el mismo que es objeto de estudio en el presente tema de tesis. Esto debido a que desde sus inicios hasta la actualidad, y se supone también en el futuro, el ácido acético se produce y deberá producirse fundamentalmente a partir del alcohol etílico, en razón directa a la suficiente disponibilidad de melazas residuales de la industria del azúcar para producir esta materia prima principal utilizado en su elaboración.

Por lo tanto, podemos concluir que, dentro del ámbito nacional, la industria del ácido acético es una de las más importantes industrias intermedias derivada directamente de otra industria básica muy importante como es la Industria de la caña de azúcar.

## I.4. IMPORTANCIA DE LA INDUSTRIA DE ACIDO ACETICO EN EL PERU Y EL GRAN

### I.4.1 Generalidades

La Industria del Acido Acético, según hemos descrito en sección correspondiente a la Introducción (I-1), puede ser considerada como una industria química intermedia de suma importancia en la vida económica, social e industrial de un país en franco proceso de desarrollo industrial, como es el caso del Perú. Esto será aceptado en razón directa a que este producto es comercialmente producido en base únicamente a recursos totalmente propios, los cuales están disponibles en cantidades suficientes para satisfacer los requerimientos para dicho proceso, tal es el caso nuestro, ya que producimos ácido acético a partir del alcohol etílico, el cual a su vez deriva de la industria de la caña de azúcar, y producido mediante un proceso de fermentación de las melazas residuales. A su vez la industria del ácido acético induce a la formación de numerosas industrias usuarias, las mismas que cada vez se incrementan y diversifican mucho más.

En realidad, la industria del ácido acético no se encuentra muy ampliamente desarrollada en el Perú, ya que la producción de este producto a escala comercial recién se inició en el país aproximadamente a partir del año 1967 y desde aquel entonces hasta la actualidad, en el Perú solamente existe una única empresa dedicada a su producción, esta es una empresa para-estatal actualmente denominada "Sociedad Paramonga Ltda. S.A." (anteriormente perteneciente a la firma norteamericana "Grace & Co."), cuya planta industrial de ácido acético se encuentra ubicado en el departamento de La Libertad (Cartavio), la misma que posee una capacidad máxima de producción de aproximadamente 2,500 Ton/año de ácido acético de grado industrial (con una pureza del 92% en peso).

#### I.4.2 Utilización actual de Acido Acético en el Perú

Para tener una idea más concreta y real del grado de desarrollo alcanzado por esta industria en el Perú, veamos la diversificación de sus usos y la distribución de este producto en el mercado nacional, para lo cual mencionaremos sus usos principales:

##### 1. La Industria de Acetatos.-

Esta industria derivada consume aproximadamente un 70% de la producción total nacional de ácido acético, produciendo principalmente:

- Acetato de Etilo
- Acetato de Butilo e Isobutilo

Estos productos son producidos únicamente por la empresa "Sociedad Paramonga Ltda. S.A.", por lo cual podemos observar que el 70% del ácido acético producido prácticamente cubre la demanda de un mercado cautivo representado por los acetatos que produce. Estos acetatos son destinados a cubrir su demanda en el mercado nacional y son empleados básicamente como solventes en las siguientes industrias derivadas:

- Industrias de pinturas y thinners
- Industrias de adhesivos y pegamentos
- Industrias del cuero (curtiembre)
- Industrias de tintes e impresiones, etc.

##### 2. La Industria Textil.-

Estas industrias consumen aproximadamente entre un 12 a 16% de la producción total nacional de ácido acético y lo emplea principalmente durante la etapa o proceso de blanqueo tanto de fibras textiles naturales como de fibras textiles sintéticas.

### 3. La Industria Vinagrera.-

Esta industria derivada, aún cuando su uso no ha sido plenamente reconocido o autorizado, muestra una tasa de crecimiento bastante notable en su demanda, lo cual es de aproximadamente un 3.5% anual. Consume aproximadamente entre un 7% a un 8% de la producción total nacional de ácido acético. La producción de este producto está a cargo de diversas pequeñas empresas particulares.

### 4. Las Industrias Diversas.-

Una serie de diversas industria particulares, dedicadas también a la elaboración de diversos productos por lo general finales, consumen aproximadamente entre un 5% a 7% de la producción total nacional de ácido acético. Entre las principales de estas industrias diversas podemos mencionar:

- Rayón y Celanese.- Esta empresa compra ácido acético a "S.P.L." y luego la purifica hasta obtener un ácido acético de grado reactivo (ácido acético glacial), el mismo que luego lo emplea como materia prima en la elaboración de fibras textiles sintéticas, tales como el Rayon al Acetato y Acetato de Celulosa.
- Aditivos alimenticios e industriales.- Industria derivada que emplea una parte del ácido acético que le compra a Paramonga directamente como elemento antiséptico para conservar en buen estado una serie de conservas de frutas que ellos procesan. Otra parte lo emplean para producir "Acetato de Sodio", el mismo que es empleado como aditivo antiséptico que permite la conservación de diversos tipos de carnes procesados por ellos en forma de diferentes tipos de conservas y embutidos.

Y así sucesivamente, podemos ir señalando un número bastante grande de estas diversas industrias derivadas, las cuales casi en un 99% se encuentran en la zona de Lima y Callao.

#### I.4.3 Utilización futura o potencial de ácido acético en el Perú

Si bien es cierto, como hemos manifestado anteriormente, la industria del ácido acético actualmente en el Perú no se encuentra muy desarrollada ni diversificada. Pero para un futuro muy próximo se prevee que esta industria forzosamente deberá desarrollarse a un ritmo mayor y en forma más interesante, en razón directa a nuevos usos y/o aplicaciones de mucho interés industrial y comercial que empiezan a tomar auge actualmente en nuestro medio. Tal es el caso de:

a) La Producción de Pesticidas.- Los cuales son productos sumamente importantes para impulsar el desarrollo del sector agrario tanto nacional como a nivel sub-regional, principalmente en el caso de los de la familia del "Acido 2,4-D", los mismos que fueron asignados al Perú a través del programa sectorial de desarrollo de la industria química, los cuales el Perú está comprometido a producir en cantidades suficientes para cubrir los requerimientos de la demanda sub-regional en un plazo máximo comprendido entre 1983 a 1985.

b) La Producción de Carboxi Metil Celulosa.- En sus diferentes grados de pureza requerido para cada uno de sus aplicaciones específicas, para el cual ya existen actualmente estudios completos y proyectos con el propósito de llevarlo adelante.

c) El empleo del ácido acético como fluido de complementación para la limpieza y acondicionamiento de pozos petroleros, para lo cual también ya existen estudios completos, siendo el único factor que condiciona este uso el tipo de terreno en el cual se encuentre ubicado el pozo. En Iquitos ya se han empezado a realizar algunas pruebas al respecto.



Además podemos nombrar otros posibles usos industriales, aun que no existan estudios con el propósito de llevarlos a una producción industrial, pero que son muy importantes en razón directa al volúmen bastante considerable de la demanda de estos productos, tanto en el Perú como en la sub-región, las cuales son cubiertas totalmente a través de sus respectivas importaciones, y que implica una pérdida de divisas. Entre estos podemos citar a aquellos de mayor volúmen de importaciones:

- Acetato de Vinilo.- Producto empleado principalmente como insumo industrial de mucha importancia, debido a su gran demanda y a la diversidad de sus usos. Actualmente el Perú importa aproximadamente un promedio de 1,500 Ton/año de este producto y si consideramos la demanda a nivel sub-regional supera fácilmente el nivel de las 10,000 Ton/año. Es precisamente por el volumen de estas demandas que este producto es de mucha importancia industrial.
- Acetato de Sodio.- Producto que tiene diversas aplicaciones como insumo industrial. Presenta también una demanda apreciable, así tenemos que en el Perú actualmente la demanda de este producto está por el orden de 15 Ton/año y considerando dicha demanda a nivel sub-regional se encuentra en un nivel superior a las 500 Ton/año.

Así podríamos continuar enumerando otros productos que presentan demandas menores que el de aquellos anteriormente mencionados.

~~CAPITULO I~~

OBJETIVOS

#### I.4.4 Industria de Acido Acético en el Gran

Finalmente, comentando el grado de desarrollo alcanzado por esta industria en la sub-región andina, señalaremos que los únicos países productores de ácido acético son: Perú y Colombia, ambos con capacidades de producción de aproximadamente entre 2,000 y 2,500 Ton/año de este producto, con los cuales satisfacen completamente sus respectivas demandas nacionales (internas) y el pequeño margen de sus excedentes los destinan a cubrir la demanda sub-regional andina a través de sus respectivas exportaciones y, que actualmente con siderados en conjunto están en el orden de las 200 Ton/año. Mientras que los países de la sub-región netamente consumidores son: Ecuador, Bolivia y Venezuela, los cuales en conjunto presentan actualmente una demanda global de aproximadamente entre 1,000 y 1,500 Ton/año de ácido acético.

Nota.- Todos los valores de demanda del ácido acético, así como de sus derivados principales o de mayor importancia, considerados dentro del mercado peruano; así como del <sup>/mercado</sup> sub-regional andino, serán presentados posteriormente en cuadros especiales en la sección correspondiente al desarrollo del estudio de mercados en el presente trabajo de Tesis.

## II.1 FINALIDAD DEL PRESENTE ESTUDIO.

La finalidad u objetivo fundamental que nos induce a desarrollar el presente estudio, como tema de tesis, es el de realizar un estudio de carácter técnico-económico enmarcado dentro de un formato general de proyectos, la misma que nos permitirá visualizar sobre bases más o menos objetivas la factibilidad de instalar una nueva planta de ácido acético en el Perú, de manera que en el futuro (a partir de 1983) nos permita incrementar su producción y cubrir de esta manera la demanda prevista para este producto, que dicho sea de paso, ya no podrá ser cubierta por la máxima producción de la planta de ácido acético de "Sociedad Paramonga Ltda." que es la única que actualmente existe en el país.

Una de las razones de mayor importancia que nos indujo a escoger este producto (Acido Acético) y desarrollarlo como nuestro tema de tesis, es el hecho de que el GRAN a través de la Comisión del Acuerdo de Cartagena en el Programa Sectorial de Desarrollo de la Industria Química en el Area Sub-regional andino, le ha asignado al Perú los productos pertenecientes al sub-sector de "Pesticidas" correspondientes a la familia del ácido 2,4-D (es decir, el ácido 2,4-D; ácido 2,4,5-T, MCPA), los cuales, según disposiciones de dicha Comisión deberán de ser producidos en el Perú en un nivel de producción tal que satisfaga plenamente las demandas de dichos pesticidas en la totalidad del mercado sub-regional andino en el período comprendido entre 1983-1985. Por lo tanto, como vemos, Perú está obligado a cumplir con esta asignación, en los plazos fijados, según lo indican los principios que norman la marcha del "Pacto Andino" (GRAN). De ser así, será necesario fundamentalmente que Perú cuente con otra planta de ácido acético, la misma que le deberá proveer de la materia prima principal requerida que le permita cumplir con la producción demandada de los pesticidas antes mencionados.

Consideramos que, es de suma importancia el estudio que nos hemos propuesto. En primer lugar, porque este producto (Acido Acético) obviamente es de importancia para el desarrollo de la industria química tanto nacional como a nivel sub-regional; y, en segundo lugar, porque este estudio pretende determinar, en cierto modo, la importancia económica de esta industria, así como su posible rentabilidad frente a nuestras condiciones tanto de mercado interno o nacional, como de mercado externo o del área sub-regional andino.

## II.2 ETAPAS DE DESARROLLO DEL PRESENTE ESTUDIO

Las partes o etapas principales del desarrollo del presente trabajo son las siguientes:

En primer lugar, se realizó un estudio de mercados con el propósito de pre-determinar las necesidades o demandas de este producto, tanto locales, como también aquellas a nivel sub-regional, teniendo en cuenta el hecho de que dos países del área andina: Perú y Colombia, poseen plantas con capacidades de producción aproximadamente iguales y con una producción actual de alrededor de 2,000 Ton. de ácido acético por año.

- En segundo lugar, en base a los resultados obtenidos en el respectivo estudio de mercados, se procede a determinar un tamaño de planta y luego mediante un estudio bastante ligero se realiza una locación de planta.

Una tercera etapa, consiste en desarrollar los aspectos correspondientes a la Ingeniería aplicada al proyecto. Esta etapa es para nosotros, en razón a nuestra especialidad (Ingeniería Química), la de mayor importancia y sobre el cual incidiremos más detalladamente. Procederemos, luego de seleccionar el proceso más conveniente a realizar el diseño del proceso y/o de la planta correspondiente al proceso previamente seleccionado.

- La etapa final, está encaminado a la realización de la correspondiente evaluación económica en la cual evaluaremos básicamente la rentabilidad o factibilidad económica que nos pueda brindar el proceso previamente seleccionado y luego desarrollado que aquí proponemos.

Es necesario dejar constancia de que la etapa correspondiente al desarrollo de la Ingeniería del Proceso, resultó ser una de las etapas más difíciles del trabajo realizado en razón de que fue necesario entrar en contacto con diversas entidades, tanto privadas como estatales, así como nacionales o internacionales con las dificultades, demoras y pérdidas de tiempo que todo esto implica cuando se acude a dichos sectores no en condición de inversionistas, sino solamente con el objeto de recabar informaciones que permitan realizar un estudio como el del presente caso. Enfrentándonos en muchos casos a problemas sin solución ante la imposibilidad de poder contar con informaciones vitales para la marcha de nuestro estudio, pero aún así hemos tratado de superar estos inconvenientes y realizar este trabajo en la mejor forma posible.

En conclusión, el objetivo fundamental que pretendemos alcanzar con este trabajo, es el de realizar un estudio técnico económico que pueda servir de base para poder llevar adelante una de las siguientes alternativas:

- a) Realizar una ampliación de la única planta de ácido acético existente en el Perú, la misma que posee la empresa "Sociedad Paramonga Ltda.", y que actualmente produce algo más de 2,000 Ton/año de este producto. Esta ampliación es la más factible y tendría razón de ser, ya que esta empresa dispone de toda la infraestructura técnica y económica requerida, y, que de surgir otra empresa que produzca este producto, tendría necesariamente que compartir el mercado que actualmente sólo pertenece a ella (S.P.L.).

- b) Llevar adelante la implementación de un proyecto real, de instalación de una nueva planta de ácido acético en una zona, adecuadamente localizada del Perú. De manera que permita incrementar la producción de este importante producto químico que pertenece a las industrias químicas intermedias de mayor importancia, la misma que favorecería al progreso de una serie de industrias derivadas usuarias y en general al mayor desarrollo de la industria química en el Perú.

—CAPITULO III

ESTUDIO DE MERCADOS



### III.1 INTRODUCCION

En este capítulo analizaremos en primer lugar las demandas reales actuales del ácido acético, así como su demanda potencial futura, tanto en el mercado nacional del Perú como en el mercado externo circunscrito básicamente en el área sub-regional andino. Luego procederemos a analizar la oferta de este producto, principalmente en las áreas consideradas en el análisis de la demanda. En base a estos estudios determinaremos el margen de demanda insatisfecha en el mercado de ácido acético a nivel nacional y sub-regional.

Antes de desarrollar el estudio de mercados propiamente dicho, presentamos algunos conceptos generales referentes al producto en estudio, tales como:

#### III.1.1 Definición del producto

Denominación Técnica	"Acido Etanoico", "Acido Metil Carboxilico", o, simplemente "Etanoico".
----------------------	-------------------------------------------------------------------------

Nombre común o comercial	"Acido Acético".
--------------------------	------------------

- Las partidas o códigos arancelarios conocidos para este producto son

NABALALC	29.14.2.01
NABANDINA	29.14.02.02.01

El ácido acético tiene las siguientes normas o especificaciones técnicas:

Aspecto	líquido cristalino, ligeramente amarillento.
Olor	característico y penetrante (a vinagre).
Pureza	92% en peso.
Solubilidad	en cualquier proporción (∞) en 100 partes de agua, alcohol y éter.

Viscosidad (a 20°C)	1.22 centipoises
Gravedad específica (20°/20°)	1.051
Coefficiente de expansión (20°C)	$1.07 \times 10^{-3}$

El proceso más generalizado actualmente para la obtención del ácido acético es aquel que se realiza a través de una oxidación parcial catalizada del acetaldehído con aire. En este proceso que se realiza en fase líquida se emplea acetato de manganeso diluido en ácido acético como catalizador y se lleva a cabo a condiciones moderadas de operación tales como: de 1 a 6 atm. de presión como catalizador y a temperaturas bajas entre 55°C a 65°C.

### III.1.2 Usos principales del ácido acético en el Perú

El ácido acético es un producto muy ampliamente utilizado como materia prima en un numeroso grupo de industrias. Entre las principales podemos citar: la industria de acetatos (orgánicos y metálicos); industria de fibras textiles (rayón al acetato); industria alimenticia (conservas); e industria vinagrera; industria textil (bloqueo de fibras); industria farmacéutica y farmoquímica y muy pronto será empleado en la industria de pesticidas y de otros productos químicos. En realidad, el ácido acético tiene prácticamente los mismos usos tanto en el Perú como en los países del área sub-regional andino, ya que en esta zona realmente la industria del ácido acético no se encuentra muy desarrollada, teniendo por lo tanto la posibilidad futura de alcanzar mayores y más efectivos desarrollos que contribuya a su vez a impulsar el desarrollo técnico y económico del área sub-regional andino.

Para visualizar en forma más clara lo referente a los usos, el mercado del ácido acético en el Perú, ha sido dividido en cuatro (4) sectores industriales en los cuales el 1% de consumo de este producto es el siguiente:

- 1) Sector de la industria de acetatos 70%(de la producción total)
- 2) Sector de la industria Textil 16-11%(de la producción total)
- 3) Sector de la industria vinagrera (distribuidores) 7-8% (de la producción total)
- 4) Sector de industrias diversas 5-7% (de la producción total)

La Industria de Acetatos representa un mercado cautivo de la Empresa Sociedad Paramonga ya que sólo ella lo produce y comercializa. Esta industria produce principalmente el acetato de etilo, el acetato de butilo normal y acetato de Isobutilo. Estos acetatos a su vez son ampliamente utilizados en una serie de industrias, los cuales han sido divididos en los siguientes sub-sectores:

- |                                       |                                    |
|---------------------------------------|------------------------------------|
| Industria de Pinturas                 | 42%-38% (de la producción total)   |
| - Industria de Thinners               | : 28%-32% (de la producción total) |
| - Industria del Cuero (Curtiembre)    | 6 %- 8% (de la producción total)   |
| - Industria de pegamentos y adhesivos | 24%-22% (de la producción total)   |

Posteriormente presentaremos un cuadro más detallado sobre el % de consumo de estos acetatos. La Industria Textil emplea ácido acético adecuadamente diluido como elemento de blanqueo de sus fibras textiles tanto naturales como sintéticas.

Las Industrias Diversas emplean el ácido acético como insumo para producir diversos productos, en niveles bajos de producción, los cuales en su mayoría son destinados al consumo propio de quienes los producen.

### III.2 DEFINICION DE LAS AREAS GEOGRAFICAS PARA EL ESTUDIO DE MERCADOS

Para poder enfocar mejor el estudio de mercados, hemos de considerar el mercado global del Acido Acético bajo tres (3) puntos de vistas principales, los cuales son:

#### III.2.1 Mercado local o regional

Este sector del mercado está circunscrito a la zona donde se produce este producto, es decir, a la zona de Cartavio (o al departamento de La Libertad), la misma que no tiene ninguna importancia si consideramos el hecho de que no existen en esta zona ningún tipo de industrias derivadas usuarias particulares de ácido acético; pero, si tenemos en cuenta el mercado cautivo, creado por los mismos productores de este insumo, es decir por "Sociedad Paramonga Ltda. S.A.", a través de la demanda de ácido acético para satisfacer los requerimientos de sus plantas de acetato de etilo y acetato de butilo e isobutilo, desde el segundo punto de vista este sector sí adquiere una relativa importancia.

Para el futuro se puede proceder de modo similar, ya que luego de instalar una nueva planta de ácido acético en un punto determinado del Perú, podemos proceder a la creación de nuevos mercados (o demandas) cautivos con la producción allí mismo de nuevos productos derivados de interés comercial e industrial.

#### III.2.2 Mercado nacional

Este sector del mercado está circunscrito fundamentalmente a todo el territorio nacional del Perú. El mercado nacional del ácido acético se encuentra prácticamente centralizado en la zona de Lima, ya que el 99% de consumidores o usuarios se encuentran ubicados en la capital del país. En el futuro se prevee que la ubicación de los consumidores de

ácido acético se encontrarán menos centralizados. Esto en razón directa a la política de descentralización que el gobierno está tratando de llevar a cabo con la creación de focos o centros de desarrollo industrial en diferentes puntos del país, como es el caso de los centros industriales de Trujillo, Bayóvar (Piura), Arequipa, Iquitos, etc.

### III.2.3 Mercado sub-regional andino

El mercado sub-regional andino se circunscribe a la región conjunta constituida por los mercados ampliados correspondientes a Bolivia, Colombia, Ecuador, Perú y Venezuela. Entre estos países, Colombia y Perú son países productores de ácido acético. Con sus respectivas producciones cubren completamente la demanda de sus correspondientes mercados internos y los pequeños márgenes de su excedente lo exportan al mercado sub-regional. Ecuador, Bolivia y Venezuela son países netamente consumidores ya que la totalidad de sus demandas nacionales lo cubren a través de importaciones del área andina y Terceros productores. Por esta razón podemos concluir que la demanda de ácido acético en la sub-región andina está representada prácticamente por la demanda conjunta exhibida por estos tres (3) países netamente consumidores, es decir, Bolivia, Ecuador y Venezuela.

## III.3 ANALISIS DE LA DEMANDA HISTORICA DE ACIDO ACETICO

En razón de que nuestro estudio de mercados lo estamos orientando tanto al mercado nacional, como al sub-regional, procedemos a realizar los análisis de las demandas históricas correspondientes a cada una de éstas áreas o sectores.

### III.3.1 Demanda histórica de ácido acético en el Perú

Para poder analizar de un modo más real la demanda histórica del ácido acético en el Perú, vamos a dividir el mercado nacional en dos (2) sectores según delimitamos anteriormente, o sea:

CUADRO N° 3-1-A

DEMANDA HISTORICA DE ACETATO DE ETILO EN EL PERU (TON/AÑO)

<u>AÑO</u>	<u>PRODUCCION</u>	<u>IMPORTACION</u>	<u>DEMANDA TOTAL</u>	<u>EQUIVALENTE EN ACIDO ACETICO</u>
1972	392.0	- - - -	392.0	392.0
1973	359.0	3.007	362.0	362.0
1974	461.0	6.643	468.0	468.0
1975	518.0	6.642	525.0	525.0
1976	504.0	2.616	507.0	507.0
1977	522.0	0.368	523.0	523.0
1978	816.0	- - - -	816.0	816.0

Fuentes :

PRODUCCION :

DPTO. DE VENTAS DE "SOCIEDAD PARAMONGA LTDA."  
(S.P.L.)

IMPORTACION :

DIRECTORIO DEL IMPORTADOR POR SECCION ARANCELARIA  
DPTO. DE ESTADISTICA DE COMERCIO EXTERIOR - MINIS-  
TERIO DE COMERCIO

EQUIVALENTE EN  
ACIDO ACETICO

SE REQUIERE 1 TON. DE AC.AC/TON. DE ACETATO DE  
ETILO. (GERENCIA DE LA PLANTA DE ACIDO ACETICO  
DE S. P. L.)

CUADRO N° 3-1-B

DEMANDA HISTORICA DE ACETATO DE BUTILO E YSOBUTILO EN EL PERU (TON/AÑO)

<u>AÑO</u>	<u>PRODUCCION</u>	<u>IMPORTACION</u>	<u>DEMANDA TOTAL</u>	<u>EQUIVALENTE EN ACIDO ACETICO</u>
1972	987.0	- ---	987.0	642.0
1973	1180.0	46.863	1227.0	798.0
1974	1285.0	20.554	1306.0	849.0
1975	1189.0	0.371	1190.0	774.0
1976	1282.0	- ---	1282.0	833.0
1977	1311.0	- ---	1311.0	852.0
1978	837.0 (*)	- ---	837.0	544.0

Fuentes :

PRODUCCION

DPTO. DE VENTAS DE "SOCIEDAD PARAMONGA LTDA".  
(S. P. L.)

IMPORTACION

DIRECTORIO DEL IMPORTADOR POR SECCION ARANCELARIA  
DPTO. DE ESTADISTICA DE COMERCIO EXTERIOR - MINIS-  
TERIO DE COMERCIO

EQUIVALENTE EN  
ACIDO ACETICO

SE REQUIERE : 0.65 TON. DE AC.AC/TON. DE ACETATO -  
(GERENCIA DE LA PLANTA DE ACIDO ACETICO DE S. P.  
L.)

### III.3.1.1 Demanda histórica regional

La demanda de ácido acético en este sector del mercado está referido básicamente a los requerimientos de este producto para ser utilizado como materia prima o insumo en los procesos de obtención de acetato de etilo, acetato de butilo e isobutilo por parte de los mismos productores, es decir de "Sociedad Paramonga Ltda. S.A." quienes consumen aproximadamente el 70% de su producción en sus plantas industriales ubicadas en el departamento de La Libertad (Cartavio). En los cuadros N° 3.1-A y 3.1-B se muestran los valores de la demanda histórica de los acetatos antes mencionados correspondientes a los años 1972 a 1978; asimismo, indicamos las cantidades requeridas de ácido acético para cada uno de estos productos derivados (acetatos).

### III.3.1.2 Demanda histórica nacional

El mercado nacional del ácido acético, está referido exclusivamente al consumo de este producto como producto final o insumo por diferentes industrias derivadas ubicadas principalmente en el sector de Lima y Callao (99%) y un mínimo de consumidores ubicados en Arequipa y Huancayo (1%), todos ellos usuarios particulares que compran este insumo directamente a los productores (S.P.L.). En el Cuadro N° 3.2 se presentan los valores de la demanda histórica de ácido acético consumidos como tal a nivel del Perú, así como la producción nacional correspondientes a los años 1972 a 1978.

En base a cada una de las demandas históricas de ácido acético en el mercado regional (cautivo) y nacional, podemos determinar el consumo total de este producto, es decir, la demanda interna de ácido



CUADRO N° 3-2

PRODUCCION HISTORICA DE ACIDO ACETICO EN EL PERU (TON/AÑO)

<u>AÑO</u>	<u>VENTAS (PERU)</u>	<u>EN ACETATO DE ETILO</u>	<u>EN ACETATO DE BUTILO E ISO-BUTILO</u>	<u>EXPORTACION</u>	<u>PRODUCCION</u>
1972	436	392	642		1,470
1973	529	362	798	10.02	1,699
1974	444	468	849	55.38	1,817
1975	532	525	774	9.88	1,841
1976	548	507	833	35.53	1,924
1977	493	523	852	67.83	1,936
1978	442	816	544	110.15	1,913

Fuentes :

VENTAS

DPTO. DE VENTAS DE "SOCIEDAD PARAMONGA LTDA. S.A."  
(S. P. L.)

EXPORTACIONES :

"ANUARIO DE COMERCIO EXTERIOR"

DPTO. DE ESTADISTICA DE COMERCIO EXTERIOR - MINISTERIO DE COMERCIO.

CUADRO N° 3-3

DEMANDA INTERNA HISTORICA DE ACIDO ACETICO EN EL PERU (TON/AÑO)

AÑO	PRODUCCION	IMPORTACION	EXPORTACION	<u>DEMANDA INTERNA (Di)</u> (*)
1972	1,470	6.000	-- --	1,475
1973	1,699	8.014	10.02	1,697
1974	1,817	0.315	55.38	1,762
1975	1,841	6.831	9.38	1,838
1976	1,924	4.337	35.53	1,893
1977	1,936	- ---	67.83	1,868
1978	1,913	- ---	110.15	1,803

Fuentes :

IMPORTACION/EXPORTACION

"ANUARIOS DE COMERCIO EXTERIOR"  
 DPTO. DE ESTADISTICA DE COMERCIO EXTERIOR -  
 MINISTERIO DE COMERCIO

(\*) Di = PRODUCCION + IMPORTACION - EXPORTACION.

acético en el Perú. Estos valores de demanda interna se muestran en el Cuadro N° 3.3 correspondiente a los años 1972 a 1978.

### III.3.2 Demanda histórica de Acido Acético en el GRAN

Como hemos dicho anteriormente, Perú y Colombia satisfacen completamente sus respectivas demandas internas de ácido acético y, además sus pequeños excedentes de producción lo destinan a cubrir parte de la demanda del mercado sub-regional a través de sus respectivas exportaciones. Mientras que Bolivia, Ecuador y Venezuela cubren sus respectivas demandas nacionales, única y exclusivamente a través de sus importaciones, las mismas que los realiza dentro de la sub-región tanto del Perú como de Colombia y fuera de la sub-región principalmente de Estados Unidos, Alemania, Japón, etc. Por lo tanto podemos considerar que la demanda de ácido acético en el área sub-regional andino, prácticamente está representado por la demanda exhibida o las importaciones realizadas por Bolivia, Ecuador y Venezuela en conjunto. En el Cuadro N° 3.4 se muestran las cantidades correspondientes a las demandas de cada uno de los países importadores así como también la demanda sub-regional conjunta.

## III.4 ANALISIS DE LA OFERTA DE ACIDO ACETICO

El análisis de la oferta de ácido acético lo realizaremos también bajo dos puntos de vistas. Primero, considerando el mercado nacional del Perú y luego, el mercado correspondiente al área sub-regional andino. Así tenemos:

### III.4.1 Oferta de Acido Acético en el Perú

En el mercado nacional del Perú, la oferta del ácido acético proviene exclusivamente de la "Sociedad Paramonga Ltda". que es la única empresa que produce este producto y que lo elabora en su planta ubicada en Cartavio (departamento de La Liber

CUADRO N° 3-4

DEMANDA HISTORICA DE ACIDO ACETICO EN EL GRAN. (TON/AÑO)

<u>AÑO</u>	<u>BOLIVIA</u>	<u>ECUADOR</u>	<u>VENEZUELA</u>	<u>SUB-REGION (GRAN)</u>
1970	32.215	109.529	261.339	403.083
1971	35.322	96.516	329.498	461.336
1972	47.385	187.046	417.589	604.635
1973	57.698	179.229	503.809	640.736
1974	59.000 (*)	166.151	514.268	739.419
1975	64.000 (*)	127.398	515.987	707.385

(\*) DEMANDAS PRONOSTICADAS EN BASE A 8 DATOS PRETERITOS

Fuente :

IMPORTACIONES : ARCHIVOS DEL DPTO. DE ESTADISTICA DEL "ACUERDO DE CARTAGENA" EN LA SEDE DEL ACUERDO DE TAGENA EN LIMA.

tad). La planta en el cual se realiza el proceso de obtención de ácido acético, a través de dos etapas de oxidación parcial catalizado del alcohol etílico (Etano-Acetaldehído-Acido Acético), tiene una capacidad máxima de producción comprendida entre 2,000 a 2,500 Ton/año de este producto. La producción de ácido acético por parte de la "Sociedad Paramonga Ltda". lo podemos determinar en base al conocimiento de los requerimientos de la demanda interna más las exportaciones realizadas por esta empresa. Estos valores son presentados en el Cuadro N° 3.5.

#### III.4.2 Oferta de Acido Acético en el GRAN

Considerando el mercado del área sub-regional andino, como ya mencionamos anteriormente, los únicos productores de ácido acético son Perú y Colombia, cada uno de los cuales disponen de una planta para la elaboración de este producto. Estas plantas actualmente tienen una producción del orden de 2,000 Ton/año de ácido acético, con cuya producción satisfacen completamente las demandas de sus respectivos mercados y sus pequeños excedentes de producción lo exportan al mercado sub-regional andino. Estas exportaciones de Perú y Colombia considerados en forma conjunta, actualmente se encuentran por el orden de las 200 Ton/año, esta cantidad representa prácticamente el 20% de la demanda del mercado sub-regional y el 80% restante la sub-regional lo cubre con importaciones a terceros países.

En el Cuadro N° 3.5 se presentan las respectivas producciones, así como sus exportaciones tanto para el Perú como para Colombia, correspondientes a los años 1972 á 1978.

#### III.5 PROYECCION FUTURA DE LA DEMANDA HISTORICA DEL ACIDO ACETICO

Las proyecciones de las demandas del ácido acético lo realizaremos básicamente sobre los dos (2) sectores de mayor importancia del mer

CUADRO N° 3-5

DATOS HISTORICOS DE PRODUCCION Y EXPORTACION DE PERU Y COLOMBIA (TON/AÑO)

AÑO	PRODUCCION (PERU)	EXPORTACION (PERU)	PRODUCCION (COLOMBIA)	EXPORTACION (COLOMBIA)
1972	1,470	-- --	1,500	50.500
1973	1,699	10.02	1,650	60.350
1974	1,817	55.38	1,700	64.752
1975	1,841	9.88	1,780	62.400
1976	1,924	35.53	1,830	93.600
1977	1,936	67.87	1,900	57.200
1978	1,913	110.15	1,950	52.090

Fuentes :

EXPORTACIONES

ARCHIVOS DEL DPTO. DE ESTADISTICA DEL "ACUERDO DE CARTAGENA" EN LA SEDE DEL ACUERDO DE CARTAGENA EN LIMA

PRODUCCION DE COLOMBIA

DIRECTORIO INDUSTRIAL DE COLOMBIA - BIBLIOTECA DEL ACUERDO DE CARTAGENA.

cado global considerado en el presente estudio, los cuales son: el mercado nacional del Perú y el mercado del área sub-regional andino.

Las respectivas proyecciones de demanda de ácido acético lo realizaremos fundamentalmente en base a los datos históricos de demanda disponibles en cada caso. A partir de estos datos históricos realizaremos los correspondientes pronósticos ó cálculos estimativos del nivel de demandas futuras que corresponden al producto en estudio.

Los pronósticos de la demanda futura o proyección de la demanda histórica de este producto lo realizaremos mediante métodos estadísticos, ya que este método parece asegurar un grado razonable de exactitud en los pronósticos.

### III.5.1 Proyección de la demanda histórica del ácido acético en el Perú

El pronóstico o proyección de la demanda histórica del ácido acético en el Perú lo realizaremos básicamente a partir de los datos históricos referentes a la demanda interna, las cuales fueron presentados en el Cuadro N° 3.3.

En el Cuadro N° 3.6-A presentamos los datos históricos de demanda interna del ácido acético en el Perú conjuntamente con un cuadro resumen de Cálculos, así como un gráfico en el que se ha ploteado la demanda (x) vs. Período (t).

En el gráfico podemos observar que la demanda de ácido acético en el Perú presenta variaciones irregulares con tendencia ascendente, por lo cual podemos encuadrarlo dentro del segundo caso de la clasificación presentada por BIEGEL, razón por la que seguiremos sus métodos de análisis, los cuales, son básicamente, métodos estadísticos de ajuste de datos de nominado "Método de los Mínimos Cuadrados" y consiste en:

CUADRO N° 3-6-A

PROYECCION DE LA DEMANDA HISTORICA DE ACIDO ACETICO EN EL PERU : CALCULOS

AÑO	PERIODO (t)	$D_i = X$	$(X) \cdot (t)$	$(t)^2$	$(X)^2$	$(X - \bar{X})^2$
1972	1	1,476	1,476	1	2'178,576	82,369
1973	2	1,697	3,394	4	2'879,809	4,096
1974	3	1,762	5,286	9	3'104,644	1
1975	4	1,833	7,352	16	3'378,244	5,625
1976	5	1,893	9,465	25	3'583,449	16,900
1977	6	1,868	11,208	36	3'489,424	11,025
1978	7	1,803	12,621	49	3'250,809	1,600
	<u>28</u>	<u>12,337</u>	<u>50,802</u>	<u>140</u>	<u>21'864,955</u>	<u>121,616</u>

$D_i = X =$  DEMANDA HISTORICA (TON/AÑO)



a) Calculamos la recta de regresión o recta de tendencia mediante la ecuación:

$$x_t = a + bt \quad \text{-----(1)}$$

donde : b = pendiente de la recta de tendencia

a = constante de la recta de tendencia.

Las mismas están dados por las siguientes expresiones matemáticas:

$$b = \frac{n \sum (x.t) - (\sum x) (\sum t)}{n \sum t^2 - (\sum t)^2} \quad \text{----- (2)}$$

$$a = \bar{x} - b\bar{t} \quad \text{----- (3)}$$

mediante la ecuación (2) y con los siguientes datos (además de aquellos calculados y presentados en la tabla N° Y1)

$$\bar{x} = 1763 \quad , \quad n = 7 \quad , \quad \bar{t} = 4$$

$$b = \frac{7(50,802) - (12,337)(28)}{7(140) - (28)^2} = b = 52$$

de la ecuación (3);

$$a = 1763 - 52(4) = a = 1,555.$$

Reemplazando valores en la ecuación (1) obtenemos la ecuación de la recta de tendencia:

$$x^1 = 1,555 + 52(t)$$

En base a la ecuación de la recta de tendencia procedemos a realizar el pronóstico de las demandas futuras en el Perú, correspondientes al ácido acético. Los valores de los pronósticos o la proyección de la demanda histórica son presentados en el Cuadro N°3-6.B.

b) Estimación del error en el pronóstico.

La desviación standard (Sxt) a uno y a otro lado de la recta de tendencia nos permitirá estimar el error incurrido en nuestros pronósticos. Para calcularlo emplearemos las siguientes ecuaciones:

$$Sxt = (Sx) \sqrt{1 - r_{xt}} \quad \text{----- (4)}$$

$$\text{donde : } S_x = \frac{(x - \bar{x})^2}{n - 1} \text{-----(5)}$$

$$r_{xt} = b \frac{n (t^2) - (t)^2}{n (x^2) - (x)^2} \text{-----(6)}$$

Reemplazando los valores calculados y presentados en la tabla N° Y 1, en (5) tenemos:

$$S_x = \frac{(121,616)}{(7 - 1)} = 142$$

De la ecuación(6) tenemos que el factor de correlación es:

$$r_{xt} = (52) \frac{7(140) - (28)^2}{7(21,864,955) - (12,337)^2} = r_{xt} = 0.79$$

Reemplazando valores en la ecuación (4), el valor de la desviación standard es:

$$S_{xt} = (142) 1 - 0.79 = S_{xt} = 65$$

c) Corrección de los pronósticos de demanda futura.

Para poder ajustar mejor nuestros pronósticos y hacerlos más reales, podemos corregirlos mediante unos factores de corrección calculados a partir de la comparación de los valores reales de demanda histórica ( $x_i$ ) con los valores de demanda pronosticados ( $x^1_i$ ) a partir de la ecuación de la recta de regresión o de tendencia.

Osea, estos factores de corrección son calculados mediante el empleo de la siguiente expresión matemática:

$$F_c = \frac{(x_i)}{(x^1_i)}$$

donde:  $F_c$  = Factor de corrección de pronósticos.

$x_i$  = Demanda histórica real.

$x^1_i$  = Demanda histórica pronosticada.

CUADRO N° 3-6-B

PROYECCION DE LA DEMANDA HISTORICA DE ACIDO ACETICO EN EL PERU TON/AÑO

ANO	PERIODO (t)	<u>D'i=X'i</u>	$f_e = D_i / D'i$	<u>D''i=X''i</u>
1979	8	1,971	0.92	1,813
1980	9	2,023	1.02	2,064
1981	10	2,075	1.03	2,138
1982	11	2,127	1.04	2,212
1983	12	2,179	1.04	2,267
1984	13	2,231	1.00	2,231
1985	14	2,283	0.94	2,146
1986	15	2,335	0.92	2,148
1987	16	2,387	1.02	2,435
1988	17	2,439	1.03	2,512
1989	18	2,491	1.04	2,591
1990	19	2,543	1.04	2,645

$$D'i = X'i = \text{PRONOSTICO} = \text{PROYECCION DE LA DEMANDA HISTORICA} \\ 1,555 + 52 (t)$$

$$D''i = X''i = \text{PRONOSTICO CORREGIDO} = D'i \times f_e$$

$$Sxt \quad \text{ERROR DE PRONOSTICO} \quad - \quad + \quad 65$$

Los valores de los correspondientes factores de corrección son presentados en el Cuadro N° 3-6.B conjuntamente con los pronósticos corregidos.

### III.5.2 Proyección de la demanda histórica del ácido acético en el GRAN

El pronóstico o proyección de la demanda del ácido acético en el GRAN, lo realizaremos básicamente a partir de los datos históricos disponibles referentes a la demanda interna o importaciones de Bolivia, Ecuador y Venezuela que son los países que influyen directamente en dicha demanda. Cada una de las demandas individuales por países y la demanda total en el GRAN han sido presentados en la tabla N°XY.

En los cuadros N° 3-7.1.A, 3-7.2.A y 3-7.3.A presentamos los datos históricos de demanda interna de ácido acético de Bolivia, Ecuador y Venezuela. Conjuntamente presentamos los correspondientes cuadros resúmenes de cálculos, así como un gráfico en el que se ha ploteado la demanda (x) Vs. el período (t).

#### III.5.2.1 Proyección de la demanda histórica del ácido acético en Bolivia.

En el gráfico del Cuadro N°3-7.1.A podemos observar que la demanda del ácido acético en Bolivia presenta variaciones irregulares con tendencia ascendente, por lo cual también puede ser encuadrado dentro del 2do. caso de la clasificación presentada por BIEGEL, razón por la cual seguiremos sus métodos estadísticos de análisis.

a) Calculamos la ecuación de la recta de regresión o de tendencia mediante el empleo de las ccs (2), (3) y (1) presentados anteriormente. Reemplazando los siguientes datos:

$$\bar{x} = 40.10, \quad \bar{t} = 3.5, \quad n = 6$$

CUADRO N° 3-7-1-A

PROYECCION DE LA DEMANDA HISTORICA DE ACIDO ACETICO EN BOLIVIA (TON/AÑO)

AÑO	PERIODO <u>(t)</u>	$D_i = X_i$	<u><math>(X)(t)</math></u>	<u><math>(t)^2</math></u>	<u><math>(X)^2</math></u>	<u><math>(X_i - \bar{X})^2</math></u>
1968	1	33.522	33.522	1	1,123.724	43.270
1969	2	34.459	68.918	4	1,187.423	31.821
1970	3	32.215	96.645	9	1,037.806	62.173
1971	4	35.322	141.288	16	1,247.644	22.829
1972	5	47.385	236.925	25	2,245.388	53.071
1973	6	57.693	346.188	26	3,329.059	309.690
	—					
	21	240.601	923.485	91	10,171.044	522.854

$X_i =$  DEMANDA HISTORICA (TON/AÑO)

y los correspondientes valores calculados y presentados en la tabla N° 3-7.1.A en la ecuación (2), tenemos:

$$b = \frac{n \sum (x.t) - (\sum x) (\sum t)}{n \sum t^2 - (\sum t)^2} = \frac{6(924) - (240)(21)}{9(91) - (21)^2} = b =$$

Reemplazando valores en la ecuación (3):

$$a = \bar{x} - b\bar{t} = 40.10 - 5(3.5) = a = 24$$

Por lo tanto, la ecuación de la recta de tendencia será:

$$x^1 = 24 + 5(t)$$

b) Estimación del error en el pronóstico

Como en el caso anterior calcularemos la desviación standard ( $S_{xt}$ ) para poder estimar el posible error en la que hayamos podido incurrir. Para ello emplearemos nuevamente las ecuaciones (4), (5) y (6), en los cuales luego de reemplazar los valores adecuados determinamos:

$$S_x = \frac{522.854}{(6 - 1)} = S_x = 10.23$$

$$r_{xt} = 5 \frac{6(91) - (21)^2}{6(10171) - (240)^2} = r_{xt} = 0.875$$

Por lo tanto, el valor de la desviación standard será:

$$S_{xt} = (10.23) \sqrt{1 - 0.875} = S_{xt} = 3.6$$

En el Cuadro N°3-7.1.B presentamos los pronósticos correspondientes a la demanda futura del ácido acético en el mercado boliviano.

III.5.2.2 Proyección de la demanda histórica del ácido acético en Ecuador.

En el gráfico del Cuadro N°3-7.2.A podemos observar que la demanda del ácido acético por parte de Ecuador, exhibe como

CUADRO N° 3-7-1-B

PRONOSTICO Ó PROYECCION DE LA DEMANDA HISTORICA DE ACIDO ACETICO  
 EN BOLIVIA (TON/AÑO)

<u>AÑO</u>	<u>PERIODO</u> <u>(t)</u>	<u>PRONOSTICO</u> <u>(D'i=X'i)</u>	<u>AÑO</u>	<u>PERIODO</u> <u>(t)</u>	<u>PRONOSTICO</u> <u>(D'i=X'i)</u>
1974	7	59.00	1981	14	89.00
1975	8	64.00	1982	15	94.00
1976	9	69.00	1983	16	99.00
1977	10	74.00	1984	17	104.00
1978	11	79.00	1985	18	109.00
1979	12	79.00	1986	19	114.00
1980	13	84.00	1987	20	119.00

$$D'i = X'i = \text{PRONOSTICO DE LA DEMANDA} = 24 + 5 (t)$$

$$Sxt = \text{ERROR DE PRONOSTICO} = + 3.6$$

característica una secuencia de variaciones irregulares a la vez, que una tendencia ascendente, por lo cual, al igual que en el caso anterior también se encuadra dentro del segundo caso de la clasificación presentada por BIEGEL. Por lo tanto, emplearemos también los mismos métodos estadísticos para su análisis correspondiente.

a) Calculamos la correspondiente ecuación de su recta de tendencia y mediante el empleo de las ecuaciones(1),(2)y (3) presentados anteriormente. Reemplazando los correspondientes valores calculados y presentados en el Cuadro N° 3-7.2.A, así como los datos siguientes:

$$\bar{x} = 128 \quad , \quad \bar{t} = 3.5 \quad , \quad n = 6$$

de la ecuación(2) tenemos:

$$b = \frac{6(2783) - (768)(21)}{6(91) - (21)^2} \quad , \quad b = 6$$

de la ecuación (3) tenemos:

$$a = 128 - 6(3.5) \quad , \quad a = 107$$

Por lo tanto, la ecuación correspondiente a la recta de tendencia, será:

$$x^1 = 107 + 6(t)$$

b) Luego calculamos el error incurrido en nuestros pronósticos, mediante la determinación de la desviación standard a uno y a otro lado de la recta de la tendencia. Para ello volvemos a emplear las ecuaciones (4), (5) y (6), con los cuales luego de reemplazar los valores correspondientes determinaremos:

$$S_x = \frac{8514}{(6-1)} \quad , \quad S_x = 41$$

$$r_{xt} = 6 \frac{6(91) - (21)^2}{6(106,818) - (768)^2} \quad , \quad r_{xt} = 0.21$$

Por lo tanto, nuestro error en los pronósticos es:



CUADRO N° 3-7-2-A

PROYECCION DE LA DEMANDA HISTORICA DE ACIDO ACETICO EN ECUADOR

<u>AÑO</u>	<u>PERIODO</u>	<u>Di=Xi</u>	<u>(t)<sup>2</sup></u>	<u>(Xi)(t)</u>	<u>(Xi)<sup>2</sup></u>	<u>(Xi-<math>\bar{Xi}</math>)<sup>2</sup></u>
1970	1	110.0	1	110	12,100	324
1971	2	97.0	4	194	9,409	961
1972	3	187.0	9	561	34,969	3,481
1973	4	80.0	16	320	6,400	2,304
1974	5	166.0	25	830	27,556	1,444
1975	6	128.0	36	768	16,384	---
	<u>21</u>	<u>768.0</u>	<u>81</u>	<u>2,783</u>	<u>106,318</u>	<u>8,514</u>

Di = Xi = DEMANDA HISTORICA = TON/AÑO

CUADRO N° 3-7-2-B

PRONOSTICO O PROYECCION DE LA DEMANDA HISTORICA DE ACIDO ACETICO EN  
ECUADOR (TON/AÑO)

<u>AÑO</u>	<u>PERIODO</u> <u>(t)</u>	<u>PRONOSTICO</u> <u>(Di=Xi)</u>	<u>AÑO</u>	<u>PERIODO</u> <u>(t)</u>	<u>PRONOSTICO</u> <u>(D'i=X'i)</u>
1976	7	149.00	1983	14	191.00
1977	8	155.00	1984	15	197.00
1978	9	161.00	1985	16	203.00
1979	10	167.00	1986	17	209.00
1980	11	173.00	1987	18	215.00
1981	12	179.00	1988	19	221.00
1982	13	185.00	1989	20	227.00

$$D_i = X_i - \text{PRONOSTICO DE LA DEMANDA FUTURA} = 107 + 5 (t)$$

$$S_{xt} = \text{ERROR DE PRONOSTICO} = 35$$

$$S_{xt} = 41 \quad 1 - 0.27 \quad , \quad S_{xt} = 35$$

En el cuadro N°3-7.2B presentamos los pronósticos correspondientes a la demanda futura de ácido acético en el mercado ecuatoriano.

### III.5.2.3 Proyección de la demanda histórica del ácido acético en Venezuela.

En el gráfico del Cuadro N° 3-7.3.A podemos observar que la demanda del ácido acético en el mercado nacional venezolano presenta como características principales: una secuencia de variaciones aproximadamente irregulares y, a la vez una fuerte tendencia ascendente, razón por la cual podemos ubicarlo o identificarlo de algún modo con el segundo caso de la clasificación presentada por BIEGEL en su texto "Planeamiento y Control de la Producción". Por lo tanto, emplearemos también los mismos métodos estadísticos presentados por él para su análisis correspondiente.

a) Cálculo de la recta de regresión o de tendencia.

Reemplazando los correspondientes valores calculados y presentados en el Cuadro N°3-7.3.A conjuntamente con los datos siguientes:

$$\bar{x} = 424 \quad , \quad \bar{t} = 3.5 \quad , \quad n = 6$$

de la ecuación(2) tenemos:

$$b = \frac{6(9863) - (2543)(21)}{6(91) - (21)^2} = b = 55$$

de la ecuación(3), tenemos:

$$a = 424 - 55(3.5) \quad , \quad a = 232$$

Por lo tanto, la ecuación correspondiente a la recta de tendencia será:

$$x' = 232 + 55(t)$$

CUADRO N° 3-7-3-A

PROYECCION DE LA DEMANDA HISTORICA DE ACIDO ACETICO EN VENEZUELA

<u>AÑO</u>	<u>PERIODO (t)</u>	<u><math>D_i = X_i</math></u>	<u><math>(t)^2</math></u>	<u><math>(X_i)(t)</math></u>	<u><math>(X_i)^2</math></u>	<u><math>(X_i - \bar{X})^2</math></u>
1970	1	261.399	1	262	68,330	26,244
1971	2	329.498	4	660	108,569	8,836
1972	3	417.589	9	1,254	174,381	36
1973	4	503.809	16	2,016	253,824	6,400
1974	5	514.263	25	2,575	264,427	8,281
1975	6	515.937	36	3,096	266,243	3,464
	<u>21</u>	<u>2,542.550</u>	<u>81</u>	<u>9,863</u>	<u>1'135,819</u>	<u>53,261</u>

$D_i = X_i =$  DEMANDA HISTORICA (TON/AÑO)

b) Cálculo del error en el pronóstico.

Para ello calculamos la desviación standard ( $S_{xt}$ ) a uno y a otro lado de la recta de tendencia. Reemplazando los correspondientes datos y demás valores calculados y presentados en la tabla N° Z-3, de las ecuaciones(5) y (6) tenemos:

$$S_x = \frac{(58261)}{(6-1)} \quad , \quad S_x = 107$$

$$r_{xt} = 55 \frac{6(91) - (21)^2}{6(1135819) - (2543)^2} \quad , \quad r_{xt} = 0.955$$

Por lo tanto, el error incurrido en nuestros pronósticos será:

$$S_{xt} = 1 - r_{xt} \quad x \quad (107) \quad , \quad S_{xt} = 22.63$$

En el Cuadro N° 3-7.3.B presentamos los pronósticos correspondientes a la demanda futura del ácido acético en el mercado venezolano.

### III.5.3 Proyección de la demanda potencial del Acido Acético

En esta sección analizaremos la demanda potencial de ácido acético, es decir los posibles usos y/o aplicaciones futuras que de algún modo, ya sea directa o indirectamente influyan en incrementar la demanda futura de este producto. Para esto, fundamentalmente, tomaremos en cuenta a ciertos productos derivados directos del ácido acético que impliquen un incremento de consumo o demanda de este producto en el Pe rú, en razón directa a la posibilidad de ser producidos en el país en un plazo razonable de tiempo. Tal es el caso de los siguientes productos derivados y/o nuevas aplicaciones.

CUADRO N° 3-7-3-B

PRONOSTICO O PROYECCION DE LA DEMANDA HISTORICA DE ACIDO ACETICO  
EN VENEZUELA (TON/AÑO)

<u>AÑO</u>	<u>PERIODO</u> <u>(t)</u>	<u>PRONOSTICO</u> <u>(D'i=X'i)</u>	<u>AÑO</u>	<u>PERIODO</u> <u>(t)</u>	<u>PRONOSTICO</u> <u>(D'i=X'i)</u>
1976	7	617.00	1983	14	1,002.00
1977	8	672.00	1984	15	1,057.00
1978	9	727.00	1985	16	1,112.00
1979	10	782.00	1986	17	1,167.00
1980	11	837.00	1987	18	1,222.00
1981	12	892.00	1988	19	1,277.00
1982	13	947.00	1989	20	1,332.00

$X'i = D'i = \text{PRONOSTICO DE LA DEMANDA FUTURA} = 232 + 55 (t)$

$Sxt \text{ ERROR EN EL PRONOSTICO} = 22.63$

### III.5.3.1 Demanda potencial de los pesticidas de la familia del "Acido 2,4-D".

Los pesticidas de la familia del "Acido 2,4-D" lo hemos considerado como un producto derivado de primera prioridad en cuanto determinará la demanda potencial del ácido acético en el Perú, por las siguientes razones principales:

- a) El compromiso de cumplimiento que implica el hecho de que estos productos derivados, pesticidas de la familia del "Acido 2,4-D", hayan sido asignados al Perú por parte del Acuerdo de Cartagena, del cual es miembro constitutivo y activo a través de su respectivo "Programa Sectorial de Desarrollo de la Industria Química". De acuerdo con los lineamientos que norman el comportamiento de un país miembro del GRAN y con los de viabilidad de este programa, Perú está prácticamente obligado a cumplir con este compromiso mediante la creación de una planta industrial con una capacidad de producción tal que satisfaga completamente la demanda de estos "Pesticidas" en el mercado ampliado correspondiente al área sub-regional andino (GRAN) en un plazo máximo comprendido entre 1983 á 1985.
- b) Otra razón es, la magnitud o volumen de su demanda en el mercado sub-regional andino, el mismo que actualmente está por el orden de los 5,300 Ton/año, lo cual implica a su vez un requerimiento de aproximadamente 1,800 Ton/año de ácido acético. Esto representa precisamente el margen de la demanda potencial en razón de que estos productos aún no se producen en el Perú pero deberán de ser producidos aproximadamente a partir de 1,983.
- c) Finalmente, mencionaremos el hecho de que actualmente ya existen estudios bastante avanzados con el propósito de llevar adelante el proyecto de instalación de una planta industrial para producir los pesticidas de la familia del

CUADRO N° 3-8-A

PRONOSTICO DE LA DEMANDA FUTURA DE PESTICIDAS DE LA FAMILIA DEL ACIDO

2, 4-D EN EL GRAN (TON/AÑO)

AÑO	BOLIVIA	COLOMBIA	ECUADOR	PERU	VENEZUELA	TOTAL GRAN
1977	85.0	2,895.7	84.5	308.2	1,262.0	4,635.4
1978	113.3	3,009.3	134.4	362.2	1,318.7	4,937.9
1979	141.7	3,127.3	213.8	425.5	1,378.0	5,286.3
1980	170.0	3,250.0	340.0	500.0	1,440.0	5,700.0
1981	175.6	3,348.1	347.6	518.6	1,495.5	5,883.5
1982	181.4	3,445.1	355.5	537.8	1,553.2	6,073.1
1983	187.4	3,547.0	363.5	557.8	1,613.1	6,268.9
1984	193.6	3,652.0	371.6	578.5	1,675.4	6,471.1
1985	200.0	3,760.0	380.0	600.0	1,740.0	6,680.0
1986	206.8	3,871.2	388.5	622.3	1,807.1	6,895.8
1987	213.4	3,985.7	397.3	645.4	1,876.8	7,118.7
1988	220.5	4,103.7	406.2	669.4	1,949.2	7,348.9

Fuente:

PROPUESTA DE LA JUNTA DEL ACUERDO DE CARTAGENA PARA EL DESARROLLO SECTORIAL DE LA INDUSTRIA QUIMICA"

BIBLIOTECA DE LA SEDE DEL ACUERDO DE CARTAGENA EN LIMA



ácido 2,4-D, los mismos que han sido realizados por la empresa "Sociedad Paramonga Ltda." y por otra empresa de capitales particulares.

En el Cuadro N° 3-8.A presentamos los valores de la demanda futura o pronóstico para los pesticidas de la familia del "Acido 2,4-D" correspondiente a cada uno de los países miembros del área sub-regional andino (GRAN) y para los años comprendidos entre 1977 a 1988.\*

### III.5.3.2 Demanda potencial del Carboxi Metil Celulosa(CMC).

El Carboxi metil celulosa (CMC) en sus diferentes grados de pureza, es un derivado directo del ácido acético que, para nosotros, tiene la segunda prioridad como producto que implica una demanda potencial de ácido acético en el Perú y la Sub-región andina, esto en razón a los siguientes factores:

- a) El volumen de la demanda de CMC es bastante considerable tanto en el Perú, como en el GRAN; tal es así que en el Perú está por el orden de las 1,600 Ton. de CMC/año y en el mercado sub-regional está por el orden de las 6,000 Ton/año.
- b) En la actualidad tanto en el Perú como en el área sub-regional andino existe mucho interés por contar con plantas industriales para producir CMC; tal es el caso que actualmente en el Perú ya existen estudios completos con el propósito de llevar adelante este proyecto por parte de la Empresa "RAYON Y CELANESSE", así como de otros capitalistas particulares.

(\*) Estos valores han sido presentados en el Anexo N° 1 del texto de la propuesta del programa sectorial de desarrollo de la industria química. En el Cuadro N° 3-8.B presentamos las demandas futuras correspondientes al Perú y al GRAN, así como sus respectivos requerimientos de ácido acético.

CUADRO N° 3-8-B

DEMANDA POTENCIAL FUTURA DE ACIDO ACETICO PARA LOS PESTICIDAS DE LA  
"FAMILIA DEL ACIDO 2, 4-D" EN EL PERU Y EL GRAN (TON/AÑO)

ARO	PERU	<u>REQUERIMIENTO DE</u> <u>ACIDO ACETICO (*)</u>	<u>SUB-REGION</u> <u>(GRAN)</u>	<u>REQUERIMIENTO DE</u> <u>ACIDO ACETICO (*)</u>
1980	500.0	163.59	5,700.0	1,864.87
1981	518.6	169.67	5,833.5	1,925.00
1982	537.8	176.00	6,073.1	1,987.00
1983	557.8	182.50	6,263.9	2,051.00
1984	578.5	190.00	6,471.1	2,117.20
1985	600.0	196.30	6,630.0	2,185.50
1986	622.3	203.60	6,805.8	2,256.10
1987	645.4	211.20	7,118.7	2,329.00
1988	669.4	219.00	7,343.9	2,404.40

(\*) 0.3271 TON.AC.AC/TON DE ACIDO 2, 4-D

Fuente : "PROPUESTA DEL PROGRAMA SECTORIAL DE DESARROLLO DE LA INDUSTRIA QUIMICA"

BIBLIOTECA DE LA SEDE DEL ACUERDO DE CARTAGENA EN LIMA

En el Cuadro N° 3-9.A se presenta los valores de demanda histórica de CMC, correspondiente al mercado nacional Peruano, como para el mercado del área sub-regional andino. En el Cuadro N° 3-9.B presentamos los valores de demanda histórica de CMC en el Perú y conjuntamente una serie de valores calculados que nos servirán para realizar la respectiva proyección o pronósticos del nivel de demanda futura de este producto, los cuales presentamos en el cuadro N° 3-9.C. Es necesario recalcar que solamente analizaremos la demanda de CMC en el Perú, en razón de que solamente nos interesa sustituir nuestras importaciones con producción nacional y además porque, como dijimos anteriormente, los otros países del área andina también desean contar con sus respectivas plantas de CMC; finalmente, porque, este producto no ha sido considerado como asignable en el "programa sectorial de desarrollo de la industria química en el área sub-regional andina".

### III.5.3.3 Otras demandas potenciales de Acido Acético.

En realidad existen un gran número de productos y/o aplicaciones del ácido acético que generan una demanda potencial de este producto, todos ellos basados principalmente en los volúmenes de importación realizados tanto por el Perú como por los demás miembros del GRAN, tal es el caso del "ACETATO DE VINILO" (aproximadamente 2,000 Ton/año en el Perú) y "ACETATO DE SODIO" (aproximadamente entre 15 y 20 Ton/año en el Perú), etc.

Una aplicación futura posible del ácido acético, es su empleo como fluido de complementación en la limpieza de pozos de petróleo. Esta aplicación depende principalmente del tipo de los terrenos en los cuales se encuentran dichos pozos. Actualmente existen estudios avanzados, así como pruebas experimentales y según se prevee, en cuanto se inicie esta aplicación la demanda de ácido acético será de 40Ton/año a partir de 1980, lo cual posteriormente se irá incrementando se en 3 Ton/cada año.

CUADRO N° 3-9-A

DEMANDA HISTORICA DE CARBOXI METIL CELULOSA EN EL PERU Y EL GRAN  
(TON/AÑO)

AÑO	BOLIVIA	<u>COLOMBIA</u>	<u>ECUADOR</u>	PERU	<u>VENEZUELA</u>	TOTAL
1967	74.00	156.0	80.0	170.0	290.0	770.0
1968	62.00	273.0	110.0	445.0	490.0	1,380.0
1969	74.20	314.0	140.0	383.0	695.0	1,606.0
1970	105.00	347.0	175.0	404.0	897.0	1,928.0
1971	67.00	490.0	180.0	694.0	1202.0	2,633.0
1972	75.00	732.0	279.0	765.0	1035.0	2,886.0
1973	80.00	755.0	268.0	821.0	1027.0	3,551.0
1974	80.60	930.0	288.0	857.0	1861.0	4,016.6
1975	92.70	1100.0	332.0	1357.0	1800.0	4,682.7

Fuente : ANUARIOS DE COMERCIO EXTERIOR  
BIBLIOTECA Y DPTO. DE ESTADISTICA DE LA SEDE DEL ACUERDO DE CAR-  
TAGENA EN LIMA

CUADRO N° 3-9-B

PROYECCION DE LA DEMANDA HISTORICA DE C.M.C EN EL PERU

PERIODO (t)	AÑO	$D_i = X_i$	$(t)^2$	$(X)(t)$	$(X_i)^2$	$(X_i - \bar{X})^2$
1	1967	170.0	1	170.0	28,900	235,225
2	1968	445.0	4	890.0	198,030	44,100
3	1969	383.0	9	1,149.0	146,700	73,984
4	1970	404.0	16	1,616.0	163,220	63,001
5	1971	694.0	25	3,470.0	481,640	1,521
6	1972	765.0	36	4,590.0	585,230	12,100
7	1973	821.0	49	5,747.0	674,040	27,556
8	1974	857.0	64	6,856.0	734,450	40,804
9	1975	1357.0	81	12,213.0	1'341,450	492,304
45		5896.0	285	35,701.0	4'853,630	991,095

$D_i = X_i =$  DEMANDA HISTORICA  $=$  TON/AÑO

CUADRO N° 3-9-C

PRONOSTICO DE LA DEMANDA POTENCIAL FUTURA DE C.M.C. EN EL PERU (TON/AÑO)

PERIODO	AÑO	PRONOSTICO	ACIDO ACETICO REQUERIDO	<u>PERIODO</u>	AÑO	PRONOSTICO	ACIDO ACETICO <u>requerido</u>
10	1976	1295	251	17	1983	2,095	419
11	1977	1375	275	18	1984	2,215	443
12	1978	1495	299	19	1985	2,335	467
13	1979	1615	323	20	1986	2,455	491
14	1980	1735	347	21	1987	2,575	515
15	1981	1855	371	22	1988	2,695	539
16	1982	1975	395	23	1989	2,815	563

$$D'_i = X'_i = \text{PRONOSTICO DE LA DEMANDA FUTURA} = 55 + 120 (t)$$

$$S_{xt} = \text{ERROR DE LOS PRONOSTICOS} = + 89$$

$$\text{AC.AC. REQUERIDO} = 0.20 \text{ TON AC.AC/TON DE C.M.C.}$$

CUADRO N° 3-10-A

PRONOSTICO DE DEMANDA GLOBAL DE ACIDO ACETICO EN LA SUB REGION  
(TON/AÑO)

<u>AÑO</u>	<u>BOLIVIA</u>	<u>ECUADOR</u>	<u>PERU</u>	<u>VENEZUELA</u>	<u>TOTAL (GRAM)</u>
1980	89.00	173.00	2,064.00	837.00	3,163.00
1981	94.00	179.00	2,138.0	892.00	3,303.00
1982	99.00	185.00	2,212.0	947.00	3,443.00
1983	104.00	191.00	2,267.0	1002.00	3,564.00
1984	109.00	197.00	2,231.0	1057.00	3,594.00
1985	114.00	203.00	2,146.0	1112.00	3,525.00
1986	119.00	209.00	2,148.0	1157.00	3,643.00
1987	124.00	215.00	2,435.0	1222.00	3,990.00
1988	129.00	221.00	2,512.0	1277.00	4,139.00
1989	134.00	227.00	2,591.0	1332.00	4,284.00
1990	139.00	333.00	2,645.00	1387.00	4,504.00

(\*) NO SE TIENE EN CUENTA LA DEMANDA CORRESPONDIENTE A COLOMBIA, YA QUE ESTE PAIS ES PRODUCTOR Y SE AUTOABASTECE COMPLETAMENTE

CUADRO N° 3-10-B

DEMANDA POTENCIAL FUTURA DEL ACIDO ACETICO EN EL PERU (TON/AÑO)

<u>AÑOS</u>	<u>ACIDO ACETICO PARA ACIDO 2, 4-D</u>	<u>ACIDO ACETICO CO- MO FLUIDO DE COM- PLEM.</u>	<u>ACIDO ACETI- CO EN C.M.C.</u>	<u>DEMANDA POTENCIAL TOTAL</u>
1980	1,865.00	40.00	347.00	2,251.00
1981	1,925.00	43.00	371.00	2,339.00
1982	1,987.00	46.00	395.00	2,428.00
1983	2,051.00	49.00	419.00	2,519.00
1984	2,117.00	52.00	443.00	2,612.00
1985	2,186.00	55.00	467.00	2,708.00
1986	2,256.00	58.00	491.00	2,805.00
1987	2,329.00	61.00	515.00	2,905.00
1988	2,404.00	64.00	539.00	3,007.00
1989	2,477.00	67.00	563.00	3,107.00
1990	2,550.00	70.00	587.00	3,207.00



### III.6 CONCLUSIONES DEL ESTUDIO DE MERCADOS

Luego de concluído nuestro estudio de mercados, el mismo que ha sido realizado con la mayor minuciosidad posible, limitado principalmente por la gran dificultad que representa la búsqueda y obtención de los datos de demanda pertinentes cuando se recurre a las fuentes no en calidad de inversionista sino con propósitos como el que perseguimos en el desarrollo del presente trabajo. Hemos llegado a determinar una serie de conclusiones referidas básicamente a las demandas globales del ácido acético en cada uno de los sectores en los que se ha dividido el mercado correspondiente a dicho producto. Estas conclusiones son las siguientes:

- a) Luego de analizar los pronósticos o proyección futura de la demanda histórica del ácido acético tanto en el mercado nacional del Perú como en el mercado del GRAN, y teniendo en cuenta dos criterios o puntos de vista principales, los cuales son:
- Considerar la demanda total del mercado nacional de Perú; y,
  - Captar no el 10% de la demanda del mercado sub-regional como ocurre actualmente, sino un 20% de la misma a través de una mejor política de exportaciones de ácido acético de Perú al mercado del GRAN. Este punto de vista se sustenta básicamente en el hecho de que las exportaciones de Colombia hacia el mercado sub-regional andino, en los últimos años ha ido creciendo notablemente según podemos apreciar en la tabla N° XZ, donde se muestran las exportaciones de ácido acético tanto del Perú como de Colombia.

Podemos afirmar que, ambas demandas serán plenamente satisfechas con la oferta del ácido acético por parte de Perú, ya que cuenta actualmente con una planta industrial la misma que tiene una capacidad total máxima de 2,500 Ton/año de producción. Esto ocurrirá aproximadamente hasta el año 1983, según podemos observar en el Cuadro N° 3-11 en el cual mostramos estos valores, así como un gráfico ilustrativo.

CUADRO N° 3-11

RESUMEN DE LA DEMANDA TOTAL POSIBLE DE SER CUBIERTA POR PERU (TON/AÑO)

AÑO	Di,r (PERU) (*1)	Di,r (GRAN) (*2)	Di,p (PERU) (*3)
1980	2,064.0	220.00	1,800.80
1981	2,133.0	233.00	1,971.20
1982	2,212.0	246.00	1,942.40
1983	2,257.0	260.00	2,003.20
1984	2,231.0	272.00	2,039.60
1985	2,146.0	286.00	2,160.40
1986	2,148.0	299.00	2,244.00
1987	2,435.0	312.20	2,324.00
1988	2,512.0	325.40	2,405.60
1989	2,591.0	339.00	2,485.60
1990	2,645.0	372.00	2,555.60

Di,r (PERU) = PRONOSTICO DE LA DEMANDA INTERNA TOTAL DE PERU (100%)  
USOS ACTUALES

Di,r (GRAN) = 20% DEL PRONOSTICO DE DEMANDA EXIBIDA SOLO POR BOLIVIA,  
ECUADOR Y VENEZUELA

Di,p (PERU) = 80% DEL PRONOSTICO DE DEMANDA POTENCIAL TOTAL EXIBIDA  
POR PERU

b) En cuanto a la demanda potencial de ácido acético de interés para el Perú, podemos recalcar que la producción de pesticidas de la familia del "Acido 2,4-D" ofrece al Perú las mayores y mejores perspectivas económicas y de desarrollo tecnológico por cuanto su volumen de producción será aproximadamente similar al de los países altamente industrializados y su mercado lo suficientemente considerable teniendo en cuenta que prácticamente es el mercado nacional de Perú ampliado al área sub-regional andino.

En lo referente a la demanda potencial que implica la producción de CMC, diremos que se trata de un proyecto de menor envergadura e interés, por cuanto su volumen de producción deberá limitarse a cubrir la demanda nacional de Perú y, por lo tanto, un mercado reducido en razón, como dijimos anteriormente, de que casi todos los países miembros del GRAN, en especial Perú, Colombia y Venezuela, desean contar con sus respectivas plantas industriales de CMC.

Finalmente, respecto a la demanda potencial que implica usar ácido acético como fluido de complementación para la limpieza de pozos petroleros en razón directa a su pequeño volumen, no tiene mucha importancia ni incidencia. En el Cuadro N° 3-10.B se presenta la demanda potencial total.

COMO CONCLUSION FINAL DEL ESTUDIO DE MERCADO DIREMOS:

Nuestro estudio se encaminará a cubrir fundamentalmente la demanda del ácido acético que representa la producción por parte del Perú de los pesticidas de la familia del "Acido 2,4-D", en cumplimiento con sus compromisos con el Grupo Sub-regional Andino (GRAN).

CAPITULO IV

TAMAÑO DE PLANTA

## IV.1 INTRODUCCION

En el presente capítulo vamos a tratar de definir o especificar el tamaño o capacidad máxima de producción de nuestra planta de ácido acético, lo cual será realizado fundamentalmente en base al análisis de los puntos de vista o criterios que involucren a los principales factores que de un modo directo o indirecto condicionen o limiten dicho tamaño de planta.

## IV.2 ESTIMACION DEL TAMAÑO DE PLANTA

En esta sección procedemos a estimar el tamaño de nuestra planta de ácido acético en base al análisis de los principales factores, que a nuestro criterio condicionan o influyen en dicha estimación. Estos factores principales son:

- Tamaño del mercado
- Tecnología
- Disponibilidad de materia prima.

### IV.2.1 Tamaño de planta según el tamaño del mercado

El tamaño de la planta de ácido acético, según este criterio, se determinará principalmente en base a su relación con el volumen del mercado que se pretende cubrir. Por lo tanto, en base a las cifras estimadas del correspondiente estudio de mercados realizado tanto a nivel nacional como a nivel sub-regional (GRAN) se ha elaborado el Cuadro N° 4.1, en el cual podemos observar que en el horizonte de proyecciones de la demanda para los años 1980-1985-1990, existe un déficit notable con respecto a la máxima oferta que puede ofrecerse dentro del mercado interno de Perú y mayor aún con respecto al mercado sub-regional. Pero, así mismo, debemos de tener en cuenta, según observamos en el mismo cuadro N° 4-1, que el mayor porcentaje de este margen de demanda insatisfecha está representado principalmente por los productos que constituyen la denominada "DEMANDA POTENCIAL", siendo el principal entre estos productos los pesticidas

CUADRO N° 4-1

DEMANDA POTENCIAL

AÑO	OFERTA MAXIMA	Df (PERU)	Df (GRAN)	AC.2,4-D	CMC	LPP	D'T(PERU)
1980	2,500	2,064	1,099	1,864	347	40	5,414
1981	2,500	2,138	1,165	1,925	371	43	5,542
1982	2,500	2,212	1,231	1,987	395	46	5,871
1983	2,500	2,267	1,297	2,051	419	49	6,033
1984	2,500	2,231	1,368	2,117	443	52	6,206
1985	2,500	2,146	1,429	2,186	467	55	6,283
1986	2,500	2,148	1,495	2,256	491	58	6,448
1987	2,500	2,435	1,561	2,329	515	61	6,901
1988	2,500	2,512	1,627	2,404	539	64	7,146
1989	2,500	2,591	1,693	2,480	563	67	7,394
1990	2,500	2,645	1,759	2,558	587	70	7,619

de la familia del ácido 2,4-D que representan aproximadamente un 80% del total de esta demanda potencial y, que a su vez tiene para el Perú la prioridad urgente de su producción inmediata.

Por lo tanto, tomando en cuenta el total (100%) de la demanda interna del mercado nacional peruano, más un 80% de la demanda potencial (equivalente a la demanda de ácido acético por parte de los pesticidas de la familia del ácido 2,4-D); y, finalmente, adicionando a estos valores aproximadamente un 20% de la demanda insatisfecha correspondiente al mercado sub-regional andino (GRAN) obtendremos el margen total de demanda insatisfecha, déficit de la oferta, o volumen del mercado que trataremos de cubrir o satisfacer con nuestra producción. Estos valores se encuentran resumidos en el cuadro N° 4-2. En este cuadro observamos que el déficit de oferta de ácido acético para el período comprendido entre los años 1980 y 1990 están en el orden de los 2,000 a 3,000 Ton. de AC/año aproximadamente.

#### IV.2.2 Tamaño de planta según la tecnología

El tamaño de nuestra planta para producir Acido Acético, desde el punto de vista de la tecnología, puede ser estimado tomando en cuenta fundamentalmente las características tecnológicas de las plantas industriales dedicadas a la producción de este producto y que actualmente se encuentren operando tanto en Perú, Colombia, y Brasil, etc. Las informaciones obtenidas con relación a estas plantas, nos indican que dichas características tecnológicas se limitan sólo a tamaños mínimos económicos de producción, ya que los procesos en dichas plantas se llevan a cabo mediante módulos de producción de 2,500 Ton. de ácido acético/año. Estas mismas informaciones sobre todo las correspondientes a la planta brasileña parece indicarnos que sería posible la ampliación de plantas existentes mediante el incremento del número de dichos módulos cada uno de los cuales tendría una

CUADRO N° 4-2

AÑO	OFERTA MAXIMA	D <sub>i</sub> (PERU)	D <sub>p</sub> 2,4-D	20 %	D <sub>i</sub> (PERU)
1980	2,500	2,064	1,864	220	4,148
1981	2,500	2,138	1,925	233	4,296
1982	2,500	2,212	1,987	246	4,450
1983	2,500	2,267	2,051	259	4,577
1984	2,500	2,231	2,117	272	4,620
1985	2,500	2,146	2,186	286	4,618
1986	2,500	2,148	2,256	299	4,703
1987	2,500	2,435	2,329	312	5,076
1988	2,500	2,512	2,404	325	5,241
1989	2,500	2,591	2,480	338	5,409
1990	2,500	2,645	2,558	352	5,375



capacidad de producción de 2,500 Ton. Ac.Ac./año. Su instalación dentro de ciertas limitaciones no implicaría mayores inversiones en equipos auxiliares y servicios.

En lo referente a la materia prima, todas las plantas antes mencionadas que nos sirvieron de referencia para estimar el ño de nuestra planta emplean como materia prima principal el ALCOHOL ETILICO con una pureza entre 92 y 95% en peso.

#### IV.2.3 Tamaño de planta según la disponibilidad de materia prima

Como hemos indicado anteriormente la materia prima principal para nuestro proceso industrial es el ALCOHOL ETILICO con una pureza del 92% en peso. El tamaño de nuestra planta de Acido Acético, desde el punto de vista relacionado con disponibilidad de la materia prima principal que en este caso es el ALCOHOL ETILICO, será estimado tomando en cuenta la disponibilidad futura pronosticada así como la disponibilidad futura potencial de dicha materia prima.

##### a) Pronóstico de la disponibilidad futura real

La disponibilidad futura real de alcohol etílico lo estimaremos o pronosticaremos en base a los datos históricos correspondientes a la producción de esta materia prima dentro del mercado nacional peruano. En la tabla N° 4-3.A se muestra el cuadro resumen de cálculos realizados para elaborar los pronósticos respectivos. Los datos históricos utilizados corresponden al alcohol etílico no rectificado obtenido por fermentación de las melazas residuales de la industria del azúcar.

##### b) Pronóstico de la disponibilidad potencial futura

La disponibilidad potencial futura del alcohol etílico lo estimaremos básicamente en función a la disponibilidad futura real de las melazas residuales de la industria del azúcar, teniendo en cuenta que: "CECOAAP ha estimado que la industria

CUADRO N° 4-3.A

PROYECCION DE LA PRODUCCION DE ETANOL (PERU)

ANO	X <sub>i</sub> (1ts. Abs.)	x <sup>2</sup>	X x t	(X - $\bar{X}$ ) <sup>2</sup>	f <sub>c</sub>
1970	33'539,585	1.125 x 10 <sup>15</sup>	33'539,585	1.06 x 10 <sup>13</sup>	1.184
1971	29'438,865	0.867 x 10 <sup>15</sup>	58'877,730	0.07 x 10 <sup>13</sup>	1.016
1972	17'923,167	0.321 x 10 <sup>15</sup>	53'769,501	15.28 x 10 <sup>13</sup>	0.605
1973	31'013,296	0.962 x 10 <sup>15</sup>	124'053,181	0.05 x 10 <sup>13</sup>	1.024
1974	35'543,853	1.263 x 10 <sup>15</sup>	177'719,265	2.76 x 10 <sup>13</sup>	1.149
1975	33'359,047	1.113 x 10 <sup>15</sup>	200'154,282	0.95 x 10 <sup>13</sup>	0.986
1976	31'165,468	0.971 x 10 <sup>15</sup>	218'158,276	0.078 x 10 <sup>13</sup>	0.966
	211'983,281	6.622 x 10 <sup>15</sup>	866'271,823	20.25 x 10 <sup>13</sup>	

X = 30'283,326

b = 654,954

a = 27'663,510

Df = a + bt = 27'663,510 + 654,954(t)

\* Fuente.

CUADRO N° 4-3.B

PROYECCION DE LA PRODUCCION DE MELAZAS (PERU)

	<u>X<sub>t</sub> (TON.M.)</u>	<u>X x t</u>	<u>(X)<sup>2</sup></u>	<u>(X-X̄)<sup>2</sup></u>	<u>f<sub>c</sub></u>
1977	358,930	358,930	1.288 x 10 <sup>11</sup>	1.626 x 10 <sup>10</sup>	1.03
1978	394,823	789,646	1.560 x 10 <sup>11</sup>	0.840 x 10 <sup>10</sup>	1.00
1979	434,305	1'302,915	1.886 x 10 <sup>11</sup>	0.272 x 10 <sup>10</sup>	0.98
1980	477,736 *	1'910,944	2'282 x 10 <sup>11</sup>	0.761 x 10 <sup>10</sup>	0.98
1981	525,509 *	2'627,545	2.762 x 10 <sup>11</sup>	0.153 x 10 <sup>10</sup>	0.9
1982	578,060 *	3'468,360	3.342 x 10 <sup>11</sup>	0.839 x 10 <sup>10</sup>	1.00
1983	635,866 *	4'451,062	4.043 x 10 <sup>11</sup>	2.232 x 10 <sup>10</sup>	1.02
	<u>3'405,229</u>	<u>14'909,402</u>	<u>1.716 x 10<sup>11</sup></u>	<u>5.970 x 10<sup>10</sup></u>	

VALORES PRONOSTICADOS POR CECOAP

X = 486,461.30

b = 46,017

a = 302,393

D f = a + bt = 302,393 + 46,017 (t)

del azúcar en adelante incrementará su producción aproximadamente en un 10% anual, lo cual a su vez, implica también un incremento similar en lo referente a la producción de las melazas residuales de dicha industria". Podemos realizar la proyección de los datos históricos de producción de melazas residuales en el Perú. En la tabla N° 4-3.B presentamos el respectivo cuadro resumen de cálculos realizados para elaborar los pronósticos o proyecciones correspondientes.

Teniendo en Cuenta:

1. Las cantidades estimadas o proyecciones futuras de disponibilidad de melazas.
2. Que las melazas contienen aproximadamente un 50% de azúcares fermentables.
3. Que en los procesos industriales de fermentación se obtienen un promedio de 64 lts. de alcohol etílico (absolutos) a partir de 100 kgs. de azúcares contenidos en las melazas.

Tendremos que, de cada 100,000 TMA de melazas residuales, potencialmente podremos obtener aproximadamente 32'000,000 de lts. absolutos de alcohol etílico/año.

Considerando:

- a) Que solamente se obtiene un 90% de rendimiento en la fermentación del mosto.
- b) Que solamente se obtiene un 95% de rendimiento en el proceso de destilación.

Se producirán aproximadamente:

27'200,000 lts. absolutos de Etanol/100 TMA de melazas.

De la sección correspondiente al balance de materiales, hemos estimado que los requerimientos de alcohol etílico para producir 2,500 TON. de Acido Acético/año son aproximadamente de:

$$3'045,567 \frac{\text{lts. abs. de ETOH}}{\text{año}} = 423 \frac{\text{lts. abs. de ETOH}}{\text{hr.}}$$

CUADRO N° 4-3

PRONOSTICO DE DISPONIBILIDAD FUTURA DE ALCOHOL : LTS.Abs/AÑO

<u>AÑO</u>	<u>PRODUCCION FUTURA</u>	<u>PRODUCCION DE MELAZAS</u>	<u>PRODUCCION POTENCIAL *</u>
1980	35'704,836	477,736 TON	38'983,256
1981	40'815,878	525,509 "	42'881,534
1982	35'671,421	578,060 "	47'169,696
1983	35'580,548	635,866 "	51'886,666
1984	44'385,578	690,645 "	56'356,632
1985	38'753,058	716,596 "	58'474,234
1986	23'472,625	747,312 "	60'980,659
1987	40'399,546	792,408 "	64'660,493
1988	46'083,674	837,750 "	68'360,400
1989	40'191,913	900,614 "	73'490,102
1990	40'009,347	946,631 "	77'245,089

\* PRODUCCION POTENCIAL

1. UTILIZANDO SOLAMENTE EL 30 % DE LA PRODUCCION DE MELAZAS
2. TOMANDO QUE SE PRODUCEN : 27'200,000 lts.Abs/105 T.M. DE MELAZA  
272 lts.Abs/1 TON DE MELAZA.

Comparando este valor del requerimiento de alcohol para nuestra planta de ácido acético con los valores pronosticados de disponibilidad real observamos que, dicha disponibilidad es suficiente para cubrir las necesidades de nuestra producción. Y, si lo comparamos con la disponibilidad potencial, considerando únicamente que se emplea el 30% de las melazas residuales como materia prima para producir alcohol etílico, observamos que podemos disponer de un margen mayor de este producto para cubrir su demanda por parte de nuestra planta.

Los valores estimados o pronosticados referentes a la disponibilidad futura de alcohol etílico en el mercado nacional peruano son mostrados en la tabla N° 4-3. Así mismo, en esta tabla se muestran los valores de las proyecciones correspondientes a la producción de melazas conjuntamente con los valores de disponibilidad potencial futura haciendo uso, como dijimos anteriormente, solamente del 30% de las melazas disponibles.

#### IV.3 CONCLUSIONES

Luego de haber realizado el análisis de los principales factores que, según nuestro criterio influyen de manera directa o indirecta en la estimación o determinación del tamaño o capacidad de producción de nuestra planta de ácido acético, llegamos a la Conclusión que nuestra planta será proyectada para una capacidad anual de producción de 2,500 Ton. de Acido Acético.

CAPACIDAD DE PRODUCCION = TAMAÑO DE PLANTA = 2,500 TON. AC.AC./AÑO

Pero, debemos recalcar que, para la fecha de puesta en marcha, según podemos observar en tabla N° 4-1, para el período de 1983 (considerando año base de Operaciones), será necesario que nuestra planta empiece a producir aproximadamente unos 1,800 Ton. de Acido Acético y que alcanzara a la máxima capacidad de producción en aproximadamente unos 10 años (observar Tabla N° 4-1).

CAPITULO V

LOCALIZACION DE PLANTA

## V.I. INTRODUCCION

En este capítulo trataremos de determinar la más adecuada y favorable localización o ubicación de nuestra planta de ácido acético dentro del territorio nacional del Perú. Dicha ubicación fundamentalmente deberá favorecer a minimizar los costos por transporte tanto de materias primas y/o insumos o en su defecto del producto mismo, los cuales afectarán finalmente al costo de venta del ácido acético producido.

## V.II ESTUDIO DE LOCALIZACION DE PLANTA

El estudio correspondiente a la localización de nuestra planta de ácido acético lo realizaremos básicamente a través del análisis de los diversos factores que a nuestro criterio influirán notablemente para que dicha localización sea adecuada y favorable.

Los principales factores que de modo directo o indirecto condicionan la localización o ubicación de nuestra planta son los siguientes:

- Ubicación de mercados actuales y potenciales.  
Ubicación de los centros de abastecimiento de materias primas e insumos.  
Disponibilidad de mano de obra.
- Disponibilidad de servicios industriales.  
Disponibilidad de infra-estructura urbana y medios de comunicación.
- Disponibilidad de infraestructura tecnológica.  
Política de descentralización e incentivos tributarios.

### V.2.1 Localización de planta según la ubicación del mercado

Al mencionar la ubicación del mercado nos referimos a la ubicación de los centros de consumo para nuestro producto, es decir, para el ácido acético. Para ello, es necesario distinguir dos conceptos: uno está referido a los mercados actuales, y, el otro a los mercados potenciales.



**Mercados Actuales.-** Este concepto involucra a aquellas regiones en las cuales actualmente se encuentran realmente establecidos los centros de consumo del ácido acético. Según las informaciones obtenidas en la etapa correspondiente al estudio de mercados, el 99% de los consumidores actuales de nuestro producto en el Perú se encuentran ubicados en la zona de Lima y Callao. Además, debemos recalcar también que, entre un 5 a 10% de la producción nacional se exporta principalmente a Venezuela y en menor proporción a Ecuador y Bolivia.

**Mercados Potenciales.-** Este concepto está relacionado directamente con las zonas o centros de consumo de aquellos productos que constituyen la demanda potencial futura de ácido acético en el Perú. Según podemos observar en el capítulo correspondiente al estudio de Mercados, los productos que constituyen dicha demanda potencial son: los pesticidas de la familia del ácido 2,4-D como el más importante y de mayor interés, luego el Carboxi Metil Celulosa de poca incidencia en dicha demanda potencial.

**Mercados Potenciales de los Pesticidas.-** Como hemos dichos anteriormente, los pesticidas de la familia del ácido 2,4-D son los productos más importantes y de mayor interés ya que ellos constituyen alrededor del 85% de la demanda potencial futura de ácido acético en el Perú. Sabemos también que estos pesticidas son ampliamente utilizados en la agricultura, así mismo, también es de nuestro conocimiento que la región centro y norte del Perú son las zonas en las cuales están ubicadas más del 80% de las tierras fértiles dedicadas al cultivo intensivo de una serie de productos de suma importancia industrial y alimenticia, tales como: algodón, caña de azúcar, arroz, papa, maíz, trigo, cebada, etc. Aunque es necesario recalcar que son La Libertad, Lambayeque, Piura, Ancash y Lima en la Costa Norte; y Cajamarca, Junín y Huánuco en la Sierra Norte, los departamentos que poseen mayores proporciones de tierras fértiles y, por lo tanto, mayor actividad agrícola.

En resumen de todo lo aquí expuesto, se desprende que, el mayor y principal mercado para los pesticidas de la familia del ácido 2,4-D es la zona norte y centro del Perú, especialmente en sus departamentos costeros, lo que indica a su vez que esta zona representa también un mercado potencial indirecto para el ácido acético.

Mercados Potenciales del C.M.C.- En el cuadro N° 4-1 podemos observar que el C.M.C. representa alrededor del 15% de la demanda potencial total del ácido acético en el Perú y el centro principal de consumo se circunscribe a la zona de Lima y Callao donde se encuentran establecidas las empresas industriales que actualmente satisfacen sus demandas a través de las importaciones que realizan.

#### V.2.2 Localización de Planta según la ubicación de los centros de abastecimiento de materia prima

Como es de conocimiento nuestro, la materia prima principal requerido por nuestro proceso es el alcohol etílico, y con una pureza de 92% en peso. Así mismo, sabemos que, este producto es un derivado directo de la industria azucarera, ya que en nuestro medio el alcohol etílico es obtenido a partir de las melazas residuales del procesamiento de la caña de azúcar, luego de un proceso de fermentación y posteriores procesos de destilación.

De acuerdo con lo expuesto en la sección (1-3) del Capítulo I, en el cual se analiza la importancia de la industria de la caña de azúcar para el Perú, los mayores centros de producción de azúcar están ubicados en la costa norte, principalmente en la región comprendida en los departamentos de La Libertad, con una producción equivalente al 47% de la producción total nacional, y Lambayeque que posee una producción equivalente al 37% de la producción total nacional. Otro centro de producción, aunque de menor importancia, lo constituye el departamento de Lima, con una producción equivalente al 10% de la producción total nacional.

Como consecuencia, estos principales centros azucareros se constituyen también en los principales centros de melazas y por consiguiente, estos complejos agro-industriales (Trujillo y Lambayeque) se constituyen también en los principales centros productores de alcohol industrial (alcohol etílico al 92% en peso) en el Perú. En concreto, los principales complejos agro-industriales productores de cianol en esta región están ubicados en Cartavio y Casagrande (Trujillo-La Libertad).

### V.2.3 Localización de planta según la disponibilidad mano de obra infraestructura urbana y medios de transporte

Hasta esta etapa de nuestro estudio, el análisis de los factores nos encamina a ubicar nuestra planta en un punto situado en la región norte de la costa y nos señalan como posibles puntos de localización a los departamentos de La Libertad y Lambayeque y Lima.

Analizando, lo referente a la disponibilidad de mano de obra adecuada, es decir básicamente de mediana y baja calificación existe en abundancia en cuanto a cantidad como en calidad tanto en Lima, como en Trujillo y en Chiclayo que son las capitales de sus respectivos departamentos.

En lo referente a infraestructura urbana y medios de transporte, también se presentan adecuadamente disponibles ya que todos los posibles puntos cuentan con carreteras de primer orden, tal como la Panamericana Norte, así mismo, cuentan con aeropuertos y puertos, tal como el Callao a poco Kms. de Lima y Salaverry ubicado también a pocos Kms. de Trujillo, no ocurriendo lo mismo con Chiclayo.

#### V.2.4 Localización de planta según la disponibilidad de servicios industriales

Entre los servicios industriales de primera importancia están la energía o fluido eléctrico y el agua para los diferentes casos requeridos por el proceso, así mismo, también el vapor saturado o sobrecalentado y los fluidos de refrigeración, etc. constituyen también los denominados servicios industriales. En cuanto a la disponibilidad de estos servicios, en Lima lo hay en cantidades suficientes en las diferentes zonas industriales que aquí existen en gran número, en La Libertad y Lambayeque estos servicios también están disponibles en forma abundante en sus respectivos parques industriales existentes en Trujillo y Chiclayo, así como en los diferentes puntos donde están ubicados los diversos complejos agro-industriales de esta zona.

#### V.2.5 Localización de planta según la infraestructura tecnológica

En nuestro caso, este es un factor de suma importancia que nos permitirá hacer la localización más adecuada, conveniente y lógica de nuestra planta. Esto se debe principalmente al hecho de que actualmente el Perú cuenta con una planta productora de ácido acético, tal como indicamos en la Sección (I-4), que posee una capacidad máxima de producción de 2,500 Ton/año, la misma que pertenece a la empresa para-estatal "Sociedad Paramonga Ltda." y se encuentra ubicada en La Libertad (Trujillo-Cartavio) y como es razonable y lógico esta empresa dispone de la tecnología y de toda la infraestructura requerida para el proceso de obtención de ácido acético. Por lo tanto, resultaría muy conveniente ubicar nuestra planta junto con la que actualmente está en operaciones en Cartavio, principalmente por tres razones:

- Se dispondría de todas las facilidades para su instalación y puesta en marcha en el menor tiempo posible, facilitado como hemos dicho por la tecnología y la infraestructura ya disponible.

- Porque es lógico también suponer que la empresa que actualmente produce ácido acético no desee ni permita, pudiendo evitarlo, un competido dentro del mismo mercado interno de Perú.

Porque, ya no le es posible, a "Sociedad Paramonga Ltda." ampliar su planta actual, ya que ella en estos momentos se encuentra ya en los límites de su máxima capacidad de producción.

Por lo tanto, si ubicamos nuestra planta en Cartavio "Sociedad Paramonga Ltda." tendría la opción a producir también los pesticidas de la familia del ácido 2,4-D ó en caso de que los produzcan otras empresas particulares ellos podrían ubicar la planta de pesticidas en el parte industrial de Trujillo.

#### V.2.6 Localización según la política de descentralización y los incentivos tributarios

Con el propósito de favorecer y fomentar la descentralización industrial en el territorio nacional, el gobierno ha creado una serie de dispositivos legales constituídos básicamente por una serie de ventajas e incentivos de carácter tributario a los cuales tendrán derecho a acogerse todas aquellas empresas en proceso de formación. Entre las principales normas legales que incentivan la descentralización industrial a nivel nacional tenemos:

a) Las empresas incentivadas por industrialización y descentralización solamente pagarán los siguientes % del arancel correspondientes a la importación de bienes de capital:

PRIORIDAD	LIMA Y CALLAO (I)	EMPRESAS DESCENTRALIZADAS (II)
1ra.	10%	5%
2da.	30%	15%
3ra.	60%	30%
No prioritarias	100%	50%

Y, los siguientes % del arancel correspondientes a importación de insumos:

PRIORIDAD	LIMA Y CALLAO(I)	EMPRESAS DESCENTRALIZADAS (II)
1ra.	20%	15%
2da.	50%	37.5%
3ra.	80%	60%
No prioritaria	100%	75%

(I) D.L. 18350, Art. 9.1.a.

(II) D.L. 18977, Art. 8.

- b) Todas las importaciones que realicen las empresas incentivadas, según las leyes N° 11537 y N° 13836, solamente pagarán el 4% sobre el importe total del flete de mar.
- c) De acuerdo con el D.L. 18977, Art. 15, todas las empresas de 1ra, 2da. y 3ra. prioridad descentralizadas están exoneradas del pago de alcábala del 6% por la adquisición de inmuebles.
- d) En los referente al financiamiento de las empresas no públicas incentivadas por descentralización, tenemos que, para empresas de 2da. prioridad (como es el caso de nuestra empresa):

	TASA DE INTERES	PLAZO DE GRACIA	
Activo Fijo	15%	4 años	10 años
Capital de trabajo	17%	1 año	5 años

- e) Certex.- Según el D.S. 227-68-HC en su art. 1° declara de preferente interés nacional las exportaciones de productos manufacturados no tradicionales. Serán incentivados por un período de 15 años (hasta 1983) a través de:
- La exoneración de los impuestos a la exportación.
  - La devolución de los impuestos a los timbres por ventas realizadas.
- f) Asimismo, se ha tratado de incentivar y fomentar la descentralización industrial en el país a través de la creación de "Parques Industriales" en diversos puntos del país. Estos

parques industriales son determinadas extensiones de terrenos provistos de infraestructura industrial, tales como servicios generales, infraestructura urbana, medios de transporte, etc. en los cuales además la industria establecida puede acogerse a una serie de beneficios de carácter tributario, como un ejemplo podemos mencionar: según la ley 16312 se creó el parque industrial de Trujillo en la fecha del 19 de noviembre de 1966, y a través del D.S. N° 226-H (6 set. 1967) se reglamentó la exoneración por un período de 15 años (hasta 1983) del pago del 100% de los siguientes impuestos:

Derechos de importación y adicionales para maquinarias y herramientas que se requieran para el establecimiento de la empresa.

- Derechos de exportación y adicionales por la venta de sus productos.

Impuestos de patente.

Impuestos a la constitución de sociedades, emisión de acciones, aumento de capital de trabajo, etc.

### V.III CONCLUSION DE LA LOCALIZACION DE PLANTA

Luego de analizar los principales factores que a nuestro criterio condicionan una adecuada localización de nuestra planta, hemos llegado a las siguientes conclusiones:

- a) De acuerdo con el análisis de la ubicación de los centros de consumo (mercado) y de los centros de abastecimiento de materia prima nuestra planta debe estar ubicada en un punto de la costa norte, comprendida entre Piura y Lima, concretamente estos análisis nos señalan como alternativas de localización a tres departamentos, los cuales son: Lima, Trujillo y Chiclayo.
- b) En lo referente a la disponibilidad de mano de obra, servicios industriales, infraestructura urbana y medios de transporte nos indican que podemos tomar cualquiera de las tres alternativas, ya que en todas ellas es posible disponer de ellos en cantidades suficientes con respecto a nuestros requerimientos de producción.

- c) De acuerdo con la política de descentralización sería conveniente que localicemos nuestra planta ya sea en Trujillo o Chiclayo.
- d) Teniendo en cuenta la disponibilidad de la tecnología y siendo "Sociedad Paramonga Ltda." quien la dispone habría la posibilidad de nuestra planta que se instale en Lima (Paramonga) o en Trujillo (Cartavio). Pero sería más conveniente que S.P.L. ponga en marcha una nueva planta de ácido acético, la misma que debería ubicarlo junto con el que actualmente posee.

Teniendo en cuenta estas conclusiones, procederemos a realizar una "Evacuación Ponderada" de cada una de las alternativas con respecto a los factores analizados. Aún cuando este método relativamente parezca muy teórica, resulta muy útil especialmente en casos como el nuestro en que es posible analizar en forma bastante real a los factores condicionantes.

Este método consiste básicamente en darles un valor determinado, según una escala de prioridades o importancia, a cada uno de los factores condicionantes y luego se establece una escala de calificaciones, mediante los cuales realizaremos la ponderación correspondiente. Aquella alternativa, que resulte con mayor puntaje representará para nosotros la alternativa más conveniente y la solución a nuestro problema de localización.

Del cuadro N° 5-1, observamos que nuestra planta debe ser ubicada en Trujillo, por lo tanto asumiremos que S.P.L. instalará dicha planta en terrenos adyacentes al que actualmente posee y le queda la alternativa de producir o no los pesticidas de la familia del ácido 2,4-D, si lo produce puede instalar dicha planta también en el complejo industrial que posee dicha empresa en Cartavio. Y, si la producción de estos pesticidas es asumido por otra empresa, a ésta le queda la alternativa de ubicar su planta en el parque industrial de Trujillo.



CUADRO N° 5-1

LOCALIZACION DE PLANTA : METODO PONDERADO

NOMBRE DEL FACTOR	PESO RELATIVO %	<u>L I M A</u>		<u>TRUJILLO</u>		<u>CHICLAYO</u>	
		CALIF.	PUNTOS	CALIF.	PUNTOS	CALIF.	PUNTOS
1. Materia prima	40	3	120	10	400	9	360
2. Mercado	30	9 <sup>(*1)</sup>	270	10 <sup>(*2)</sup>	300	2	60
3. Tecnología	15	4	60	8	120	1	15
4. Descentralización	10	1	10	6	60	6	60
5. Mano de Obra, Servicios Generales, Infraestructura Urbana, Medios de Transportes.	5	10	50	9	45	7	35
<b>PUNTOS ACUMULAD.</b>	<b>100</b>		<b>510</b>		<b>925</b>		<b>530</b>

(\*1) Mercado Actual

(\*2) Mercado Potencial

ESCALA DE CALIFICACIONES

(1) Muy bueno	9 - 10 Ptos.
(2) Bueno	5 - 8 Ptos.
(3) Regular	2 - 4 Ptos.
(4) Deficiente	0 - 1 Ptos.

## CAPITULO VI

### INGENIERIA DEL PROCESO

## CAPITULO VI - INGENIERIA DEL PROCESO

### VI - 1 INTRODUCCION

En este capítulo del presente estudio se describirá los principales procesos existentes para la producción de ácido acético a partir de diferentes materias primas, la selección del proceso tecnológico, especificaciones de materia prima, subproducto y producto del proceso escogido y especificaciones de los equipos del proceso tecnológico escogido.

### VI - 2 PRINCIPALES PROCESOS EXISTENTES

El crecimiento de la industria de ácido acético en las últimas décadas en el mundo ha sido caracterizada por el desarrollo de una variedad de tecnologías para producir este importante producto intermedio. Acido Acético es ahora manufacturado primeramente por el proceso basado en butano, mafta, etileno y syngas en una vía directa y una vía acetaldehido. Pero el dilema de la materia prima, para producir ácido acético, hace un tiempo apropiado para revisar la tecnología de Manufactura.

El crecimiento de la demanda, se refleja en la demanda de acetato de celulosa, acetato de vinilo y pequeños requerimientos como solvente.

La moderna industria de ácido acético, tuvo sus comienzos, durante la segunda guerra mundial, cuando el comercial uso de acetileno permitió un proceso para hacer acetaldehido, cual oxidado produce ácido acético.

Las variadas tecnologías y materias primas de ácido acético son:

#### A.- OXIDACION DE FASE LIQUIDA DE HIDROCARBUROS SATURADOS

La oxidación de fase líquida de hidrocarburos parafínicos con oxígeno o aire, ha recibido considerable atención.

El proceso utilizando n Butano fue comercializado por Celanese Chemical Co. en 1,952 y en Europa British Petroleum Chemicals y National Distillers, han comercializado el proceso usando Nafta como materia prima.

n Butano LPO : La oxidación de n Butano es llevado a cabo 150 - 225°C y 800 psig en la presencia de acetato de cobalto

Una variedad de productos es obtenida. Las siguientes eficiencias de carbon han sido reportadas por Brosh a 60 atm y 180°C, en el proceso practicado por Chemishe Wecke Hul.

	% carbon eficiencia
Acido formico + propanoico	4
Monoxido y dioxido carbono	17
Ester y Ketona	22
Acido Acético	57

La reacción es en fase liquida.

Nafta LPO : Las condiciones de operación 200°C y 750 psig. La amplia variedad de subproductos sugiere un producto más complejo para recuperar y purificar. Trece columnas destiladas en la planta de ácido acético, contribuye a un medible capital invertido.

#### B.- ACIDO ACETICO DE ETILENO VIA ACETALDEHIDO :

Generalmente el acetaldehido, materia prima, es producido para manufactura de ácido acético.

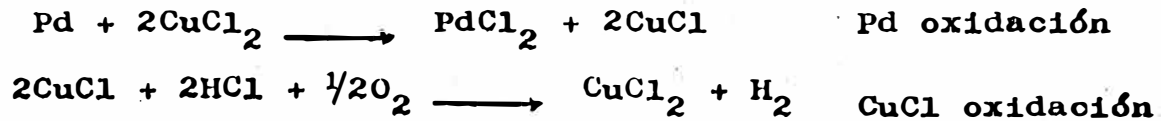
La directa oxidación de fase liquida de etileno a acetaldehido, fue resultado de investigación por la consorcio FUR ELEKTROCHEMISCHE INDUSTRIE subsidiaria por Wecker Chemie.

Wacker Chemie (2 etapas)

Farbwercke Hoesht (1etapa)

El proceso Wacker : Esta basado en 3 reacciones quimicas conocidas hace 60 años. El desarrollo tecnológico fue combinar ellas en un proceso comercial.





El rol del cloruro cúprico es acelerar la oxidación del elemento paladio. El proceso puede ser llevado a cabo en una o dos etapas, ambas variaciones del proceso dan cerca del 95% de producción de etileno a acetaldehído. Los subproductos en el proceso Wecker son : ácido acético, mono - di - tri acetaldehído cloronitado,  $\text{CO}_2$ , crotonaldehído y cloruro de metilo y etilo, la recuperación es incomercial aunque monocloroacetaldehído, podría ser.

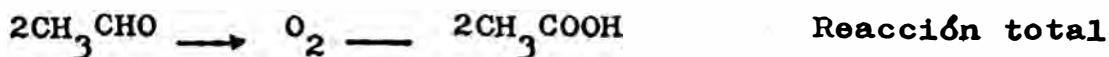
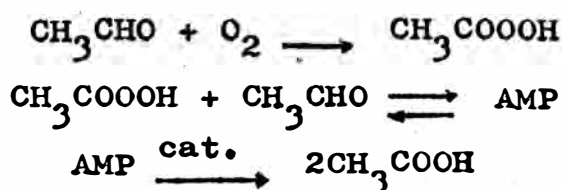
Etileno y  $\text{O}_2$  (aire), son reaccionados en fase líquida en 2 etapas. En la 1ra etapa, etileno es casi completamente convertido a acetaldehído en un reactor de flujo plug, hecho de titanio. La reacción es conducida a 125 - 130°C y 150 psig, usando paladio y cloruro cúprico como catalizador.

Acetaldehído, producido en el primer reactor es removido por un flashing adiabático en una torre. El paso flash, también remueve el calor de reacción. La solución catalítica es reciclada desde la base de la torre flash a la 2da etapa (u oxidación), donde la sal cuprosa es oxidada a el estado cúprico con aire. La alta presión del gas de salida de la oxidación, mucho nitrógeno es separado de la solución catalítica líquida y desabsorbida para remover acetaldehído antes de ser expulsado.

Una pequeña porción de la corriente catalítica es calentada en la regeneración catalítica para destruir el oxalato de cobre indeseable.

La corriente de la parte superior del flash es alimentada a un sistema de destilación donde agua es removida para reciclar al reactor e impurezas orgánicas incluyendo aldehídos clorinados, son separados del producto acetaldehído purificado.

La oxidación de fase líquida de acetaldehído con oxígeno (aire), en la presencia de acetato de manganeso es una tecnología bien establecida. La oxidación es una reacción en cadena, en el cual el ácido paracético intermedio con acetaldehído, produce ácido acético vía acetaldehído monoperacetato (AMP), o un complejo de AMP y catalizador.



El proceso Farbwerke Hoesh : para ácido acético de acetaldehído, oxígeno diluido con aire, y acetaldehído reacciona en una torre a 66°C y presión atmosférica, la reacción de fase líquida toma lugar en una solución de ácido acético crudo.

El proceso de producción de acetaldehído es 95%. El calor de reacción es disipado por circulación, a través de intercambiadores. El gas que sale, después de reacción es enfriada con agua refrigerada, para recuperar acetaldehído.

La mezcla de reacción de ácido acético es recuperada y purificada en tres columnas.

#### C.- ACIDO ACETICO DE ACETALDEHIDO VIA ETANOL :

Este proceso consiste en obtener acetaldehído de etanol, el cual puede hacerse de dos maneras : el método exotérmico, oxidación de etanol con aire y el método endotérmico deshidrogenación de etanol.

El proceso de oxidación, la reacción es llevado a cabo 550 - 570°C, con conversión por paso 50 - 55 % y una producción de 85 - 95 %, usando una razón 1 mol de etanol : 0.3 mol de aire, se hace uso de catalizador, malla de plata. El control de la temperatura, es muy esencial, ya que mayor temperatura, da origen a sobreoxidación, produciendo CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O. Los productos finales de la reacción catalítica son CH<sub>3</sub>CHO, N<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O, H<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, CO, O<sub>2</sub> y CH<sub>4</sub>.

El proceso de deshidrogenación o endotermico, es llevado a cabo 290 - 300°C, a presión atmosférica, ha estado en uso en la industria, desde 1,930. La reacción se realiza sobre el catalizador de cobre activado con cromo; en los productos de la reacción, se forman pequeñas cantidades de acetato de etilo, ácido acético, alcohol butílico y otros, pero más del 90% alcohol se convierte en acetaldehído. El catalizador es reactivado periódicamente, por lo que dura varios años. La reacción necesita, suministrarle calor.

Por estos dos métodos cualquiera, se obtiene acetaldehído, cual en una 2da etapa es oxidado con aire en una reacción de fase líquida a ácido acético, usando como catalizador, acetato de Manganeso, cual es recuperado y reciclado a temperaturas de 60 - 65°C y presiones 70 - 75 psig, el reactor es en forma de torres.

#### D.- ACIDO ACETICO DE CARBONILIZACION DE METANOL :

Formación de ácido acético de metanol y monóxido de carbono fue descubierto por Basf, en 1,913.

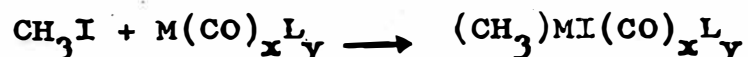
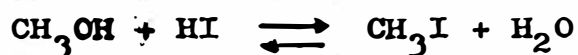
El sistema de operación Basf, opera a 210 - 250°C y 7,000 - 10,000 psig, dando rendimiento de proceso de 85% en metanol y 59% en monóxido de carbono. El bajo rendimiento de CO refleja principalmente la baja conversión de esta materia prima 65%. Monsanto desarrolló el proceso y comercializó en 1,970. La reacción es de orden 0, en monóxido de carbono a 175°C y 200 psig.

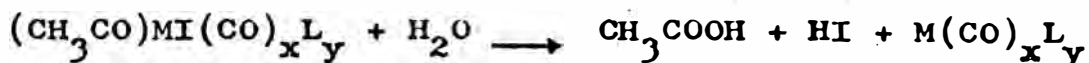
La química de la Basf y Monsanto, son probablemente similares, ambos envuelven la rápida formación de yodado de metilo, el cual reacciona con carbonilo metal.

M \_\_\_\_\_ iones (Rhodium) (o cobalto)

L \_\_\_\_\_ otros que CO

Reacciones en forma general.





El rhodium y Cobalto exhiben diferentes reacciones cinéticas, diferentes velocidades. En ambos procesos se produce  $\text{CO}_2$ , a través de gas de agua.

El proceso Basf, su subproducto son etanol, ácido propiónico, propanaldehído, butirealdehído y butanol.

En Monsanto, menos subproducto más alta selectividad de metanol a ácido acético 99%.

El proceso Basf: Metanol y monóxido de carbono, son primero reaccionados en un reactor vessel a presión alta. Parte del calor de reacción (35 kcal/mol gr), es usada para precalentar la alimentación. El resto es disipado con el gas de salida. El producto de reacción, es enfriado y expandido a 150 psig, a esta presión gas y líquido son separados en un separador, el líquido es enviado al sistema de recuperación ácido y el gas es desabsorbido con metanol, para recuperar el yoduro de metilo.

EL proceso Monsanto : es sintetizado de monóxido de carbono y metanol en un reactor de baja presión. El gas de reacción, es combinado con el gas purificado y desabsorbido con metanol, para recuperar ligeros, incluyendo yoduros orgánicos para reciclar al reactor, el producto ácido acético es enviado a una columna de ligeros, donde ácido acético húmedo, se saca en la parte superior y catalizador en la base del producto de la torre, es reciclado al reactor. Acido acético húmedo, es removido como una corriente de lado y deshidratado en una columna de secado, la corriente que sale de la parte superior de esta columna ácido acético / agua es reciclado al reactor, la corriente de ácido acético seco de la base de la torre, es enviada a la columna de productos, para remover ácido propanoico como pesado, los productos de la parte superior de esta columna son purificados en la última columna, para producir ácido acético de alta pureza como una corriente de lado, los productos



de la parte superior e inferior de la columna, son reciclados a el proceso.

### VI. 3 SELECCION DEL PROCESO TECNOLOGICO

El futuro del ácido acético, depende sobre el costo de materia prima y energía. Los grandes países industrializados lo obtienen de hidrocarburos líquidos, para cubrir las necesidades de hoy, pero en esta época se tiene la crisis del petróleo, lo cual limita el uso de los hidrocarburos derivados del petróleo, este problema ha obligado a esos países buscar nuevas fuentes de materia prima para el futuro que actualmente es una crisis como el gas de síntesis derivado del carbón, actualmente siguen investigando respecto al uso del carbón.

Algunos países como Brasil, que tiempo atrás usó el etanol como fuente para obtener ácido acético y otros, la dejó debido al uso del método más económico de los hidrocarburos líquidos del petróleo, ha regresado a usar el etanol tanto para ácido acético y como combustible, para sustituir el uso de esos hidrocarburos del petróleo, que es cada vez más crítico conseguir y su precio está subiendo rápidamente.

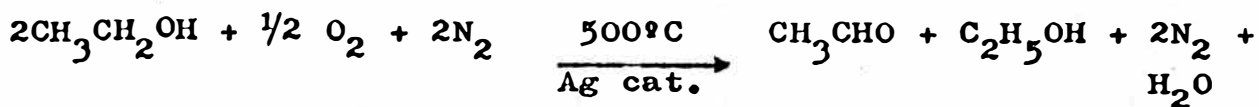
En el Perú existe una pequeña planta de ácido acético a partir del etanol, que según el estudio de mercados es necesario ampliar debido al crecimiento de uso y demanda. El método que se ha seleccionado es a partir del etanol, debido a la crisis del petróleo de los otros métodos. La producción de etanol tiene como materia prima: caña de azúcar, melasa, sorgum y almidón de yuca, lo cual hace posible su obtención.

El proceso tecnologico es la deshidrogenación de etanol para producir acetaldehído, el cual oxidado con aire en fase líquida produce ácido acético.

El proceso de deshidrogenación de alcohol es el más usual debido a que su temperatura de reacción es menor que el proceso de oxidación y es endotermica y no se tiene problema de sobreoxidación y los productos de la reacción no

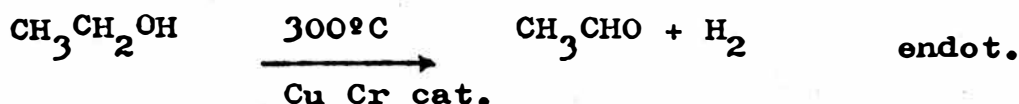
están diluidos con nitrógeno y oxígeno.

Oxidación de alcohol etílico



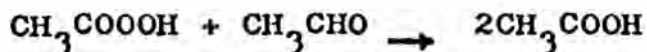
exot.

Deshidrogenación de alcohol etílico



endot.

El acetaldehído, es oxidado con aire, en una reacción de fase líquida, usando acetato de manganeso como catalizador, la reacción es exotérmica, a temperatura de 55 - 65°C y una presión cerca de 5 atm.



#### VI - 4 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN SELECCIONADO

El proceso consiste en obtener ácido acético, mediante la oxidación en fase líquida del acetaldehído con aire, el cual se obtiene por la deshidrogenación del alcohol etílico.

Para esto, en un tanque de alimentación ingresa una corriente de etanol fresco de 92% a 25°C, la cual se mezcla con la corriente que proviene de la columna de etanol 78.3°C. Del tanque se alimenta al vaporizador, la mezcla resultante mediante una bomba, en este último, la temperatura de operación es de 81°C, a la cual los vapores abandonan dicho equipo, estos vapores son precalentados e ingresan al reactor, en el cual se realizan la deshidrogenación, el reactor consiste de una serie de tubos verticales, empacados con catalizador de cobre preparado de nitrato de cobre, impregnado sobre soportes de asbestos y conteniendo 5% óxido de cobalto y 2% óxido cromo. La reacción procede a 330°C, con absorción

de calor de un medio de transferencia de calor como dowtherm de 600 Btu por libra de alcohol reaccionado con una conversión de 90% . Los productos de la reacción acetaldehido, acetato de etilo, hidrogeno y alcohol etilico no reaccionado son enfriados y despues pasan a traves de un condensador para condensar hasta 5°C lo más posible de etanol, acetaldehido y ester . Los gases no condensables son enviados a el absorvedor que opera con corriente de reciclo a 5°C del absorvedor de la 2da etapa para remover lo remanente de alcohol, acetaldehido, y otros vapores disolvibles.

Los productos recuperados en el absorvedor más el condensado son calentados y alimentados a la columna de fraccionamiento para destilar el acetaldehido de 99% de pureza; los fondos de ~~la columna~~ alcohol, acetato de etilo y agua es enviado a una columna extractiva para recuperar el acetato de etilo como destilado, los fondos de esta columna alcohol y agua es alimentado a la columna de alcohol para obtener alcohol etilico de 92.4% peso, el cual es reciclado.

El acetaldehido producido es enfriado y enviado al tan que con serpentín de enfriamiento, luego el acetaldehido es alimentado al reactor tipo torre donde se oxida con aire en presencia del catalizador de acetato de manganeso de 0.365% peso en una solución de ácido acético; la relación molar de aire / acetal. = 6 , la reacción es en fase liquida , en la cual la velocidad de reacción dominante es la difusión de  $O_2$  a temperaturas de 60-65°C y presión de 5 - 6 atm.; el rendimiento de la reacción es 94% , los gases que salen del reactor son enfriados, debido ala gran cantidad de nitrogeno se lleva algo de acetaldehido que es recuperado en una columna de absorción con agua a 5°C . El producto liquido conteniendo el ácido acético es alimentado a un evaporador para obtener el ácido acético de 92% , lo remanente de solución catalitica se retorna al reactor tipo torre.

## VI - 5 ESPECIFICACION DE MATERIA PRIMA Y PRODUCTO :

— MATERIA PRIMA :Etanol :

Pto. ebullición, °C : 78.28

Grav. Espec. : 0.8048

N<sup>o</sup> : 1.3651

Viscosidad a 20°C, poises : 0.0141

Tensión superf. , dinas/cm : 22.8

Calor específico : 0.618

Pto. inflamación(A.S.T.M abierto), °C : 14

Temp. Lgn. Ap. en aire, °C : 400 - 432

Alcohol en vol.a 60°F, :95%

Alcohol en peso : 92.4%

Grados Proof U.S : 190

— PRODUCTO INTERMEDIO :Acetaldehido :

Pureza : 99%

Grav. Espec. 20°C : 0.77 - 0.79

Viscosidad 25°C, cp : 0.2148

Pto. ebullición , °C : 20.2

— PRODUCTO :Acido Acético :

Pureza : 92%

Grav. Espec. 20/20 : 1.047

Viscosidad 25°C , cp : 1.18

Pto. ebullición, °C : 115.5

— SUBPRODUCTOS :Acetato de Etilo :

Pureza : 90.4%

Grav. Espec. 20/20 : 0.905

Viscosidad 25°C , cp : 0.489

Pto. ebullición, °C : 70.8

Hidrogeno :

Pureza : 87 %

## VI - 6 DISEÑO DE PLANTA PARA EL PROCESO SELECCIONADO

VI.6.1 Diseño y Especificación de equipos del proceso de producción de la primera etapa.

### 1.1 TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE LA MATERIA PRIMA ETANOL :

- Función : Almacenar la alimentación fresca de etanol y la de reciclaje que viene de la columna de destilación de etanol.
- Característica : El equipo es un tanque cilíndrico vertical de acero.
- Cálculos de diseños : La característica del fluido a almacenarse es:

ETOH 0.920%

ETOAC 0.006%

H<sub>2</sub>O 0.074%

Flujo másico : 364,144.165 gr/hr

Gravedad específica : 0.793

Velocidad de flujo del fluido: 0.4592 m<sup>3</sup>/h

Tiempo de residencia: 1 mes

Volumen ocupado por el líquido en un mes:

$$= \frac{364,144.165 \times 24 \times 25}{0.793}$$

$$= 275.52 \text{ m}^3$$

Dando una tolerancia del 10%

Capacidad = 303.07 m<sup>3</sup>

Volumen del tanque = 304 m<sup>3</sup>

- Costo compra : S/. 12'627,010

- Costo instalación : 2'525,402

- Costo total : S/. 15'152,412

### 1.2 VAPORIZADOR DE ALCOHOL :

- Función : Vaporizar el alcohol etílico requerido por el proceso para su posterior a

limentación al reactor catalítico donde se transformara en ACETALDEHIDO.

- Características : El Equipo Vaporizador es básicamente un intercambiador de calor de Coraza y tubos del tipo 1-2. El proceso de Vaporización con ebullición Ysotérmica se lleva a cabo en la Coraza, el sistema opera en forma continua a través de una circulación forzada con bombeo directo.

$$Q_t = \text{Calor total transferido} = 427,519 \text{ Btu/h}$$

$$A_d = \text{Area externa total (de transferencia)} \\ = 61.25 \text{ ft}^2$$

LADO DE LOS TUBOS

fluido caliente: Vapor  
presión= 100PSIG  
temperatura= 170°C  
flujo másico=  
485.27 lb/hr

TUBOS

D.E.=3/4 Pulg (12 BWG)  
 $L_t$ =6 ft, 52 tubos  
2 pasos, Arreglo en Cuadro, paso de una pulg. ( $P_t$ )

LADO DE LA CORAZA

fluido frío=etanol (92%)  
presión= 1 atm.  
temperatura (liq)=  $t_1$   
= 41.58°C  
temperatura (vap)=  $t_2$   
= 81°C

CORAZA

D.I.= 10 pulg.  
1 paso  
Baffles transversales, espaciados 5 pulg.  
Material= Acero al Carbono

flujo másico=1002 lb/hr

CAIDA DE PRESION

Lado de los tubos= 2.327 PSI

Lado de la Coraza= 0.002 PSI

fáctor de fricción= 0.005

- Cálculos de diseño: Para el diseño de este equipo, así como de todos los demás equipos que involucren intercambio de calor entre 2

Según podemos observar, el Vaporizador está dividido en dos secciones: Una de precalentamiento y otra de vaporización. En la 1ra zona, el liquido se calienta desde 41.58°C hasta 81°C y en la segunda sólomente ocurre vaporización a 81°C.

Este intercambiador tiene las sgtes caracte\_rísticas:

CORAZA de 10 pulg. de D.I., 1 paso y un espaciamento entre baffles (B) de 5 pulg.

TUBOS de 3/4 pulg. de D.E. (12 BWG), de 6 ft de longitud, 52 tubos en 2 pasos y arreglo en cuadro de 1 pulg. de paso ( $P_t$ ).

Previamente calculamos el  $t$  (balanceado) o MLDT, mediante las ecuaciones para la etapa de pre-calentamiento:

$$t_p = (\text{MLDT})_p = \frac{t_1 - t_2}{L_n(t_1/t_2)} = \frac{(t_2 - t_1) - (t_1 - t_2)}{L_n(t_2 - t_1)/(t_1 - t_2)}$$

Para la etapa de Vaporización:

$$t_v = (\text{MLDT})_v = t_1 - t_2$$

Reemplazando valores en ambas ecuaciones obtenemos:

$$t_p = 193.50^\circ\text{F} \quad t_v = 160.20^\circ\text{F}$$

Luego calculamos el  $t$ (balanceado) mediante las ecuaciones:

$$t(\text{balanceado}) = Q_t / (Q_p/t_p - Q_v/t_v)$$

Siendo: ( $Q_p = 53,260$  BTU/hr) -

$$(Q_v = 374,259 \text{ BTU/hr}) = Q_t$$

Obtenemos:  $t(\text{balanceado}) = 163.71^\circ\text{F}$

Dentro de los tubos:  $a'_t =$  area de flujo por tubo =  $0.223 \text{ pulg.}^2$

$$a_t = \text{area total de flujo} = (N^t)(a'_t)/144 \times n \\ = (52 \times 0.223/144 \times 2) = 0.040 \text{ ft}^2$$

fluidos separados por una pared solida, se emplea básicamente la teoría correspondiente al texto "Procesos con Transferencias de Calor" de D.Q. KERN, En primer lugar: Teniendo en cuenta las características técnicas y de mantenimiento del equipo Vaporizador que sólo vaporiza el 80% de la Carga alimentada; así como los requerimientos de materia prima (etanol) del proceso. Se realizó un balance de materiales, el cual nos permitió calcular las correspondientes cantidades que son:

Alcohol fresco (al 92% en peso) =  
318,621.60 gr/hr.

Alcohol reciclado (al 92% en peso) =  
45,522.40 gr/hr

Los cuales al mezclarse dan como resultado una mezcla de etanol al 92% en peso, con una temperatura ( $t_1$ ) = 41.58°C y un flujo de 801.12 lb/hr.

Luego se realiza un balance térmico obteniéndose que la cantidad de energía calórica a entregar al vaporizador es:

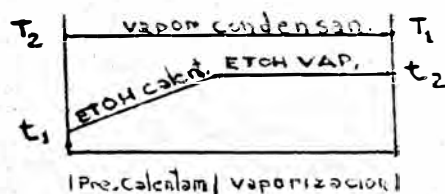
$$Q_t = 427,519 \text{ BTU/hr}$$

y la cantidad requerida de vapor saturado (disponible a 100 PSIG, 170°C) es:

$$M(\text{vap. sat})_{170^\circ\text{C}} = 485.30 \text{ lb/hr}$$

Luego se determina el punto de Rocío o temperatura de ebullición de la mezcla alimentada al Vaporizador, la cual es:  $T_{\text{roc}} = 81^\circ\text{C}$

El equipo y las condiciones de Operación podemos esquematizarlo del sgte modo:





Según podemos observar, el Vaporizador está dividido en dos secciones : Una de precalentamiento y otra de vaporización. En la primera zona, el líquido se calienta desde 41.58°C hasta 81°C y en la segunda sólo ocurre vaporización a 81°C.

Este intercambiador tiene las siguientes características :

CORAZA de 10 pulg. de D.I., 1 paso y un espaciamiento entre baffles (B) de 5 pulg.

TUBOS de 3/4 pulg. de D.E. (12 BWG), de 6 ft de longitud, 52 tubos en 2 pasos y arreglo en cuadro de 1 pulg. de paso ( $P_t$ ).

Previamente calculamos el  $t$  (balanceado) o MLDT, mediante las ecuaciones para la etapa de pre-calentamiento :

$$t_p = (\text{MLDT})_p = \frac{t_1 - t_2}{\ln(t_1/t_2)} = \frac{(t_2 - t_1) - (t_1 - t_2)}{\ln(t_2 - t_1)/(t_1 - t_2)}$$

Para la etapa de Vaporización :

$$t_v = (\text{MLDT})_v = t_1 - t_2$$

Reemplazando valores en ambas ecuaciones obtenemos :

$$t_p = 193.50^\circ\text{F} \quad t_v = 160.20^\circ\text{F}$$

Luego calculamos el  $t$  (balanceado) mediante las ecuaciones :

$$t(\text{balanceado}) = Q_t / (Q_p / t_p - Q_v / t_v)$$

Siendo: ( $Q_p = 53,260 \text{ BTU/hr}$ ) -

$$(Q_v = 374,259 \text{ BTU/hr}) = Q_t$$

Obtenemos:  $t(\text{balanceado}) = 163.71^\circ\text{F}$

Dentro de los tubos:  $a'_t =$  area de flujo por tubo = 0.223 pulg.<sup>2</sup>

$$a_t = \text{area total de flujo} = (N^o t)(a'_t) / 144 \times n \\ = (52 \times 0.223 / 144 \times 2) = 0.040 \text{ ft}^2$$

$$G_t = \text{Velocidad m\u00e1sica} = G_t / a_t = (485.27 / 0.04) =$$

$$= 12,132 \text{ lb/ft}^2 \times \text{hr}$$

$$(\text{vapor, } 338^\circ\text{F}) = 0.015 \text{ cp} = 0.036 \text{ lb/hr} \times \text{ft}$$

$$DI = 0.532 \text{ pulg.} = 0.044 \text{ ft}$$

$$N_{Re} = (D.I.)(G_t) / \mu = (0.044 \times 12,132 / 0.0363) =$$

$$= 14,705.20 \text{ (Este } N_{Re} \text{ ser\u00e1 empleado para calcular la Ca\u00edda de Presi\u00f3n dentro de los tubos.)}$$

Teniendo en cuenta que en el dise\u00f1o de cualquier tipo de intercambiadores de calor (vaporizadores) se ha tomado como convenci\u00f3n que: "Para todos los servicios de calentamiento que empleen Vapor de Agua relativamente libre de aire se emplear\u00e1 un valor de 1500 BTU/hr x ft<sup>2</sup> x °F para los coeficientes peliculares respectivos de condensaci\u00f3n, sin tener en cuenta su localizaci\u00f3n" (p\u00e1g. 201 - KERN); Por lo tanto:

$$h_{10} = 1,500 \text{ BTU/hr} \times \text{ft}^2 \times \text{F}$$

Fuera de los tubos:

$$a_s = \text{area de flujo en la Coraza} =$$

$$= \frac{(DI)(c')(B)}{144 \times P_t} = \frac{(10 \times 0.25 \times 5)}{144 \times 1} = 0.087 \text{ ft}^2$$

$$G_s = \text{Velocidad M\u00e1sica} = F_o / a_s = (1002 / 0.087) =$$

$$= 11,520 \text{ lb/hr} \times \text{ft}^2$$

ETAPA DE PRECALENTAMIENTO :

$$T_{prom} = \frac{t_1}{2} - \frac{t_2}{2} = \frac{107}{2} - \frac{178}{2} = 142.5 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$C_p (\text{ETOH al } 92\%, T_{prom}) = 0.748 \text{ BTU/lb} \times \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\mu (\text{ETOH al } 92\%, T_{prom}) = 1.409 \text{ lb/hr} \times \text{ft}$$

$$K (\text{ETOH al } 92\%, T_{prom}) = 0.141 \text{ BTU/hr} \times \text{ft} \times \text{ }^\circ\text{F}$$

$$D_e = \text{di\u00e1metro equivalente} (3/4'' \text{ D.E. } P_t = 1'') =$$

$$= 0.95'' = 0.079 \text{ ft}$$

$$N_{Re} = (D_e)(G_s) = \frac{(0.079)(11,520)}{(1.409)} = 646$$

De la fig. 28 - KERN, corresponde un valor de:  $J_H = 13$

Reemplazando valores en la ecuación:

$$h_o = J_H \frac{(K)}{D_e} \frac{(C \times \mu)^{1/3}}{K} \dots \dots \dots (1)$$

Se obtiene:  $h_o = 45.36 \text{ BTU/hr} \times \text{ft}^2 \times \text{°F}$

$$(U_c)_p = \text{Coeficiente global limpio de precalentamiento} = \frac{h_{i0} \times h_o}{h_{i0} + h_o}$$

$$= (1500 \times 45.36) / (1500 + 45.36) = 44 \text{ BTU/hr} \times \text{ft}^2 \times \text{°F}$$

$$(A)_p = \text{Superficie limpia requerida para el precalentamiento} = Q_p / t_p \times U_p = 53,260 / 193.5 \times 44 = 6.30 \text{ ft}^2$$

#### ETAPA DE VAPORIZACION

$$C_p (\text{ETOH-Vapor}, 81^\circ\text{C}) = 0.424 \text{ BTU/lb} \times \text{°F}$$

$$\mu (\text{ETOH-Vapor}, 81^\circ\text{C}) = 0.025 \text{ lb/hr} \times \text{ft}$$

$$K (\text{ETOH-Vapor}, 81^\circ\text{C}) = 0.0783 \text{ BTU/hr} \times \text{ft}^2 \times \text{°F}$$

$$N_{Re} = 36,410$$

En la fig. N° 28-KERN corresponde:  $J_H = 115$

Reemplazando Valores en la ecuación (1), tenemos:

$$h_o = 58.52 \text{ BTU/hr} \times \text{ft}^2 \times \text{°F}$$

En base a estos coeficientes peliculares procedemos a calcular los respectivos coeficientes globales limpios de transferencia de calor.

$$U_c (\text{vaporización}) = \frac{h_{i0} \times h_o (\text{vap})}{h_{i0} + h_o (\text{vap})} = 56.32 \frac{\text{BTU}}{\text{hr} \times \text{ft}^2 \times \text{°F}}$$

$$A_v = \text{Superficie limpia requerida para la Vaporización} = Q_v / t_v \times U_v = 374,259 / 160.20 \times 56.32 = 41.50 \text{ ft}^2$$

Por lo tanto la Superficie Total limpia requerida será:

$$A_c = A_p - A_v = 6.30 - 41.50 = 47.80 \text{ ft}^2$$

El Coeficiente global total limpio (balanceado) lo calculamos por medio de la sgte ecuación:

$$U_c = \frac{(U_i \times A_i)}{A_c} = \frac{(Q_i / t_i)}{A_c} = \frac{(Q_p / t_p) + (Q_v / t_v)}{A_c}$$

Reemplazando valores obtenemos:

$$V_c (\text{balanceado}) = \frac{(275.25 + 23.36.20)}{47.80} = 54.63 \text{ BTU/hr} \times \text{ft}^2 \times \text{°F}$$

El Coeficiente global de diseño ( $U_D$ ) está dado por:

$$\frac{Q_T}{A_D \times (\Delta t) b} = U_D$$

$$U_D = \frac{Q_t}{(S_o \times N^{\circ} \text{ tubos} \times L_t) (\Delta t) b}$$

$$S_o (3/4" \text{ D.E}) = 0.1963 \text{ ft}^2/\text{ft}, N^{\circ} \text{ tubos} = 52$$

$$L_t = 6 \text{ ft}$$

$$U_D = \frac{427,519}{(0.1963 \times 52 \times 6)(163.61)} = 42.66 \text{ BTU/hr} \times \text{ft}^2 \times \text{°F}$$

El factor de obstrucción lo calculamos mediante la sgte. ecuación:

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = \frac{54.63 - 42.66}{54.63 \times 42.66} = 0.005$$

Enseguida procedemos a calcular las respectivas Caidas de presión, en lmer lugar dentro de los tubos:

De la fig. N° 26 (KERN), para un  $N_{Re} = 14,705$ :  $f = 0.00025$

De la tabla N° 7 (KERN), para Vapor Saturado a 115 PSIA:  $\nu = 3.87 \text{ ft}^3/\text{lb}$

Siendo:  $S = 1/\nu \rho = 1/3.87 \times 62.5 = 0.0000413$

Reemplazando valores en la Ecc. :

$$P_t = \frac{f \times G_t^2 \times L_t \times n}{2(5.22 \times 10^{10})(DI.) \times S \times \Delta t}$$

$$= 2.327 \text{ lbs/pulg.}^2$$

La Caída de Presión en la Coraza (del etanol). En la etapa de precalentamiento: De la fig. N° 29 (KERN), para un  $N_{Re} = 646$ :  $f = 0.0035$

$L =$  longitud de zona de precalentamiento =

$$L \times \frac{A_p}{A_c} = 6 \times \frac{6.30}{47.80} = 0.791 \text{ ft}$$

$$(N + 1) = N^{\circ} \text{ de Cruces} = 12 \times \frac{L_p}{B}$$

$$= \frac{12 \times 0.791}{5} = 1.90$$

$$S(\text{ETOH, liquido, } T_{\text{prom}}) = 0.789$$

Reemplazando Valores en la Ecc.:

$$(P_s)_p = \frac{f \times G_s^2 \times D \times (N + 1)}{5.22 \times 10^{10} \times D_e \times S \times \phi_s} \dots (2)$$

$$= 0.00022 \text{ lbs/pulg.}^2$$

Para la etapa de Vaporización.-

De la fig. N° 29 (KERN), para un  $N_{Re} = 36,416$ :  $f = 0.0016$

$L_v =$  longitud de la zona de Vaporización =

$$L_t - L_p = 6 - 0.791 = 5.209 \text{ ft}$$

$$(N+1) = N^{\circ} \text{ de Cruces} = 12 \times \frac{L_v}{B}$$

$$= 12 \times \frac{5.209}{5} = 12.22$$

Las gravedades específicas previamente calculadas son:

$$S(\text{ETOH, liq, en}) = 0.789$$

$$S(\text{ETOH, vap-liq, salid}) = 0.002$$

Por lo tanto, la gravedad específica promedio será:

$$S_{\text{prom}} = \frac{S_{\text{IN}} + S_{\text{OUT}}}{2} = \frac{0.789 + 0.02}{2} = 0.396$$

Reemplazando Valores en la ecuación (2)

$$(\Delta P_s)_v = 0.0013 \text{ lbf/pulg.}^2$$

Y, la Caida total de Presión será:

$$\Delta P_s = (\Delta P_s)_p + (\Delta P_s)_v = 0.000022 + 0.0013221 \text{ lbf/pulg.}^2$$

- <u>Costo compra</u> :	S/. 1'059,781
- <u>Costo instalación</u> :	<u>106,066</u>
- <u>Costo total</u> :	S/. 1'165,847

### 1.3 CALENTADOR DEL VAPOR DE ETANOL

- Función: Sobrecalentar el vapor de etanol que sale del Vaporizador a 81°C, hasta 330°C que es la temperatura a la cual debe de alimentarse al reactor y a la cual ocurre la reacción química de deshidrogenación.
- Características: Es un intercambiador de Calor de Coraza y tubos del tipo 1-2, el cual opera en forma continua.

$$Q_t = \text{Calor total transferido} = 181,353 \text{ BTU/hr}$$

$$A_t = \text{Area total de transferencia} = 61.25 \text{ ft}^2$$

LADO DE LOS TUBOS

TUBOS

fluido caliente: DOWTHERM 3/4" D.E. (12 BWG)

flujo másico: 1,728 lb/hr N° tubos: 26

presión: 1 atm. de  $L_t = 12 \text{ ft}$

temp. ~~12640°F~~ 81°C 2 pasos en los tu

Material de cabeza y tu bos (n)

bos: Acero al Carbono. Arreglo en Cuadro,

$P_t = 1 \text{ pulg.}$

LADO DE LA CORAZA

CORAZA

fluido: Vapor de ETANOL D.I. = 8 pulg.

flujo másico = 802 lb/hr 1 paso

presión = 1 atm. B = Espaciado entre

temp. inic. = 81°C baffles = 3 pulg.

temp. final = 330°C material: Acero al Carbono.

CAIDA DE PRESION

lado de los tubos = 2.5 PSI

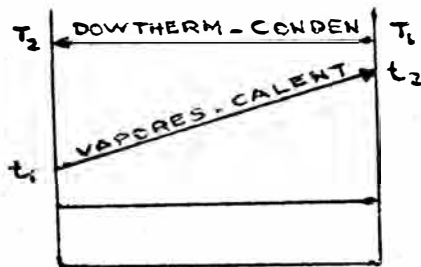
lado de la Coraza= 2.055 PSI

fáctor de obstrucción= 0.006

- Cálculos de diseño: Para el diseño del presente equipo se emplea también la teoría básica del KERN.

Del balance de materia se sabe que se requiere alimentar al reactor 802 lb /hr de Vapor de ETOH a una presión de 1 atm.; Del balance térmico determinamos que el calor total transferido es  $Q_t = 181,353$  BTU/hr, los que serán suministrados por el "DOW - THERM" que es una mezcla de oxido de difenilo (73.5%) y difenilo (26.5%), al estado de vapor y que se encuentra a  $T = 640^\circ\text{F}$  y una presión de 1 atm.

El proceso de calentamiento podemos representarlo por el sgte esquema:



$$T_1 = T_2 = 640^\circ\text{F}$$

$$t_1 = 178^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 626^\circ\text{F}$$

Resultando:

$$F_T = 1$$

$$\text{MLDT} = 129^\circ\text{F}$$

De la información bibliográfica disponible (KERN), se tiene que para un sistema DOWTHERM-Gases (Vapores),  $4 U_D 40$ ; en base a lo cual asumimos un  $U_D = 25$  y que

nuestro intercambiador está equipado con tubos de 3/4" de D.E. (12 BWG), de 12 ft de longitud. Con estas asunciones determinamos las características físicas que se detallan en la sección anterior.

A continuación procedemos a calcular el Coeficiente global de diseño corregido:

$$Q_T = A_D \times U_D \times \text{MLDT} =$$

$$= (S_o \times N^{\circ} \text{tubos} \times L_t) \times U_D \times \text{MLDT}$$

$$S_o (3/4" \text{ de D.E.}) = 0.1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Despejando y reemplazando valores, tenemos:

$$U_D (\text{corregido}) = Q_T / (S_o \times N^{\circ} \text{tubos} \times L_t) (\text{MLDT})$$

$$= (181,353) / (0.1963 \times 26 \times 12) (129) =$$

$$= 23 \text{ BTU/hr} \times \text{ft}^2 \times ^{\circ}\text{F}$$

Luego calculamos los respectivos coeficientes peliculares.

EN LA CORAZA:

$$a_t = \text{Área de flujo} = \frac{(D.I.) (C') (B)}{144 \times P_T} =$$

$$= \frac{(8)(0.25)(3)}{144 \times 1} = 0.042 \text{ ft}^2$$

$$G_t = \text{Velocidad Másica} = G_t / a_t = 802 / 0.042 =$$

$$= 19,102 \text{ lb/hr} \times \text{ft}^2$$

$$T_{\text{prom}} = (t_1 + t_2) / 2 = (178 + 626) / 2 = 402 \text{ } ^{\circ}\text{F}$$

$$(\text{ETOH Vapor, } T_{\text{prom}}) = 0.014 \text{ cp}$$

$$= 0.035 \text{ lb/hr} \times \text{ft}$$

$$D_e (3/4" \text{ DE., Arreglo en Cuadro } P_T = 1") =$$

$$= 0.95" = 0.079 \text{ ft}$$

Por lo tanto el  $N_{\text{Re}}$  = Número de REYNOLDS será:

$$N_{\text{Re}} = \frac{(D_e)(G_t)}{\mu} = \frac{(0.079)(19,102)}{(0.035)} = 43,116$$

De la fig. N° 28 (KERN), le corresponde un valor de  $J_H = 125$



$$C_p(\text{ETOH Vapor, } T_{\text{prom.}}) = 0.499 \text{ BTU/lb} \times \text{°F}$$

$$K(\text{ETOH Vapor, } T_{\text{prom.}}) = 0.020 \text{ BTU/hr} \times \text{ft} \times \text{°F}$$

Reemplazando valores en la Ecu.:

$$h_o = J_H \frac{(K)}{De} \frac{(C \times \mu)^{1/3}}{K}$$

$$= (125) \frac{(0.020)}{0.079} \frac{(0.499 \times 0.035)^{1/3}}{0.020} =$$

$$= 30 \text{ BTU/hr} \times \text{ft}^2 \times \text{°F}$$

DENTRO DE LOS TUBOS:

Según información bibliográfica, se tiene que cuando se emplea DOWTHERM como Servicio se emplea como Valor promedio del Coeficiente pelicular de condensación:

$$h_{i0} = 300 \text{ BTU/hr} \times \text{ft}^2 \times \text{°F}$$

Con los valores correspondientes a los respectivos coeficientes peliculares, procedemos a calcular el Coeficiente global limpio ( $U_c$ ).

$$U_c = \frac{h_{i0} \times h_o}{h_{i0} + h_o} = \frac{300 \times 30}{300 + 30} = 27 \text{ BTU/hr} \times \text{ft}^2 \times \text{°F}$$

El factor de obstrucción está dado por:

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} = \frac{27 - 23}{27 \times 23} = 0.006$$

finalmente calcularemos las respectivas Caídas de Presión. En primer lugar fuera de los tubos (Coraza):

$$f(N_{Re} = 43, 116 - \text{Fig. 29}) = 0.0016 \text{ ft}^2/\text{pulg}^2$$

$$(N+1) = N^2 \text{ de Cruces} = (12 \times L_t)/B =$$

$$= \frac{12 \times 12}{3} = 48$$

$$D_s = D.I.(\text{Coraza}) = 8 \text{ pulg.} = 0.667 \text{ ft.}$$

$$P.M.(\text{promedio}) = \sum x_i M_i = 41.21$$

$$m = \frac{41.21}{\frac{359(860)(14.7)}{492 \times 14.7}} = 0.066 \text{ lb/ft}^3$$

$$S_m = m/62.4 = 0.066/62.4 = 0.0011$$

Reemplazando valores en la correspondiente ecuación, tenemos:

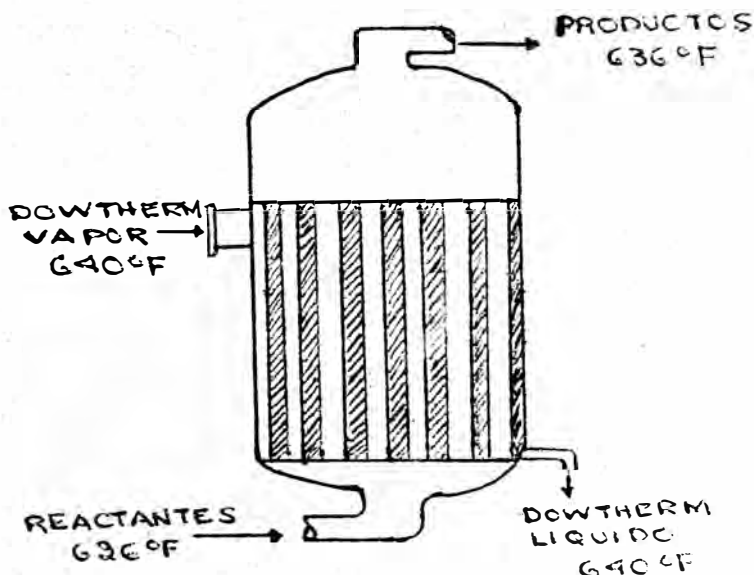
$$P_s = \frac{(0.0016)(19,102)^2(0.667)(48)}{x 5.22 x 10^{10} x (0.792)(0.0011) x 1} = 2.055 \text{ lbf/pulg.}^2$$

Dentro de los tubos, según la información bibliográfica, para nuestras condiciones de operación varía en 2 y 3 PSI.

- Costo compra: S/. 2'073,268
- Costo instalación: 207,444
- Costo total: S/. 2'280,712

#### 1.4 REACTOR CATALITICO

- Función: En este equipo se lleva a cabo la reacción química de deshidrogenación catalítica del ETANOL, mediante el cual nos es posible obtener el ACETALDEHIDO requerido para la obtención del ACIDO ACETICO (por Oxidación en la 2da etapa).
- Características: Este reactor químico básicamente está constituido por una Coraza que cubre un haz de tubos empacados (reellenos) con el catalizador (el cual está impregnado en un soporte de fibras cortas de asbesto)



LADO DE LOS TUBOS	TUBOS
fluido: Vapor de Etanol.	D.E. = 1" (15 BWG)
flujo Másico: 802/lb/hr	$L_t = 5 \text{ ft}$
presión: 1 atm.	Nº t = 300
temp.: 626°F	n = 1
material: Acero al car bono.	Arreglo en Cuadro, $P_T = 1\frac{1}{4}"$

LADO DE LA CORAZA	CORAZA
fluido: DOWTHERM	D.I. = 27 pulg.
flujo másico: 4,277 lb/hr	1 paso
presión: atm.	material: Acero al Carbono.
temp.: 640°F	

Volumen de la masa Catalítica (Dentro de los tubos) =  $5.65 \text{ ft}^3 = V_c$

Volumen total (dentro de los tubos) =  $V_t = 6 \text{ ft}^3$

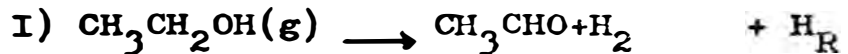
Volumen total del reactor (Coraza) =  $V_r = 25.84 \text{ ft}^3$  (hr = 6.5 ft)

- Cálculos de Diseño: Para el diseño de nuestro reactor Catalítico se ha seguido las secuencias formalmente establecidas para el diseño general de un reactor químico; o sea realizamos, en primer lugar, un estudio termodinámico, luego un estudio cinético, para finalmente concluir con los cálculos propios del diseño del reactor catalítico.

Estudio Termodinámico.- Comercialmente este proceso en la industria se realiza sobre un catalizador de cobre; Según la información bibliográfica este Catalizador origina la formación de ACETATO DE ETILO, como producto secundario de importancia comercial y también en volumen de producción, ya que la Conversión total de Alcohol a estos productos, está por el orden del 92% y un 1% a ácido acético, además de alrededor del 7% de

alcohol convertidos a  $\text{CH}_4$ ,  $\text{C}_2\text{H}_4$ ,  $\text{CO}$ , y otros. En base a esto y con el propósito de simplificar tanto el estudio termodinámico como Cinético, consideraremos únicamente las sgtes reacciones:

1ro) Reacción química principal



2do) Reacción química secundaria



En primer lugar realizaremos el estudio termodinámico de la reacción química principal; las presiones altas, según el principio de "LE CHATELIER", desfavorecen la tendencia a la formación de productos. Por lo tanto la presión de Operación deberá ser la más baja posible, o sea presión de operación ( $P_r$ ) = 1 atm.

Por el contrario, la temperatura será un factor de suma importancia en la realización de la reacción de deshidrogenación, por lo tanto se hace necesario estudiar el efecto de la temperatura sobre las reacciones consideradas. Por ello procedemos a calcular, en primer lugar el Calor de reacción:

$$\begin{aligned} \Delta H_R^{\circ}(\text{I}, 298^{\circ}\text{K}) &= \sum n_i \Delta H_f^{\circ}(298^{\circ}\text{K}) - (\text{PRODUCTOS}) \\ &\quad - \sum n_i \Delta H_f^{\circ}(298^{\circ}\text{K}) \quad (\text{REACTIVOS}) \quad (1) \\ &= (2 \times \Delta H_f^{\circ}(\text{H}_2) + 1 \times \Delta H_f^{\circ}(\text{ACHO})) \\ &\quad - (1 \times \Delta H_f^{\circ}(\text{ETOH})) \\ &= (0 - 1 \times 39,960) - (-1 \times 56,230) \end{aligned}$$

de donde resulta:

$$\Delta H_R^{\circ}(\text{I}, 298^{\circ}\text{K}) = + 16,270 \text{ cal/mol-gr}$$

Luego calculamos la energía libre de Gibbs:

$$\begin{aligned}
 \Delta G_R(298^\circ\text{K}) &= \sum_i n_i \Delta G_f^\circ(298^\circ\text{K}) \quad (\text{Produc}) \\
 &\quad - \sum_i n_i \Delta G_f^\circ(298^\circ\text{K}) \quad (\text{Reac}) \quad \text{---(2)} \\
 &= (1 \times \Delta G_f^\circ(\text{H}_2) + 1 \times \Delta G_f^\circ(\text{ACHO}) - \\
 &\quad (1 \times \Delta G_f^\circ(\text{ETOH})) \\
 &= (1 \times 0 - 1 \times 31,960) + (1 \times 40230)
 \end{aligned}$$

Resultando:

$$\Delta G_R(1,298^\circ\text{K}) = +8,270 \text{ cal/mol-gr}$$

Seguidamente calcularemos la Variación del Coeficiente de Capacidad Calórica:

$$\begin{aligned}
 C_{pR} &= \Delta a + \Delta b(T) + \Delta c(T^2) \\
 &= (\sum_{\text{prod}} n_i a_i - \sum_{\text{reac}} n_i a_i) + (\sum_{\text{prod}} n_i b_i - \sum_{\text{reac}} n_i b_i)(T) + \\
 &\quad (\sum_{\text{prod}} n_i c_i - \sum_{\text{reac}} n_i c_i)(T^2) \quad \text{---(3)}
 \end{aligned}$$

Reemplazando los Valores respectivos del A pendice (v-1), obtenemos:

$$\begin{aligned}
 C_p &= 3.121 - 4.219 \times 10^{-3}(T) + (0.171 \times 10^{-6}(T^2)) \\
 &\text{cálculo de la constante de integración ental-} \\
 &\text{pica ( } H_o \text{ ) :}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_o &= \Delta H_R^\circ(298^\circ\text{K}) - \Delta a T_o - (\Delta b/2) T_o^2 - (\Delta c/3) T_o^3 \quad \text{---(4)} \\
 &= 16,270 - 3.121(298) + 2.11 \times 10^{-3}(298^2) - \\
 &\quad 0.057 \times 10^{-6}(298)^3
 \end{aligned}$$

resultando:  $\Delta H_o = 14,790$

Luego calculamos la Constante de integración entropica:

$$\begin{aligned}
 I &= (1/T_o) (-\Delta G_R^\circ(298^\circ\text{K}) + \Delta H_o - (\Delta a(T_o) \text{Ln} T_o + \\
 &\quad \Delta b/2(T_o^2) + \Delta c/6(T_o^3)) \quad \text{---(5)} \\
 &= \frac{1}{298} (-8,270 + 14,790 - 3.121(298) + 2.11 \times 10^{-3} \\
 &\quad (298)^2 + 0.0285 \times 10^{-6}(298)^3) = 6.808
 \end{aligned}$$

Enseguida procedemos a calcular la Cte. de equilibrio como una función de la temperatura, luego de combinar las ecuaciones:

$$(a) \quad -\ln K = G_T / RT$$

$$(b) \quad G_T = H_T - T S$$

y reemplazar las expresiones integradas de

$$(c) \quad \Delta H_T = \Delta H_T^\circ(298^\circ K) + \int_{T_0}^T C_p \times dT$$

$$T_0 = 298^\circ K$$

$$(d) \quad \Delta S_T = \Delta S_T^\circ(298^\circ K) + \int_{T_0}^T \frac{C_p \times dT}{T}$$

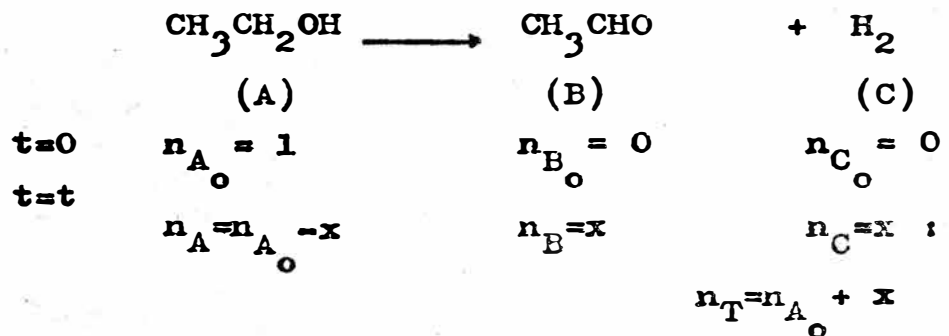
llegamos a la ecuación final sgte:

$$\ln K = \frac{-\Delta G_T}{RT} = \frac{-\Delta H_0}{RT} + \frac{\Delta a}{R} \ln T + \frac{\Delta b}{2R} T + \frac{\Delta c T^2}{6R} + \frac{I}{R} \quad --(6)$$

Reemplazando Valores en esta ecuación, obtenemos:

$$\ln K = f(T) = \frac{-7452}{T} + 1.672 \times \ln(T) - 1.602 \times 10^{-3}(T) + 0.014 \times 10^{-6}(T^2) + 3.5$$

Los Valores correspondientes de  $K=f(T)$  se dan en el Cuadro N° v-1, finalmente calculamos las conversiones teóricas en el equilibrio.



Sabemos que la constante de equilibrio está expresado por:

$\text{Keq.} = K_y \times K \times (P)^n$ , pero a presiones bajas  $K = 1$  y para nuestro caso  $(P)^n =$

$(1)^1 = 1$ , resultando por lo tanto:  $\text{Keq} = K_y$

$$\text{Keq} = \frac{Y_B \times Y_C}{Y_A} = \frac{(n_B/n_T)(n_C/n_T)}{(n_A/n_T)} = \frac{n_B \times n_C}{n_A \times n_T}$$

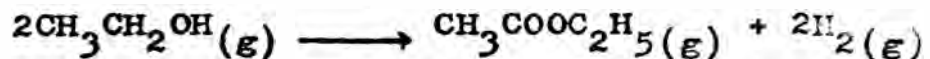
$$= \frac{(x)^2}{(1-x)^2}$$

Despejando de la última ecuación, tenemos:

$$x_{eq} = x_A = \sqrt{K_{eq} / (1 + K_{eq})}$$

Los valores de  $x_A = f(K_{eq})$  se encuentran tabulados en el cuadro Nro. V-1.

Se procede a analizar de modo similar a la reacción secundaria principal, que es:



Reemplazando los valores respectivos en la (1) y (2) obtenemos:

$$\Delta H_R(\text{II}, 298^\circ\text{K}) = +9,036 \text{ cal/mol-gr.}$$

$$\Delta G_R(\text{II}, 298^\circ\text{K}) = +3,600 \text{ cal/mol-gr.}$$

Reemplazando los valores correspondientes en las ecuaciones (3), (4) y (5) obtenemos:

$$C_{pR}(\text{II}) = 2.184 - 79 \times 10^{-3}(T) - 6.046 \times 10^{-6}(T^2)$$

La constante de integración entalpica

( $\Delta H_T = f(T)$ ) resulta:

$$\Delta H_0(\text{II}) = +12,053$$

y la constante de integración entropica

( $\Delta S_T = f(T)$ ):

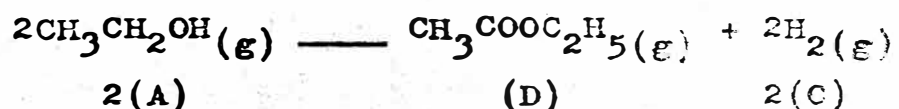
$$I = +27.8$$

Reemplazando los valores correspondientes en la ecuación (6), obtendremos los valores de  $K_{eq} = f(T)$ :

$$\ln K_{eq} = -\frac{6069}{T} + 1.0997 \times \ln(T) - 19.89 \times 10^{-3}(T) - 0.5074 \times 10^{-6}(T^2) + 14$$

Los valores de  $K_{eq} = f(T)$  están tabulados en el cuadro Nro. V-2.

Finalmente calculamos la conversión en el equilibrio:



Para  $t=0$   $n_{A0} = 1$   $n_{D0} = 0$   $n_{C0} = 0$

Para  $t=t$   $n_A = n_{A0} - x$   $n_D = x/2$   $n_C = x$

En el equilibrio tendremos:  $n_T = 1 + x/2$

Por razones similares que en el caso de la ecuación principal, la constante de equilibrio esta expresada por:

$$K_{eq} = K_Y = \frac{(y_D)(y_C)^2}{(y_A)^2} \quad \text{siendo:}$$

$$y_A = \frac{n_A}{n_T} \quad , \quad y_C = \frac{n_C}{n_T} \quad , \quad y_D = \frac{n_D}{n_T}$$

por lo cual la ecuación anterior se reduce:

$$K_Y = \frac{(x)^3}{(1-x)^2 (2+x)}$$

Los valores de  $x_{eq}$  se calculan por tanteos y se encuentran tabulados en el cuadro Nro. V-2 .

Estudio Cinético .- Al realizar el estudio termodinámico de la reacción principal y la reacción secundaria de mayor importancia se determinó que la presión de operación adecuada es  $P=1\text{atm.}$ ; así mismo al analizar el efecto de la temperatura sobre la constante de equilibrio, observamos que esta aumenta con la temperatura y por consiguiente aumenta la conversión de ETANOL a productos. Por lo tanto resultara más favorable que la reacción de deshidrogenación transcurra a una temperatura más alta posible, tomando como referencia la información bibliográfica (11), en la cual se presenta un informe bastante detallado de un estudio experimental realizado sobre la obtención de acetaldehído mediante la deshidrogenación catalítica del alcohol etílico empleando una diversidad de catalizadores de cobre operando cada uno de ellos dentro de un determinado rango de temperaturas; en el mencionado estudio llegan a 2 conclusiones -



muy importantes, las cuales son :

-El mejor y más adecuado catalizador para la obtención de acetaldehído por deshidrogenación del etanol es el catalizador de cobre preparado a partir de su sal de nitrato cuprico adicionado con óxido de cobalto (5%) y óxido de cromo (2%) como promotores de la reacción, los mismos que deberán estar adecuadamente impregnados en un soporte catalítico constituido por fibras cortas de asbesto. Según los estudios realizados con este catalizador se comprobó que presenta mayor actividad y más larga vida con respecto a los demás catalizadores investigados.

-La segunda conclusión que se extrae del estudio antes mencionado, es que la temperatura más adecuada y óptima a la cual el catalizador de cobre (con 5%Co y 2%Cr) presenta su mejor desarrollo, es decir muestra mejor actividad, más larga vida y la más altas conversiones de alcohol a acetaldehído es:

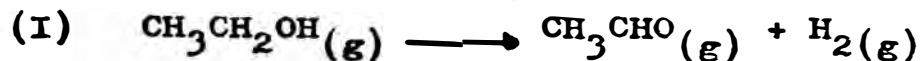
$$T_{\text{operación}}(\text{reacción}) = 330^{\circ}\text{C}$$

cabe resaltar que esta temperatura está dentro del rango que podemos operar, ya que la temperatura mínima requerida para que la deshidrogenación se pueda realizar a nivel comercial es  $T_{\text{min}} = 275^{\circ}\text{C}$  y la mayor temperatura a la cual podemos operar sin deteriorar o disminuir la actividad y la vida del catalizador es  $T_{\text{max}} = 400^{\circ}\text{C}$ , que es la temperatura a la cual se realiza la reactivación del lecho catalítico.

Luego procedemos a determinar las conversiones reales que podríamos obtener teniendo en cuenta la ocurrencia en paralelo de las 2 reacciones principales que estamos considerando.

do, así mismo teniendo en cuenta el catalizador empleado y las condiciones del proceso (P y T).

Reacciones principales :



Siendo sus respectivas constantes de equilibrio :

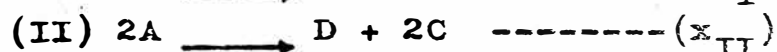
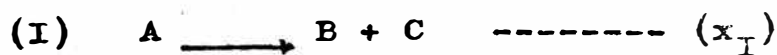
$$K_I = \frac{(\text{CH}_3\text{CHO})(\text{H}_2)}{(\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH})}$$

$$K_{II} = \frac{(\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5)(\text{H}_2)^2}{(\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH})^2}$$

y los valores de estas constantes de equilibrio, calculadas termodinamicamente a la temperatura de operación (330°C), son :

$$K_I = 2.472 \quad K_{II} = 9.12 \times 10^{-4}$$

tomando en cuenta estos valores, podemos asegurar que la reacción de deshidrogenación tendrá mayor preponderancia sobre la reacción de esterificación. Además según las informaciones bibliográficas (11), la velocidad de reacción de esterificación puede considerarse despreciable con respecto a la reacción de deshidrogenación, representando literalmente las reacciones (I) y (II), tenemos :



$$\text{Para } t=0 \text{ seg. } n_{A0} = 1 \quad n_{B0} = n_{C0} = n_{D0} = 0.$$

$$\text{Para } t \text{ mayor que } 0 \text{ seg. } n_A = n_B + n_C + n_D$$

Las moles en el equilibrio son:

$$n_A = n_{A0}(1 - x_I - x_{II}) = 1 - x_I - x_{II}$$

$$n_B = n_{B0} + x_I = x_I$$

$$n_C = n_{C0} + x_I + x_{II} = x_I + x_{II}$$

$$n_D = n_{D0} + x_{II}/2 = x_{II}/2$$

$$n_T = \text{moles totales en el equilibrio} \\ = 1 + x_I + x_{II}/2$$

como explicamos anteriormente :  $K_{eq} = K_Y$

$$K_I = K_Y = \frac{y_B \times y_C}{y_A} = \frac{(x_I) (x_I + x_{II})}{(1-x_I-x_{II})(1+x_I+x_{II}/2)}$$

$$K_{II} = K_Y = \frac{y_D \times (y_C)^2}{(y_A)^2} = \frac{(x_{II}/2)(x_I+x_{II})^2}{(1-x_I-x_{II})^2(1+x_I+x_{II}/2)^2}$$

Las conversiones respectivas las determinaremos por tanteos trabajando en forma simultanea con las 2 ecuaciones de las constante de equilibrio y teniendo como referencias las premisas previamente establecidas con respecto al tipo de catalizador empleado, condiciones de operación (P,T), así mismo deberemos tener en cuenta los resultados experimentales que se mencionan en la bibliografía correspondiente (11), las cuales son: una conversión global de etanol del orden de 93%, correspondiendo un 83% a acetaldehído, 9% a acetato de etilo, además 1% convertido a ácido acético y un 7% a  $CH_4$ ,  $C_2H_2$ ,  $CO_2$ , etc. (representando las perdidas).

Se obtienen los siguientes valores:

$$x_I = 0.772 \quad \text{y} \quad x_{II} = 0.084$$

Los cuales al ser reemplazados en las ecuaciones de constante de equilibrio, dan como resultado:

$K_I' = 2.50$ , que es un valor muy aproximado con aquel determinado termodinamicamente, o sea con  $K_I = 2.472$ .

Para culminar con el estudio cinético, pro-

cedemos a calcular la VELOCIDAD DE REACCION para la deshidrogenación del etanol; con tal objeto haremos uso de los resultados experimentales obtenidos en su trabajo de investigación por JAMES M. CHURCH y HANAMANT K. YOSHI (11).

Se realizó una corrida de prueba bajo las siguientes condiciones :

-Catalizador usado(B-9): Cobre reducido a partir de su sal ( $\text{CuNO}_3$ -solución) con cobalto ( $\text{CoO}$ -5.2%) y cromo ( $\text{Cr}_2\text{O}_3$ -1.8%) como promotores, los cuales estan impregnados en su soporte constituido por fibras cortas de asbesto.

-Alimentación de alcohol(liquido)=40 cc/min

-Temperatura de operación = 275°C

-Peso del catalizador= 16.2gr. (vol.=39cc)

Siendo los resultados obtenidos :

-Velocidad Espacial(V.E)= $\frac{16.2 \text{ cc ETOH-Vap}}{\text{min.} \times \text{cc. lecho}}$

-Conversión de ETOH = 49.6 %

Con estos datos procedemos a calcular la velocidad de reacción a 275°C

$V.E. = Q_{A0} / V_R$ , despejando se tiene:

$$Q_{A0} = (V.E.) (V_R)$$

$Q_{A0}$  = flujo de ETOH-Vapor

$$= \frac{16.2 \text{ cc. ETOH-Vap.}}{\text{min.} \times \text{cc. lecho cat.}} \times 89 \text{ cc. lecho cat.}$$

$$Q_{A0} = 648 \text{ cc. ETOH-Vap. /min.}$$

Así mismo conocemos que:

$$Q_{A0} = F_{A0} / \rho_A, \text{ despejando: } F_{A0} = Q_{A0} \times \rho_A$$

$$\rho_A (\text{ETOH-Vap, } 275^\circ\text{C}) = 1.023 \times 10^{-3} \text{ gr./cc. ETOH}$$

$$F_{A0} = \left( \frac{648 \text{ cc. ETOH-Vap.}}{\text{min.}} \right) \left( 1.023 \times 10^{-3} \frac{\text{gr.}}{\text{cc. ETOH-Vap.}} \right)$$

$$= 0.663 \frac{\text{gr. ETOH-Vap.}}{\text{min.}} = 40 \frac{\text{gr. ETOH-Vap.}}{\text{hr.}}$$

$$= 0.87 \frac{\text{mol-gr.ETOH-Vap.}}{\text{hr.}}$$

De las ecuaciones generales de diseño de re-  
actores continuos, tenemos :

$$\frac{W_{\text{cat.}}}{F_A} = \frac{x}{R}, \text{ despejando: } R = \frac{F_A x(x)}{W_{\text{cat.}}} \text{ --- (7)}$$

$F_{A0}$  = flujo de ETOH-Vap. = 40 gr.ETOH-Vap/hr

$x$  = conversión del etanol = 0.496

$W_{\text{cat.}}$  = peso del catalizador = 16.2 gr.

Reemplazando valores en (7), tenemos :

$$R = 1.23 \text{ gr.ETOH-Vap./gr.cat.xhr.}$$

$$\begin{aligned} R_A(275^\circ\text{C}) &= 1.23 \text{ gr.ETOH-Vap./gr.cat. x hr.} \\ &= \frac{0.027 \text{ mol-gr.ETOH-Vap.}}{\text{gr.cat. x hr.}} \end{aligned}$$

otra de las conclusiones de la información bibliografica (11) es que : "La reacción de deshidrogenación del ETANOL obedece a una reacción química de PSEUDO PRIMER ORDEN y puede ser estudiada como tal". Por lo tanto considerando una reacción de primer orden y teniendo en cuenta que no es una reacción a volumen(V) constante, su ecuación cinética será:

$$\begin{aligned} R_A &= K_A x (n_A / V) = K_A x \frac{n_{A0}(1-x)}{V_0(1+x)} \\ &= K_A x C_{A0} x (1-x)/(1+x) \text{ ----- (8)} \end{aligned}$$

$$\text{Para: } A \longrightarrow B+C, n_f=2, n_i=1, \quad = \frac{2-1=1}{1}$$

Despejando la ecuación (8) y reemplazando valores :

$$\begin{aligned} K_A &= \frac{R_A (1+x)}{C_{A0} (1-x)} = \frac{R_A (1+x)}{(F_{A0}/Q_{A0})(1-x)} \\ &= \frac{(1.23 \text{ gr.ETOH-Vap./hr.xgr.cat.})(1+0.496)}{(0.0223 \text{ mol-gr./lt.})(1-0.496)} \end{aligned}$$

$$\text{Se obtiene: } K_A(275^\circ\text{C}) = 163.72 \frac{\text{gr.ETOH}}{(\text{mol./lt})(\text{hr})\text{gr}}$$

TABLA N° V-1



$$\ln K_I = (7452/T) + 1.672 \ln(T) - 1.602 \times 10^{-3}(T) + 0.014 \times 10^{-6}(T^2) + 3.5$$

T(°C)	T(°K)	Ln K <sub>I</sub>	K <sub>I</sub>	x <sub>I</sub> =conversión
25	298	-12.4570	3.889 x 10 <sup>-6</sup>	0.001972
100	373	- 7.1733	7.668 x 10 <sup>-4</sup>	0.026800
200	473	- 2.7099	6.654 x 10 <sup>-2</sup>	0.249800
250	523	- 1.1200	3.274 x 10 <sup>-1</sup>	0.496600
275	548	- 0.4280	0.652	0.628200
300	573	+ 0.2034	1.226	0.742100
350	623	+ 1.3050	3.689	0.886000
330	603	+ 0.8850	2.472	0.844000
380	653	+ 1.8879	6.6053	0.932000

TABLA N° V-2



$$\ln K_{II} = (-6341/T) + 1.082 \ln(T) - 19.89 \times 10^{-3}(T) - 0.51 \times 10^{-6}(T^2) + 8.765$$

T(°C)	T(°K)	Ln K <sub>II</sub>	K <sub>II</sub>	x <sub>II</sub> =conversión
25	298	-12.322	4.4540 x 10 <sup>-6</sup>	0.0208
100	373	- 9.317	8.9820 x 10 <sup>-5</sup>	0.0545
200	473	- 7.4929	5.5703 x 10 <sup>-4</sup>	0.0993
250	523	- 7.1278	8.0248 x 10 <sup>-4</sup>	0.1107
275	548	- 7.0352	8.8034 x 10 <sup>-4</sup>	0.1135
300	573	- 6.9937	9.1760 x 10 <sup>-4</sup>	0.1150
330	603	- 7.0004	9.1150 x 10 <sup>-4</sup>	0.1140
350	623	- 7.0401	8.7600 x 10 <sup>-4</sup>	0.1130
380	653	- 7.1375	7.9476 x 10 <sup>-4</sup>	0.1100

Sabemos que la ecuación de ARRHENIUS nos proporciona  $K = f(T) : K_A = A \times e^{-\Delta E/RT}$

de donde:  $A = K_A \times e^{+E/RT}$

$$A(275^\circ\text{C}) = K_A(275^\circ\text{C}) \times e^{+\Delta E/RT}$$

$$E(\text{deshidro.}) = 12.8 \text{ Kcal/mol-gr. ETOH}$$

$$A = (163.72 \frac{\text{gr. ETOH}}{\text{mol/l} \times \text{gr. cat.} \times \text{hr}}) \times e^{\frac{12,800}{1.98 \times 548}}$$

De donde resulta:

$$A(275^\circ\text{C}) = 2.092 \times 10^7 \frac{\text{gr. ETOH}}{(\text{mol/l})(\text{gr. cat.})(\text{hr})}$$

Reemplazando el valor del factor de frecuencia (A) en la ec. Arrhenius

$$K_A(T) = f(T) = 2.092 \times 10^7 \times e^{-6,445.12/T} \\ \left( \frac{\text{gr. ETOH}}{\text{mol/l} \times \text{gr. cat.} \times \text{hr.}} \right)$$

Luego calculamos la constante de velocidad de reacción a la temperatura de operación

$$K_A(330^\circ\text{C}) = (2.092 \times 10^7) (e^{-6,445.12/603})$$

$$K_A(603^\circ\text{K}) = 4.8 \times 10^2 \frac{\text{gr. ETOH-Vap. (convertido)}}{\text{mol/l.} \times \text{gr. cat.} \times \text{hr.}}$$

$$K_A = K_B$$

finalmente concluiremos el estudio cinético calculando la velocidad de reacción a nuestra temperatura de operación ( $330^\circ\text{C} = 603^\circ\text{K}$ )  
Como establecimos anteriormente la ec. de velocidad de reacción está expresado por la siguiente ecuación :

$$R_B = K_B \times C_{A0}(x)/(1+x)$$

tomando  $x = 0.93 =$  conversión global ETOH

$$C_{A0} = 0.022 \text{ mol-gr. ETOH/l.}$$

$$R_B(603^\circ\text{K}) = (4.8 \times 10^2) (0.022) \left( \frac{0.93}{1+0.93} \right)$$

$$R_B(603^\circ\text{K}) = 4.6806 \frac{\text{gr. ETOH (convertido)}}{\text{gr. cat.} \times \text{hr.}}$$

Diseño del reactor catalítico .- En primer lugar se realiza un balance de materias teniendo como base de referencia la producción requerida de ACETALDEHIDO y las conversiónes previamente estimadas. Considerando que la reacción principal (I) y secundaria (II) ocurren simultáneamente:



Donde  $x_I = 0.772$  y  $x_{II} = 0.084$ , respectivamente.

Tendremos en el equilibrio (o estado estacionario del proceso) :

$$n_A = 1 - x_I - x_{II} = 1 - 0.772 - 0.084 = 0.144 \text{ mol-ETOH/reman.}$$

$$n_B = x_I = 0.772 \frac{\text{mol ACHO (formados)}}{\text{mol ETOH}}$$

$$n_C = x_I + x_{II} = 0.772 + 0.084 = 0.856 \frac{\text{mol H}_2}{\text{mol ETOH}}$$

$$n_D = x_{II}/2 = 0.084/2 = 0.042 \frac{\text{mol ETOAC}}{\text{mol ETOH}}$$

Relacionando este balance unitario (1mol de ETOH alimentado) con la producción requerida se llega al balance de materias que se resumen en el siguiente cuadro :

MATERIAL QUE INGRESA AL REACTOR

(1) ETOH	=	335,012.34 gr./hr.
(2) ETOAC	=	1,416.80 gr./hr.
(3) H <sub>2</sub> O	=	<u>27,714.68 gr./hr.</u>
		364,143.82 gr./hr.

MATERIAL QUE SALE DEL REACTOR

(1) ETOH	=	48,242.50 gr./hr.
(2) ETOAC	=	28,334.56 gr./hr.
(3) H <sub>2</sub> O	=	27,714.68 gr./hr.
(4) ACHO	=	247,387.64 gr./hr.
(5) H <sub>2</sub>	=	<u>12,468.44 gr./hr.</u>
		364,143.82 gr./hr.



Proseguimos, el diseño del reactor, calculando la masa de catalizador que requiere nuestro proceso. Para ello empleamos la ecuación general de diseño de reactores continuos con lecho catalítico.

$$\frac{W_c}{F_A} = \frac{x}{R_A} = \frac{x_f - x_o}{R_A} = \frac{(x_A)_f}{R_A} \quad \text{-----(9)}$$

donde :

$W_c$  = masa del catalizador = ?

$F_A$  = flujo másico del ETOH = 335,012.34 gr/hr

$(x_A)_f$  = conversión global ETOH = 0.93

$R_A$  = velocidad de conversión ETOH  
= 4.6806 grETOH / hr. x gr. cat.

Despejando y reemplazando valores en la ecuación (9) :

$$W_c = \frac{(F_A)(x_A)}{R_A} = 66,564.43 \text{ gr. cat.}$$

Luego determinaremos el volumen ocupado por el catalizador :

16.2 gr.cat.(con soporte de asbesto) = 39cc .

Por lo tanto:

66,564.43 gr. cat. = 160,247.70 cc = 5.65 ft<sup>3</sup>  
es el volumen ocupado por el cat. ( $V_c$ ) .

En base a los datos calculados hasta aquí, vamos a proponer las características mecánicas del reactor, para ello asumiremos que nuestro reactor esta equipado con tubos de 1" de D.E (15BWG) y de 5 pies de longitud y por la forma como esta dispuesto vamos a darle un trato similar a un intercambiador de calor del tipo coraza y tubos (1-1) .

De la tabla Nro. 10 de la referencia bibliográfica (15).

$A_o$  = area de flujo /tubo = 0.576pulg.<sup>2</sup> = 0.004 ft<sup>2</sup>  
El volumen( $v_1$ ) de cada tubo será :

$$V_i = A_o \times L = (0.004 \text{ ft}^2)(5 \text{ ft}) = 0.020 \text{ ft}^3$$

El numero de tubos que se requieren :

$$\begin{aligned} \text{Nro. Tubos} &= V_c / V_i = (5.65 \text{ ft}^3) / (0.02 \text{ ft}^3) \\ &= 283 \text{ tubos.} \end{aligned}$$

De la tabla Nro. 9 de la referencia bibliográfica (15), el intercambiador que más se aproxima a nuestros requerimientos es :

<u>CORAZA</u>	<u>TUBOS</u>
D.I = 27 pulg.	D.E = 1 pulg (15 BWG)
1 paso	$L_t = 5 \text{ ft}$ , Nro.tub.=300
	n=1 , arreglo en cuadro
	$P_t = 1\frac{1}{4} \text{ pulg.}$

material de coraza y tubos: acero al carbono.

Es necesario hacer incapie que en cada tubo queda una pequeña sección libre para sujetar el soporte con catalizador, el cual lo calcularemos del siguiente modo :

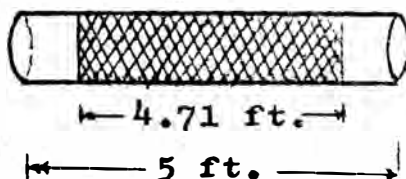
$$\begin{aligned} V_T (\text{dentro de los tubos}) &= (\text{Nro.tubos})(V_i) \\ &= 300 \times 0.02 \text{ ft}^3 = 6 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_e (\text{en exceso total}) &= V_T - V_c = (6 - 5.65) \text{ ft}^3 \\ &= 0.35 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_e' (\text{en exceso/tubo}) &= V_e / \text{Nro. tub.} = \frac{0.35 \text{ ft}^3}{300} \\ &= 1.17 \times 10^{-3} \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L' &= \text{long.libre en c/tubo} = V_e' / A \\ &= (1.17 \times 10^{-3} \text{ ft}^3) / (0.004 \text{ ft}^2) = 0.29 \text{ ft.} \\ &= 3.5 \text{ pulg.} \end{aligned}$$

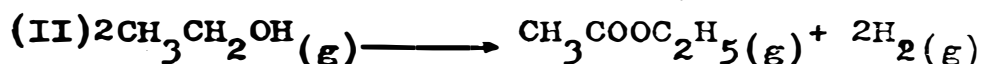
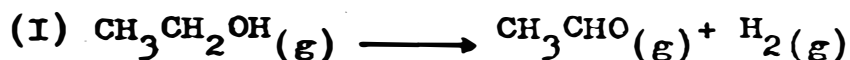
Por lo tanto el esquema de cada tubo es:



Para concluir con el diseño de nuestro reactor Catalítico procedemos a realizar un BA-

LANCE TERMICO. En razón de que los reactantes ingresan al reactor a la temperatura de reacción (330°C), los productos salen a 330°C y teniendo en cuenta que la reacción química ocurre a 330°C y que es endotérmica, el balance térmico únicamente estará encaminado a determinar la cantidad de calor requerido por dicha reacción, el cual básicamente estará determinado por el calor de reacción ( $\Delta H$ ) a la temperatura de 330°C.

Reacciones principales consideradas :



donde :  $\Delta H_1^0(298^\circ\text{K}) = +16,270 \text{ cal./mol-gr.}$

$$\Delta H_2^0(298^\circ\text{K}) = +9,036 \text{ cal./mol-gr.}$$

Aplicando la ecuación (4) a la reacción (1):

$$\Delta H_R(T) = \Delta H_0 + \Delta a(T-T_0) + (\Delta b/2)(T^2 - T_0^2) + (\Delta c/3)(T^3 - T_0^3) \text{ ----- (4')}$$

En la parte correspondiente al estudio cinético se calculó:

$$\Delta C_p(I) = 3.321 - 4.219 \times 10^{-3}(T) + 0.171 \times 10^{-6}(T^2).$$

$$\Delta H_0(I) = 14,790 \text{ cal./mol-gr.}$$

Reemplazando estos valores en la ecuación (4'), resulta:

$$\Delta H_R(I, 603^\circ\text{K}) = 15,234 \text{ cal./mol-gr.}$$

Para la reacción (II) fueron calculados

$$\Delta C_p(II) = 2.184 - 79 \times 10^{-3}(T) - 6.046 \times 10^{-6}(T^2)$$

$$\Delta H_0(II) = 12,053 \text{ cal./mol-gr.}$$

Reemplazando estos valores en la ecuación (4'), resulta :

$$\Delta H_R(II, 603^\circ\text{K}) = +1,476 \text{ cal./mol-gr.}$$

Por lo tanto :

$$\begin{aligned}\Delta H_R(\text{Total}, 603^\circ\text{K}) &= \Delta H_R(\text{I}, 603^\circ\text{K}) + \Delta H_R(\text{II}, 603^\circ\text{K}) \\ &= (15,234 + 1,476) \\ &= 16,710 \text{ cal./mol-gr.}\end{aligned}$$

El etanol que reacciona es:

$$\begin{aligned}\text{ETOH}(\text{reacciona}) &= \text{ETOH}(\text{alimentado}) \times (\text{conver.}) \\ F'_A &= (335,012.34)(0.93) \\ &= 311,561.50 \text{ gr./hr.} \\ &= 6,773.08 \text{ mol-gr./hr.}\end{aligned}$$

El calor total requerido será :

$$\begin{aligned}Q_{\text{total}}(\text{requerido}) &= (F'_A) \times \Delta H_R(\text{total}) \\ &= (16,710 \times 6,773.08) \\ &= 1.132 \times 10^8 \text{ cal./hr.-gr.} \\ &= 449,120 \text{ Btu./hr.}\end{aligned}$$

La fuente de calor que nos suministra la energía requerida será una mezcla de OXIDO DE DIFENILO(73.5%) y DIFENILO(26.5%) , comunmente conocido como "DOWTHERM A" ; esta mezcla esta en fase vapor y disponible a 640°F, temperatura a la cual el calor latente de vaporización es 105 Btu./lbm. Por lo tanto la cantidad de dowtherm requerido será :  $m_D = Q_T / \lambda_V = \frac{449,120 \text{ Btu/hr.}}{105 \text{ Btu/lbm.}}$

$$\begin{aligned}m_D &= 4277.33 \text{ lbm./hr.} \\ &= 1,941,907.80 \text{ gr./hr.}\end{aligned}$$

Costo compra : S/

Costo instalación

Costo total :

## 1.5 ENFRIADOR DE LOS PRODUCTOS DE REACCION

- Función: Enfriar la mezcla de vapores y gas que sale del reactor a 330°C hasta 56°C que es la temperatura de rocío de la mezcla y a la cual hay que alimentarla al condensador.
- Características: Este equipo opera en forma continua.

Calor transferido = 655,002.33 Btu/hr.

Area total de transferencia = 54.964 ft<sup>2</sup>

LADO DE LOS TUBOS

TUBOS

Fluido frio : agua

D.E = 3/4" (14 BWG)

Flujo másico :

L<sub>t</sub> = 7 ft.

19,265 lbm./hr.

Nº tubos : 40

Presión = 1 atm.

n = 4 pasos

Temperatura : 77°F

arreglo en cuadro

Temperatura : 111°F

P<sub>t</sub> = 1"

Material:acero al  
carbono

LADO DE LA CORAZA

CORAZA

Fluido caliente:

D.I = 10"

vapores y gas .

1 paso

Flujo másico :

Espaaciamiento entre  
baffles (B) : 6"

802 lbm./hr.

Presión : 1 atm.

Material : acero al  
carbono.

Temperatura 1: 626°F

Temperatura 2: 133°F

CAIDAS DE PRESION :

Lado de los tubos : 2.3 lbs-f/pulg.<sup>2</sup>

Lado de la coraza : 0.24 lbs-f/pulg.<sup>2</sup>

Factor de obstrucción : 0.0025

Calculos de diseño : Para realizar el diseño de nuestro intercambiador-enfriador se emplea básicamente la teoria de la referencia (15) . El flujo a enfriar está compuesto por:

(1) ACHO 544.90 lbm/hr.

(2) ETOH 106.26 lbm/hr.

(3) ETOAC 62.39 lbm/hr.

(4) H<sub>2</sub>O 61.04 lbm/hr.

(5) H<sub>2</sub> 26.74 lbm/hr.

802.00 lbm/hr.

Lo iniciamos realizando un balance térmico, se calcula el calor transferido por la siguiente ecuación :

$$Q_t = W \times C_e \times (T_2 - T_1)$$

$$\text{siendo : } C_e(\text{mezcla}, T_{\text{prom}} = 380^\circ\text{F}) = 1.658 \frac{\text{Btu}}{\text{lbm.}^\circ\text{F}}$$

$$Q_t = (802 \frac{\text{lbm}}{\text{hr.}})(1.658 \frac{\text{Btu}}{\text{lbm.}^\circ\text{F}})(626-133)^\circ\text{F}$$

$$= 655,002.33 \text{ Btu./hr.}$$

y la masa de agua de enfriamiento:

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = Q_t / C_e(\text{H}_2\text{O}, T_{\text{prom}} = 94^\circ\text{F}) \times \Delta t$$

$$= \frac{(655,002 \text{ Btu/hr.})}{(1 \text{ Btu/lbm } \times^\circ\text{F})(111-77)^\circ\text{F}} = 19,265 \frac{\text{lbm}}{\text{hr}}$$

Luego se procede a calcular el MLDT :

$$T_1 = 626^\circ\text{F}, T_2 = 133^\circ\text{F}, t_1 = 77^\circ\text{F} \text{ y } t_2 = 111^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_1 = 515^\circ\text{F} \text{ y } \Delta t_2 = 56^\circ\text{F} \quad F_T = 1$$

$$\text{MLDT} = (\Delta t_1 - \Delta t_2) / \ln(\Delta t_1 / \Delta t_2) = 207^\circ\text{F}$$

En base a nuestro criterio de diseño y con las características del intercambiador ya mencionadas nos permite calcular los respectivos coeficientes peliculares, pero antes se calcula el coeficiente global de diseño ( $U_D$ ) que corresponde a este intercambiador :  $Q_t = A_D \times U_D \times (\text{MLDT})$

$$\text{despejando : } U_D = Q_t / A_D \times (\text{MLDT})$$

$$\text{siendo : } A_D = S_o \times L_t \times N^\circ\text{tubos}$$

$$\text{de la tabla N}^\circ 10 \text{ del KERN : } S_o (3/4" \text{DE}) = 0.1963 \text{ ft}^2/\text{ft.}$$

$$U_D = (655,002 \text{ Btu/hr.}) / (0.1963 \times 7 \times 40. \text{ft}^2)(207^\circ\text{F})$$

$$= 58 \text{ Btu/hr. } \times \text{ft}^2 \times^\circ\text{F.}$$

COEFICIENTE PELICULAR DENTRO DE LOS TUBOS :

$$a_t'(3/4" \text{D.E.}, 14 \text{BWG}) = \text{area de flujo/tubo.}$$

$$= 0.268 \text{ pulg.}^2$$

$$a_t = \text{area total de flujo} = (a_t')(N^\circ\text{tubos}) / 144 \times n$$

$$= (0.268)(40) / (144)(4) = 0.019 \text{ ft.}^2$$

$$G_t = \text{velocidad másica} = (m_{\text{H}_2\text{O}} / a_t) = \frac{19,265 \text{ lb/hr}}{0.019 \text{ ft}^2 \times \text{ft}}$$

$$= 1,013,947 \text{ lbm/hr } \times \text{ft}^2$$

$$V_t = \text{velocidad de circulación} = G_t / 3600 \times \\ = 1'013,947 / 3600 \times 62.4 = 4.51 \text{ ft/seg.}$$

De la fig. N°26 (KERN), para  $V = 4.51 \text{ ft/seg.}$  y  $T_{\text{prom}} = 94^\circ\text{F}$ , le corresponde un valor de :  
 $h_i = 1080 \text{ Btu/hr} \times \text{ft}^2 \times ^\circ\text{F}$ .

Del grafico adjunto a la fig. 26, se tiene el factor de corrección  $F_c = 1.01$ , por lo cual  
 $h_i \text{ (corregido)} = 1,080 \text{ Btu/hr} \times \text{ft}^2 \times ^\circ\text{F} \times 1.01 \\ = 1,091 \text{ Btu/hr} \times \text{ft}^2 \times ^\circ\text{F}$

Se corrige  $h_i$  con respecto al diametro interno y externo del tubo :

$$h_{i0} = h_i \text{ (corregido)} \times \frac{D.I}{D.E} = 1,091 \times \frac{0.584}{0.750} \\ = 850 \text{ Btu/hr} \times \text{ft}^2 \times ^\circ\text{F}$$

COEFICIENTE PELICULAR FUERA DE LOS TUBOS (coraza) :

$$a_s = \text{area total de flujo} = (D.I)(C')(B) / 144 P_t \\ = (10)(0.25)(6) / (144)(1) = 0.104 \text{ ft.}$$

$$G_s = \text{velocidad másica} = W_s / a_s = (802 / 0.104) \\ = 7,705.10 \text{ lbm/hr} \times \text{ft} \times \text{ft}$$

Para tubos de  $3/4"$  D.E, dispuestos en arreglo cuadro de  $1"$  de paso ( $P_t$ ), de la fig. N° 29 (KERN) :

$$D_e = \text{diametro equivalente} = 0.95" = 0.079 \text{ ft.} \\ \mu \text{ (mezcla, } T_{\text{prom}} = 380^\circ\text{F)} = 0.015 \text{ Cp} = 0.037 \frac{\text{lbm}}{\text{ft} \times \text{hr.}}$$

El  $N_{\text{Re}}$  está dado por la siguiente ecuación:

$$N_{\text{Re}} = \frac{(D_e)(G_s)}{\mu} = \frac{(0.079)(7,705)}{0.037} = 16,451$$

De la fig. N° 28 (KERN) :  $J_H = 74$

Se tiene los siguientes datos :

$$C_e \text{ (mezcla, } T_{\text{prom}}) = 1.658 \text{ Btu/lbm} \times ^\circ\text{F}$$

$$\mu \text{ (mezcla, } T_{\text{prom}}) = 0.037 \text{ lbm/hr} \times \text{ft}$$

$$K \text{ (mezcla, } T_{\text{prom}}) = 0.090 \text{ Btu/hr} \times \text{ft} \times ^\circ\text{F}$$

Reemplazando valores en la ecuación :

$$h_o = J_H \frac{(K_m)}{D_e} \frac{(C_e \times \mu)^{1/3}}{K}$$

$$h_o = 74 \text{ Btu/hr} \times \text{ft}^2 \times \text{F}$$

El coeficiente global limpio ( $U_c$ ) esta dado

$$\text{por : } U_c = \frac{h_{i0} \times h_o}{h_{i0} + h_o} = \frac{850 \times 74}{850 + 74} = 68 \frac{\text{Btu}}{\text{hr} \times \text{ft}^2 \times \text{F}}$$

El factor de obstrucción ( $R_d$ ) lo calculamos mediante la siguiente ecuación :

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} = \frac{68 - 58}{68 \times 58} = 0.0025$$

Calculo de la caida de presión :

Caida de presión fuera de los tubos (coraza):

$$f(N_{Re} = 16,451) = 0.0019$$

$$(N+1) = N^{\circ} \text{ de cruces} = (12 \times L_t) / B \\ = (12 \times 7) / 6 = 14$$

$$D_s = 10'' = 0.83 \text{ ft.}$$

$$P.M(\text{promedio}) = 24.91$$

$$\rho_m = \frac{24.91}{359(840/492)} = 0.041$$

$$S_m = \rho_m / 62.4 = 0.041 / 62.4 = 0.00066$$

Reemplazando valores en la ecuación :

$$(\Delta P)_s = \frac{f \times (G_s)^2 \times D_s \times (N+1)}{2(5.22 \times 10^{10}) D_e \times S_m \times \phi_s}$$

$$\Delta P_s = 0.24 \text{ lb/pulg}^2.$$

Luego calculamos la caida de presión dentro de los tubos :

$$N_{Re} = \frac{(D.I)(G_t)}{\mu} = \frac{(0.584)(1,013,947)}{(1.940)} \\ = 25,610$$

Para este  $N_{Re}$ , de la fig. 26 (KERN):

$$f = 0.00021 \quad \text{y } S(H_2O, T_{\text{prom}}) = 1$$

$$(\Delta P)_t = \frac{f \times (G_t)^2 \times L_t \times n}{5.22 \times 10^{10} \times (D.I)(S) \times \phi_t}$$

Reemplazando en la ecuación anterior :

$$\Delta P_t = 2.36 \text{ lb-f/pulg}^2$$



Costo de equipo : S/854,681.  
 Costo de instalación : 85,556.  
 Costo total : 940,237.

### 1.6 CONDENSADOR DE MULTICOMPONENTES :

- Función : Condensación de los vapores desde el seno de la mezcla de vapores y gas provenientes del reactor catalítico y que constituyen los productos de reacción, los cuales previamente fueron enfriados hasta su temperatura de rocío. Esta condensación dentro del rango de condensación de la mezcla ocurre hasta la temperatura de 5°C, a la cual los vapores no condensables y gases son alimentados al absorvedor .

- Características : El condensador básicamente es un intercambiador de coraza y tubos, del tipo 1-4 (1 paso en la coraza y 4 pasos en los tubos)

Calor total transferido = 271,605.643  $\frac{\text{Btu}}{\text{hr}^2}$   
 Area total de transferencia = 213.60  $\frac{\text{ft}^2}{\text{ft}}$

#### LADO DE LOS TUBOS

Fluido frío: solución  
alcoholica .

Flujo másico:  
3,341.30 lbm/hr.

Presión : 1 atm.

Temperatura(1) = -8°C

Temperatura(2) = 30°C

#### TUBOS

D.E = 3/4" (16BWG)

Nº tubos = 68

$L_t = 16 \text{ ft.}$

$n = 4$

arreglo en cuadro

$P_T = 1"$

Material: acero al  
carbono.

#### LADO DE LA CORAZA

Fluido caliente :  
vapores y gas.

Flujo másico :  
802 lbm/hr.

Presión = 1 atm.

Temperatura(1) = 56°C

#### CORAZA

D.I = 12"

1 paso.

Espaciamiento entre baffles (B) = 5"

Material : acero al  
carbono.

Temperatura(2) = 5°C

CAIDA DE PRESION :

Dentro de los tubos = 0.88 lbf./pulg.<sup>2</sup>

Fuera de los tubos = 0.25 lbf./pulg.<sup>2</sup>

Factor de obstrucción = 0.004

- Calculos de diseño : En el diseño del condensador se siguen los métodos explicados en el KERN(16); estas teorías de diseño se basan principalmente iterativos que se van repitiendo una y otra vez hasta obtener los resultados deseados, por lo cual aquí vamos a mostrar uno o dos ejemplos de cálculos para luego presentar cuadros resúmenes de los respectivos cálculos.

Cálculo del punto de rocío y el punto de

burbuja : Para calcular las temperaturas

correspondientes a los puntos de rocío y

burbuja , asumimos que la mezcla de vapores

y gas constituyen un fluido ideal, es

tó únicamente con el propósito de simplificar

los cálculos de diseño ya que resulta

sumamente complicado determinar el coeficiente

de actividad para cada uno de los vapores

y sobre todo para poder aplicar :

La ley de DALTON(gases ideales) =  $P_i = y_i \times P_t$

La ley de RAOULT(liq. ideal) =  $P_i = x_i \times (P_v^0)_i$

Las cuales al combinarse originan para un

sistema liquido-vapor(ideales) en equilibrio :

brio :

$$P_i = x_i \times (P_v^0)_i = y_i \times P_t$$

La temperatura de rocío se calcula por tanteo

(método iterativo), se asume una temperatura

y se trata de verificar que la primera gota

de condensado tenga la misma composición

de la mezcla de vapores que se es

tá condensando .

Despues de tanteos se encontró que la temperatura de rocío es 56°C y considerando solo los vapores condensables.

COMPONENTE	$y_i$	$P_{vi}^0 (56^\circ\text{C})$ (atm.)	$x_i$
(1) ACHO	0.659	3.250	0.118
(2) ETOH	0.123	0.380	0.189
(3) ETOAC	0.038	0.480	0.046
(4) H <sub>2</sub> O	0.180	0.163	0.645
	1.000		0.998

$$P(\text{sistema}) = 1 \text{ atm.}$$

$$P_p (\text{no condensable}) = 0.416 \text{ atm.}$$

$$P_t = P_p (\text{condensable}) = 0.584 \text{ atm.}$$

$$x_i = (y_i \times P_t) / P_{vi}^0$$

Sabemos que en el punto de rocío :

$$\sum y_i = \sum x_i \text{ y como } \sum y_i = 1 = \sum x_i = 0.998$$

la  $T_{\text{rocío}} = 56^\circ\text{C}$ .

De modo similar se encontro la temperatura de burbuja igual a 30°C y considerando solo la presión que actua sobre los vapores condensables .

COMPONENTE	$x_i$	$P_{vi}^0 (30^\circ\text{C})$ (psia)	$P_i$ (psia)
(1) ACHO	0.659	21.756	8.376
(2) ETOH	0.123	1.470	0.106
(3) ETOAC	0.038	2.205	0.049
(4) H <sub>2</sub> O	0.180	0.588	0.062
	1.000		8.593

En el punto de burbuja se tendra que :

$$P_i = P_t \text{ y } P_p (\text{condensado}) = P_t = 8.585 \text{ Psia}$$

que es ligeramente menor  $P_i = 8.593 \text{ psia}$  ,  
lo tanto la  $T_{\text{burbuja}} = 30^\circ\text{C}$  .

Para el correspondiente diseño del condensador se hará uso del procedimiento iterativo. Vamos a dividir este rango de temperaturas en una serie de intervalos que a la vez nos representará ficticiamente condensadores operando en serie. Estos intervalos de temperaturas serán:

PUNTO	1	2	3	4	5	6	7
T(°C)	56(T <sub>R</sub> )	52	47	40	30	20	5

Balance de materiales: El balance de materiales lo vamos a realizar sobre cada intervalo de temperatura y se seguirá un procedimiento iterativo con respecto al valor de  $(V/L)$  y/o  $(V/L'+L_c)$ .

Para el 1<sup>er</sup> INTERVALO: 56°C-52°C, asumimos  $(V/L) = 12$ .

COMPONENTE	Y = mol-lb/hr	$P_{vi}^o \left( \begin{matrix} 52^\circ\text{C} \\ \text{atm.} \end{matrix} \right)$	$K_i = P_{vi}^o / P_t$
(1) ACHO	12.384	3.00	5.140
(2) ETOH	2.310	0.33	0.570
(3) ETOAC	0.709	0.42	0.720
(4) H <sub>2</sub> O	3.391	0.14	0.240
	<u>18.794</u>		
(5) H <sub>2</sub>	13.372		
	<u>32.166</u>		

$$L_1 = Y_1 / (1 + (V/L)K) \quad V = Y_1 - L_1$$

0.198	12.186
0.295	2.015
0.074	0.635
0.874	2.517

<u>1.441</u>	<u>17.353</u>
--------------	---------------

$$P_t = (1 - Y(\text{H}_2)) \times P = (1 - (13.372/32.166))(1 \text{ atm})$$

$$P_t = 0.584 \text{ atm.}$$

$$\begin{aligned} (V/L)_{\text{calc.}} &= (17.353/1.441) = 12.04 \\ &= (V/L)_{\text{asum.}} = 12.00 \end{aligned}$$

Por lo tanto el valor de  $(V/L)_{\text{asum.}}$  es correcto, de igual modo la iteración sgte. :  
Para el 2<sup>do</sup> INTERVALO : 52°C-47°C

$$\begin{aligned} P_t &= \text{Presión sobre los vapores.} \\ &= (1 - Y(H_2))P = (1 - (13.372/17.353 + 13.372) \\ &\quad \times (1 \text{ atm.})) \\ &= 0.565 \text{ atm.} \end{aligned}$$

$$\text{Asumimos : } (V/L_1 + L_c) = 4.00$$

$L_1$  = liquido condensado en el intervalo.

$$= \frac{Y_1 - K_1 L_c (V/L_1 + L_c)}{1 + K_1 (V/L_1 + L_c)}$$

COMPONENTE	$Y_i \left( \frac{\text{mol-lb}}{\text{hr}} \right)$	$P_{vi}^0 (47^\circ\text{C})$ (atm.)	$K_i = \frac{P_{vi}^0}{P_t}$
(1) ACHO	12.186	2.50	4.425
(2) ETOH	2.015	0.25	0.442
(3) ETOAC	0.635	0.33	0.584
(4) H <sub>2</sub> O	2.517	0.10	0.177
	17.353		
(5) H <sub>2</sub>	13.725		
	30.725		

$L_c \left( \frac{\text{mol-lb}}{\text{hr}} \right)$	$L_1 \left( \frac{\text{mol-lb}}{\text{hr}} \right)$	$V = Y_1 - L_1$
0.198	0.465	11.721
0.295	0.541	1.474
0.074	0.140	0.495
0.874	1.112	1.405
1.441	2.256	15.095

$$\begin{aligned} (V/L_1 + L_c)_{\text{cal.}} &= (15.095/2.258 + 1.441) = 4.08 \\ &= (V/L_1 + L_c)_{\text{asum.}} = 4.00 \end{aligned}$$

y así sucesivamente continuamos realizando el balance de materiales en cada uno de los intervalos restantes. En el cuadro siguiente presentamos un resumen completo del balance completo del condensador.

INTERVALO (°C)	$L_c$ (liq. cond)	$Y_i$ (vap. no cond.)	$V/L$ * (asum.)	$V/L$ (calc.)
56-52	1.441	30.725	12.00	12.04
52-47	3.699	28.467	4.00	4.08
47-40	5.199	26.961	2.60	2.61
40-30	7.506	24.660	1.50	1.504
30-20	10.442	21.724	0.80	0.799
20-5	18.489	13.677	0.02	0.017

(\*) Al referirnos a  $(V/L)$ , también estamos tabulando  $(V/L_1 + L_c)$

A manera de comprobación observamos que para el último intervalo (20°C-5°C) se cumple  $L_c + Y_i = 18,489 + 13,677 = 32,166 \frac{\text{mol-lb}}{\text{hr}} (Y_i - \text{Ini.})$

La composición del gas ( $H_2$ ) y los vapores no condensables que salen del último intervalo del condensador es el siguiente :

COMPONENTE	$Y_i$ (mol-lb/hr)	$y_i = \text{f.m.}$
(1) ACHO	0.301	0.02200
(2) ETOH	0.002	0.00015
(3) ETOAC	0.001	0.00007
(4) $H_2O$	0.001	0.00007
(5) $H_2$	13.372	0.97800
	13.677	1.00000

Balance de calor : El balance de calor lo realizaremos también sobre cada uno de los intervalos de temperatura en los cuales se efectuó el balance de materiales. Este balance de calor estará encaminado a determinar el calor total perdido por la mezcla y que esta constituido por :

$q_{Lc}$  = calor latente cedido por vapores que se condensan.

$$= (L_i)(\bar{\lambda}_i)$$

$q_{sc}$  = calor sensible cedido por el condensado que se enfría.

$$= (L_i)(\bar{c}_{ei})(\Delta T)$$

$q_{nc}$  = calor sensible cedido por gas y vapores que se enfrían.

$$= (Y_i)(\bar{c}_{pi})(\Delta T)$$

tanto  $\bar{\lambda}_i$ ,  $\bar{c}_{ei}$ ,  $\bar{c}_{pi}$  son propiedades físicas estimadas a la temperatura promedio de cada intervalo.

El calor total cedido por la mezcla de gas y vapores en cada intervalo será :

$$Q_i = \text{calor total en el intervalo.} \\ = q_{Lc} + q_{sc} + q_{nc}$$

$$Q_{\text{total}}(\text{en el condensador}) = \sum Q_i$$

PRIMER INTERVALO : (56-52)°C

$$T_{\text{prom}} = (56^\circ\text{C} + 52^\circ\text{C}) / 2 = 54^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = 56^\circ\text{C} - 52^\circ\text{C} = 4^\circ\text{C}$$

Calor latente cedido por los vapores al condensador ( $q_{Lc}$ )

COMPONENTE	$L_i$	$\lambda_i (54^\circ\text{C})$	$q_{Lc}$
(1) ACHO	0.198	9,672.96	1,915.246
(2) ETOH	0.295	17,237.58	5,085.086
(3) ETOAC	0.074	14,271.84	1,056.116
(4) H <sub>2</sub> O	0.874	18,358.74	16,045.539
TOTAL			24,101.987

Calor sensible cedido por el condensado que se enfría ( $q_{sc}$ ) :

COMPONENTE	$L_1$	$Ce(54^\circ C)$	$q_{sc}$
(1) ACHO	0.198	14.960	21.327
(2) ETOH	0.295	31.050	65.950
(3) ETOAC	0.074	40.040	21.333
(4) $H_2O$	0.874	18.000	15.732
<b>TOTAL</b>			<b>124.342</b>

Finalmente, para este intervalo calculemos el calor sensible de vapores y gas cedido al enfriarse ( $q_{nc}$ ) :

COMPONENTE	$Y_i$	$Ce(54^\circ C)$	$q_{nc}$
(1) ACHO	12.186	13.860	1,216.065
(2) ETOH	2.015	18.400	266.947
(3) ETOAC	0.635	22.000	100.584
(4) $H_2O$	2.517	7.920	143.529
(5) $H_2$	13.372	6.900	664.321
<b>TOTAL</b>	<b>30.725</b>		<b>2,391.447</b>

El calor total cedido en este intervalo :  
 $Q_i = (24,102 + 124 + 2,392) = 28,618$  Btu/hr.

De modo similar calculamos el calor cedido en los intervalos restantes, en el siguiente cuadro presentamos un resumen :

INTERVALO ( $^\circ C$ )	$q_{Lc}$	$q_{sc}$	$q_{nc}$	$Q_i$
(1) 56-52	24,102	124	2,392	26,618
(2) 52-47	36,456	436	2,697	39,589
(3) 47-40	22,909	410	3,480	26,799
(4) 40-30	32,617	831	4,353	37,801
(5) 30-20	36,713	913	3,602	41,228
(6) 20-5	93,757	3,264	2,593	99,574
<b>TOTAL</b>				<b>271,609</b>



Calculo de la cantidad de refrigerante requerida : Como fluido refrigerante se empleará una mezcla de agua y etanol (50% en peso) dicha mezcla estará disponible a  $-8^{\circ}\text{C}$  (esto es posible ya que la temperatura de fusión del agua es  $0^{\circ}\text{C}$  y la del etanol es  $-114.6^{\circ}\text{C}$ ); el punto de burbuja para esta mezcla refrigerante ( $T_b$ ) calculado es  $92^{\circ}\text{C}$ .

En base a las características de la mezcla refrigerante asumiremos que ésta se calienta hasta  $50^{\circ}\text{C}$ , por lo tanto la temperatura promedio será :

$$T_{\text{prom.}} = \frac{(-8^{\circ}\text{C}) + (50^{\circ}\text{C})}{2} = 29^{\circ}\text{C}$$

El calor específico de la mezcla, a  $T_{\text{prom}}$ :

$$C_e(\text{mezcla}, T_{\text{prom}}) = \sum x_i C_{e_i} = 0.29 \times 0.55 + 0.71 \times 1 = 0.87 \text{ Btu/lbm } ^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta T = 30^{\circ}\text{C} - (-8^{\circ}\text{C}) = 58^{\circ}\text{C} = 104^{\circ}\text{F}$$

Sabemos que :  $Q_{\text{total}}(\text{cedido}) = Q_{\text{total}}(\text{ganado})$

$$Q_{\text{total}}(\text{cedido}) = W_s \times C_{e_s} \times \Delta T$$

$$\text{de donde } W_s = Q_{\text{total}}(\text{cedido}) / C_{e_s} \times \Delta T$$

Reemplazando valores, tenemos :

$$W_s = (271,609 \text{ Btu/hr}) / (0.84 \text{ Btu/lb. } ^{\circ}\text{F})(104^{\circ}\text{F}) = 3110 \text{ lbm/hr.}$$

DISEÑO DEL CONDENSADOR : El caso a nuestro criterio de diseño, asumiremos un intercambiador-condensador con las características ya mencionadas para calcular los respectivos coeficientes peliculares y luego establecer si este equipo satisface los requerimiento del proceso.

Coefficiente pelicular dentro de los tubos:

$$a'_t = \text{área de flujo/tubo} = 0.302 \text{ pulg.}^2$$

$$a_t = \text{área total de flujo} = \frac{(N^{\circ}\text{tub.})(a_t')}{144 \times n}$$

$$= \frac{(68)(0.302)}{144(4)} = 0.030 \text{ ft}^2$$

$$G_t = \text{velocidad másica} = W_s/a_t$$

$$= (3,110 \text{ lbm/hr})/0.03 \text{ ft}^2 = 103,667 \frac{\text{lbm}}{\text{hr x ft}^2}$$

Calculo del  $N_{Re}$  :

$$\mu(\text{soluc.}, T_{\text{prom}} = 21^{\circ}\text{C}) = \sum x_i \mu_i = (0.29 \times 1.15 \text{ cp})$$

$$+ (0.71 \times 1.04 \text{ cp})$$

$$= 1. \text{ cp} = 2.42 \frac{\text{lbm}}{\text{hr x ft}}$$

$$D.I(3/4" D.E, 12BWG) = 0.532 \text{ pulg.} = 0.052 \text{ ft.}$$

$$N_{Re} = (D.I)(G_t)/\mu = 2,228$$

De la fig. N<sup>o</sup> 24-KERN(16); para  $N_{Re} = 2,228$

y  $(L/D) = 250$ , corresponde un  $J_H = 4.6$

Calculamos  $(h_{i0})$  mediante la siguiente ec.:

$$h_i = (J_H) \left( \frac{K}{D.I} \right) \left( \frac{C \times \mu}{K} \right)^{1/3}$$

donde :

$$C(\text{soluc.}, T_{\text{prom}}) = 0.840 \text{ Btu/lbm x } ^{\circ}\text{F}$$

$$\mu(\text{soluc.}, T_{\text{prom}}) = 2.42 \text{ lbm/hr x ft.}$$

$$K(\text{soluc.}, T_{\text{prom}}) = 0.276 \text{ Btu/hr x ft x } ^{\circ}\text{F}$$

Reemplazando valores se tiene :

$$h_i = 48 \text{ Btu/hr x ft}^2 \text{ x } ^{\circ}\text{F}$$

corrigiendo este valor con los diámetros interno y externo del tubo :

$$h_{i0} = h_i \times \frac{D.I}{D.E} = 48 \frac{0.62}{0.75} = 41 \frac{\text{Btu}}{\text{hr x ft x ft}^2}$$

Continuamos con los calculos, estimando el coeficiente pelicular fuera de los tubos ( $h_o$ ), para ello procedemos a calcular  $h_o$  y  $U_c$  de punto a punto es decir dentro de cada intervalo ya establecido, así :

Para el 1<sup>er</sup> INTERVALO :

Calculo de las propiedades físicas promedio en el punto (1) : a  $T = 56^{\circ}\text{C}$ .

COMPONENTE	$y_i = \text{f.m}$	$C_p(56^{\circ}\text{C})$	$\mu_i$	$K_i$
(1) ACHO	0.385	0.315	0.023	0.0073
(2) ETOH	0.072	0.401	0.023	0.0097
(3) ETOAC	0.022	0.250	0.006	0.3780
(4) $\text{H}_2\text{O}$	0.105	0.442	0.046	0.0100
(5) $\text{H}_2$	0.416	0.340	0.141	0.1040
TOTAL	1.000			

De donde tenemos :

$$\bar{C}_p (\text{mezcla}, 56^{\circ}\text{C}) = \sum x_i \times C_{p_i} = 0.343 \frac{\text{Btu}}{\text{lb} \times ^{\circ}\text{F}}$$

$$\mu (\text{mezcla}, 56^{\circ}\text{C}) = \sum x_i \times \mu_i = 0.024 \frac{\text{lbm}}{\text{hr} \times \text{ft}}$$

$$\bar{K} (\text{mezcla}, 56^{\circ}\text{C}) = \sum x_i \times K_i = 0.0562 \frac{\text{Btu}}{\text{hr} \times \text{ft} \times ^{\circ}\text{F}}$$

Cálculo del Área de flujo ( $a_s$ ) :

$$a_s = \frac{(D.I)(C')(B)}{144 \times P_t} = \frac{(12)(0.25)(5)}{144 \times 1} = 0.104 \text{ ft}^2$$

$$G_s = \text{flujo másico} = W_s / a_s = 7,705.10 \frac{\text{lbm}}{\text{hr} \times \text{ft}^2}$$

$$D_e (3/4" \text{D.E, arreglo en cuadro, } P_t=1) = 0.95" \\ = 0.079 \text{ ft.}$$

$$N_{Re} = (D_e)(G_s) / \mu = 25,363$$

Para este  $N_{Re}$ , en la fig. N° 28-KERN(16) le corresponde un valor de :  $J_H =$

Reemplazando valores en la ecuación :

$$h_o = (J_H) \left( \frac{K}{D_e} \right) \left( \frac{C \times \mu}{K} \right)^{1/3} \\ = 33.75 \text{ Btu/lbm} \times \text{ft}^2 \times ^{\circ}\text{F.}$$

En razón de que el coeficiente global limpio de transferencia de calor lo vamos a calcular mediante iteraciones buscando que se cumpla la siguiente equivalencia :

$$h_o (T_g - T_c) + K_G (\bar{\lambda}_m) (P_v - P_c) = h_{i,c} (T_c - T_w) \quad \text{---(1)}$$

donde:

$h_o$  y  $h_{io}$  : coeficientes peliculares.

$T_g$  : temperatura del gas y vapores = 56°C (133°F)

$T_w$  : temperatura de la solución alcohólica  
= 50°C (122°F)

$T_c$  : temperatura del condensado  
= se determina por tanteos.

$P_v$  : presión parcial de los vapores  
=  $\sum x_i P_{vi}^o(56^\circ\text{C})$

$P_c$  : presión parcial del vapor en la película de condensado. =  $f(T_c)$

$m$  : calor latente de vaporización

$K_G$  : coeficiente de difusión de masa, estado por la siguiente ecuación :

$$K_G = \frac{h_o (C_p \mu / K)^{2/3}}{C_p (P_{gf}) (M_m) (\mu / \rho_m \times K_d)^{2/3}} \quad \text{-----(2)}$$

donde :

$M_m$  : peso molecular promedio de la mezcla.

$\rho_m$  : densidad promedio de la mezcla.

$K_d$  : difusividad del vapor en la fase gas.

$$P_{gf} = \frac{(P'_g - P_g)}{\ln(P'_g / P_g)} \quad \text{------(3)}$$

$P_g$  : presión parcial de los vapores en la mezcla de gases.

$P'_g$  : presión parcial del gas en la película de condensado.

$$= P_T - P_c \quad \text{------(4)}$$

$P_T$  : presión total sobre la película de condensado.

$P_c$  : presión parcial del vapor en la película de condensado.

$K_d$  : difusividad de vapores(A) en gas(B).

$M_A$  ,  $M_B$  : pesos moleculares.

$$K_d = D_{A-B} = \frac{0.0166(T^\circ K)^{3/2}}{(P_T)(v_A^{1/3} + v_B^{1/3})^2} \left( \frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)^{1/2} \quad \text{---(5)}$$

$v_A$  :  $v_B$  : volúmenes moleculares.

$$M_A(\text{vapores}) = y_i M_i = 41.24$$

$$M_B(\text{gas: H}_2) = 2$$

$$v(\text{C}_2\text{H}_4\text{O}) = 51.80$$

$$v(\text{C}_2\text{H}_6\text{O}) = 59.20$$

$$v(\text{C}_4\text{H}_8\text{O}_2) = 110.80$$

$$v(\text{H}_2\text{O}) = 14.80$$

$$v_A(\text{vapores}) = y_i v_i = 48.29$$

Reemplazando valores en la ecuación (5) se obtiene :  $K_d = 2.295 \text{ ft}^2/\text{hr}$ .

Cálculo de la densidad de la mezcla de vapores y gas :

$$\rho_m = \frac{W_m}{V_m} \quad \begin{array}{l} W_m : \text{peso de la mezcla.} \\ V_m : \text{volumen de la mezcla.} \end{array} \quad \text{---(6)}$$

El volumen de la mezcla se puede calcular mediante la ecuación universal de los gases referida a dos estados, para P y T bajas el coeficiente de compresibilidad se aproxima a la unidad.

$$\frac{P_1 \times V_1}{P_0 \times V_0} = \frac{n_1 \times T_1}{n_0 \times T_0} \quad \begin{array}{l} P_0, V_0, T_0 (\text{cond. st.}) \\ P_1, V_1, T_1 (\text{cond. op.}) \end{array}$$

Despejando y que  $P_1 = P_0 = 1 \text{ atm}$ .

$$\begin{aligned} V_1 = V_m &= V_0 (n_1/n_0) (T_1/T_0) \\ &= (359 \text{ ft}^3) (32.166/1) (329/273) \\ &= 13,916.33 \text{ ft}^3/\text{hr}. \end{aligned}$$

Reemplazando valores en la ecuación (6) :

$$\rho_m = \frac{802 \text{ lbm/hr}}{13,916.33 \text{ ft}^3/\text{hr}} = 0.058 \text{ lbm/ft}^3$$

Reemplazando los valores correspondientes

en la ecuación (2) , tenemos :

$$K_G = \frac{3.442}{(P_{gf})} \text{ mol-lb/hr x ft}^2$$

La presión parcial de los vapores ( $P_v$ ) está dada por :

$$\begin{aligned} P_v &= \sum x_i P_{vi}^o = \sum \left( \frac{y_i \times P_T}{P_{vi}^o} \right) (P_{vi}^o) = \sum (y_i \times P_T) \\ &= (\sum (y_i)) (P_T) = 1 \times P_T \end{aligned}$$

si  $P_T = 0.584 \text{ atm.}$

$$P_v = 0.584 \text{ atm.} = 8.584 \text{ Psia.}$$

La presión parcial del gas ( $P_g$ ) es :

$$P_g = \pi - P_v = (14.7 - 8.584) \text{ Psia} = 6.116 \text{ Psia}$$

Para calcular  $P_c$  (presión parcial del vapor en la película de condensado), asumiremos un valor para  $T_c$  (temperatura del condensado) =  $55.5^\circ\text{C}$  y  $P_c = \sum x_i P_{vi}^o(T_c)$

$$\begin{aligned} \sum x_i &= \text{composición del condensado} \\ &= f(P_{vi}^o(56^\circ\text{C})) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_c &= (0.116 \times 47.334 \text{ psia}) + (0.188 \times 5.439 \text{ psia}) \\ &\quad + (0.046 \times 6.836 \text{ psia}) + (0.656 \times 2.352 \text{ psia}) \\ &= 8.374 \text{ psia.} \end{aligned}$$

Reemplazando valores en la ecuación (4) :

$$P'_g = P_T - P_c = (14.7 - 8.374) \text{ psia} = 6.326 \text{ psia}$$

Reemplazando valores en la ecuación(3) :

$$\begin{aligned} P_{gf} &= \frac{(6.326 - 6.116) \text{ psia}}{\ln(6.326/6.116)} = 6.220 \text{ psia} \\ &= 0.423 \text{ atm.} \end{aligned}$$

Reemplazando valores correspondientes en la siguiente ecuación :

$$\begin{aligned} \lambda_m &= \sum x_i \lambda_i \\ &= (0.116 \times 9,504) + (0.188 \times 17,222) + \\ &\quad (0.046 \times 14,256) + (0.656 \times 18,306) \\ &= 17,002 \text{ Btu/mol-lb.} \end{aligned}$$

Reemplazando valores en la ecuación (1), comprobamos :

$$33.75(132.8-131.9) + \frac{3.442}{6.220}(17,002)(8.585-8.374) = 41.37(131.9-86)$$

$$\text{obteniendose : } 2,015.60 = 1,900.30$$

Por lo tanto el valor asumido para  $T_c$  puede considerarse correcto y el valor de :

$$(U_1)(\Delta T) = \frac{(2,015.60 + 1900.30)}{2}$$

$$= 1,958 \text{ Btu/hr x ft}^2$$

$$\text{siendo: } \Delta T = T_g - T_w = 132.8^\circ\text{F} - 86^\circ\text{F} = 46.8^\circ\text{F}$$

Resultará finalmente, para el punto(1) -

$$T = 56^\circ\text{C} :$$

$$U_1 = (1,958 \text{ Btu/hr x ft}^2) / (46.80^\circ\text{F})$$

$$= 41.84 \text{ Btu/hr x ft}^2 \times ^\circ\text{F}$$

Para el punto(2);  $T = 52^\circ\text{C}$  (Inicio del 2<sup>do</sup> INTERVALO:  $52^\circ\text{C} - 47^\circ\text{C}$ ), y los subsiguientes puntos procedemos en forma similar al punto(1) y calculamos para cada uno de ellos los correspondientes coeficiente peliculares ( $h_o$ ) y coeficiente global (U). Los valores respectivos son tabulados en el siguiente cuadro resumen de cálculos :

PUNTO (°C)	$U \times \Delta T$ (Btu/hrft <sup>2</sup> )	$(U \times \Delta T)_p$	$Q_t$ (Btu/hr)	$A_{12}$ (ft <sup>2</sup> )
(1) 56	1,958.00	1,924.00	26,618.	13.83
(2) 52	1,890.00	2,056.50	39,589.	19.25
(3) 47	2,223.00	2,210.00	26,798.	12.13
(4) 40	2,197.00	2,095.50	37,802.	18.69
(5) 30	1,862.00	1,745.00	41,228	23.82
(6) 20	1,628.00	993.00	99,574	100.27
(7) 5	358.00			
			271,609.	187.74

Siendo :  $A_o$  : área total limpia

$$= A_1 = 187.74 \text{ ft}^2$$

Luego calculamos el  $\Delta T$  (balanceado), por medio de la ecuación :

$$\Delta T(\text{balanceado}) = Q_t / \sum (Q_{ti} / (\Delta T)_{\text{prom}}) \quad \text{--- (7)}$$

En el siguiente cuadro resumen de cálculos mostramos en forma concreta la evaluación de  $\sum (Q_{ti} / (\Delta T)_{\text{prom}})$  :

PUNTO (°C)	$T_g$ (°F)	$T_w$ (°F)	$\Delta T = T_g - T_w$ (°F)	$(\Delta T)_p$ (°F)	$Q_{ti} / \Delta T_p$ (Btu/hr x °F)
(1) 56	132.8	86.00	46.80	47.77	557.21
(2) 52	125.6	76.86	48.74	51.04	775.65
(3) 47	116.6	63.27	53.33	51.67	518.64
(4) 40	104.0	54.07	50.00	47.50	795.81
(5) 30	86.0	41.09	45.00	43.00	958.79
(6) 20	68.0	27.00	41.00	32.20	3092.33
(7) 5	41.0	17.60	23.40		
<b>TOTAL</b>					<b>6698.43</b>

Reemplazando valores en la ecuación (7) :

$$\Delta T(\text{balan.}) = \frac{271,609 \text{ Btu/hr}}{6,698.43 \text{ Btu/hr x } ^\circ\text{F}} = 41^\circ\text{F}$$

Cálculo del coeficiente global limpio ( $U_c$ ):

$$U_c = Q_t / A_c \times \Delta T(\text{bal.})$$

Reemplazando valores se obtiene:

$$U_c = \frac{271,609 \text{ Btu./hr}}{187.74 \text{ ft}^2 \times 41^\circ\text{F}} = 36 \text{ Btu/hr x ft}^2 \times ^\circ\text{F}$$

Cálculo del coeficiente global de diseño ( $U_D$ )

De la tabla N° 10-KERN (16) :

$$S_o : \text{superficie externa/ft de tubo} \\ = 0.1963 \text{ ft}^2/\text{ft.}$$

$$A_T = S_o \times (N^\circ \text{ tubos}) (L_t) \\ = (0.1963 \text{ ft}^2/\text{ft}) (16 \text{ ft}) (68) = 213.60 \text{ ft}^2$$



Reemplazando valores en la ecuación :

$$U_D = \frac{Q_t}{A_T \times (\Delta T)(\text{bal.})} = \frac{271,600 \text{ Btu/hr}}{(213.60 \text{ ft}^2)(41^\circ\text{F})}$$

$$= 31 \text{ Btu/hr} \times \text{ft}^2 \times ^\circ\text{F}.$$

Cálculo del factor de obstrucción ( $R_d$ ) :

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} = \frac{36 - 31}{36 \times 31} = 0.004$$

Cálculo de la caída de presión dentro de los tubos ( $\Delta P_T$ ) :

Para el  $N_{Re} = 2,233$  (anteriormente calculado) de la fig N° 26-KERN(16) le corresponde :

$$f = 0.0028 \text{ ft}^2/\text{pulg.}^2.$$

$$S(\text{solución alcohólica}) = \sum x_i \times S_i$$

$$= (0.29 \times 0.79) + (0.71 \times 1)$$

$$= 0.96$$

$$D.I(\text{tubo}) = 0.532 \text{ pulg.} = 0.0517 \text{ ft.}$$

Reemplazando valores en la siguiente ecuación :

$$\Delta P_t = \frac{f \times (G_t)^2 (L_t)(n)}{(5.22 \times 10^{10})(D.I)(S_m) \phi_t}$$

$$= 0.841 \text{ psia.}$$

$$\Delta P_r = (4n/S)(v^2/2g') \text{ ----- (8)}$$

$$V = G_t/3600 \times m = 103,667/3600 \times 58.51$$

$$= 0.529 \text{ ft/seg.}$$

$$g' = 73$$

Reemplazando valores en la ecuación (8) :

$$\Delta P_r = 4(4)(0.529)^2 / (0.96)(2 \times 73) = 0.032 \text{ psia}$$

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r = 0.841 + 0.032$$

$$= 0.873 \text{ psia.}$$

Cálculo de la caída de presión en la coraza ( $\Delta P_s$ ) :

Para un valor de  $N_{Re} = 25,363$  (calculado anteriormente), le corresponde en la fig. N°

$$29\text{-KERN}(16) : f = 0.0018 \text{ ft}^2/\text{pulg}^2$$

$$(N + 1) = N^{\circ} \text{ cruces} = (12 \times L_t)/B \\ = (12 \times 16)/5 = 38.$$

$$(P.M)_m = 41.238 \text{ lbm/mol-lb.}$$

$$\rho_m = (P.M)_m / V_o (T/T_o)$$

$$= (41.238) / (359) (593/492) = 0.095 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$$

$$S_m = \rho_m / 62.5 = 0.095 / 62.5 = 0.002$$

$$D_s = 12 \text{ pulg.} = 1 \text{ ft.}$$

Reemplazando valores en la ecuación correspondiente, se obtiene :

$$\Delta P_s = 0.246 \text{ lb-f/pulg}^2$$

Costo equipo : S/ 2'159,703.

Costo instalación : 215,971.

Costo total : 2'375,674.

#### 1.7 COLUMNA DE ABSORCION :

- Función : En ésta columna se realiza la absorción del acetaldehído, contenido en una mezcla de gas y vapores( no condensables ) proveniente del condensador de multicomponentes a 5°C.

- Características : Este absorvedor es una columna de relleno.

CASCO :

Diametro : 0.82 ft. = 25 cm.

Altura : 15 ft. = 4.5 m.

Material : acero inoxidable.

RELLENO :

Tipo : anillos Raschig cerámico de 1/2"

Fracción de hueco : 0.63

Superficie de contacto : 11.24 ft<sup>2</sup>/ft<sup>3</sup>  
= 0.37 cm<sup>2</sup>/cm<sup>3</sup>

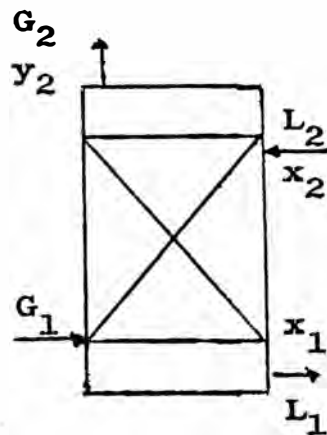
Altura del relleno : 11 ft. = 3.3 m.

Caida de presión  $\Delta P$  : 0.0975 lbm/pulg<sup>2</sup>

- Cálculos de diseño : El flujo másico de va

por que entra a la columna es 18,264.83 gr/hr., es pequeño por lo tanto es aconsejable una columna de relleno y no una de pisos. La columna de relleno tiene una pérdida de presión menor y para diámetros inferiores a 0.6 m. son más económicas.

Como liquido absorbente se usará una parte de la corriente liquida que proviene del 2<sup>d</sup> absorvedor, considerando el gráfico de equilibrio se está trabajando en una zona muy diluída y la curva de equilibrio es una recta de pendiente pronunciada, por lo tanto se ha escogido el valor de  $y_2 = 0.0087$  de



bido a que valores más pequeños, se encontraría por debajo de la curva de equilibrio, también se ha calculado un valor mínimo de  $x_1(\text{min}) = 0.0087$  valores más grandes se estaría por debajo de la curva de equilibrio.

Balance global en la columna :

$$G_1 + L_2 = G_2 + L_1 \quad \text{-----(1)}$$

Balance por componente :

$$G_1 y_1 + L_2 x_2 = G_2 y_2 + L_1 x_1 \quad \text{-----(2)}$$

Como todo el  $H_2$  sale con el gas de salida, su concentración sería  $(1 - 0.007)$ , por lo tanto el gas de salida:

$$G_2(1 - 0.007) = 6070.888 \text{ mol-gr/hr.}$$

$$G_2 = 6113.6837 \text{ mol-gr/hr.}$$

Reemplazando en la ecuación (1) :

$$6209.358 + L_2 = 6113.6837 + L_1$$

$$L_1 = L_2 + 95.6743$$

Reemplazando en (2) :

$$136.654 + L_2(\text{min}) \times 2.4363 \times 10^{-3} = \\ = 42.796 + 8.7 \times 10^{-3} L_2(\text{min}) + 0.83237$$

$$L_2(\text{min}) = 14,851.58 \text{ mol-gr/hr.}$$

$$L_2 = 1.5 L_2(\text{min}) = 22,277.37 \text{ mol-gr/hr.}$$

$$L_1 = 22,373.0443 \text{ mol-gr/hr.}$$

Reemplazando en la ecuación (2) se obtiene el valor de  $x_1 = 6.621 \times 10^{-3}$ .

El siguiente cuadro resume el balance de materia:

COMPONENTE	GAS-ENTRA (mol-gr/hr)	LIQUIDO ENTRA (mol-gr/hr)
ACHO	136.654	54.273
ETOAC	0.908	
ETOH	0.454	
H <sub>2</sub> O	0.454	22,223
H <sub>2</sub>	6,070.888	
	6,209.358	22,277.370

COMPONENTE	GAS SALE (mol-gr/hr)	LIQUIDO SALE (mol-gr/hr)
ACHO	42.795	148.132
ETOAC		0.908
ETOH		0.454
H <sub>2</sub> O		22,223.551
H <sub>2</sub>	6,070.888	
	6,113.683	22,373.045

Como se trata de soluciones diluidas, la línea de operación es una línea recta:

$$G(y_1 - y_2) = L(x_1 - x_2) \quad \text{----- (3)}$$

$$G = G_1 = G_2 = 22,277.37 \text{ mol-gr/hr.}$$

$$L = L_1 = L_2 = 22,277.37 \text{ mol-gr/hr.}$$

y conociendo que:

$$y_2 = 0.007 \quad \text{y} \quad x_2 = 2.4363 \times 10^{-3}$$

Reemplazando estos valores en la ec. (3) se obtiene:

$$y = 3.5877 \times 10^{-3} - 1.7408 \times 10^{-3} x$$

La curva de equilibrio se ha determinado en base a soluciones no ideales y gas ideal:

$$y_i = \gamma_i \frac{P_{vi}}{P_T} x_i$$

$i \rightarrow$  acetaldehído.

$$P_{vi} = 7.8 \text{ psia (a } 5^\circ\text{C)} \text{ y } P_T = 14.7 \text{ psia.}$$

$$P_{vi}/P_T = 7.8/14.7 = 0.5306$$

El coeficiente de actividad según Van Laar:

$$\log \gamma_1 = \frac{A_{12}}{\left(1 + \frac{A_{12} x_1}{A_{21} x_2}\right)^2} \quad \begin{array}{l} (1) \text{ — ACHO} \\ (2) \text{ — H}_2\text{O} \end{array}$$

Del manual Perry obtenemos los valores de las constantes:

$$A_{12} = 0.69 \text{ y } A_{21} = 0.78$$

$$\log \gamma_1 = \frac{0.69}{\left(1 + \frac{0.69 x_1}{0.78 x_2}\right)^2}$$

$x_1$	$x_2$	$\gamma_1$	$\gamma_1 \frac{P_{vi}}{P_T}$
0	1	4.88906	2.594135
$0.1 \times 10^{-3}$	$999.10^{-3}$	4.88769	2.593408
$0.5 \times 10^{-3}$	$999.10^{-3}$	4.8822	2.590495
$1 \times 10^{-3}$	$999.10^{-3}$	4.87536	2.586866

Por lo tanto la curva de equilibrio es:

$$y_1 = 2.59 x_1 + 2.4 \times 10^{-7}$$

Cálculo del diámetro de la columna: Se empleará anillos Raschig cerámico de 1/2".

$$\frac{L'}{G'} \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{0.5} = \frac{402.396}{18.2648} \left(\frac{0.1290}{999.4713}\right)^{0.5} = 0.2503$$

Esto como abscisa, la ordenada de inundación en la fig. 6.26 (18), pag. 186.

$$\frac{(G')^2 C_F \mu_1^{0.2}}{g_c \rho_g \epsilon_1} \left( \frac{\rho_w}{\rho_1} \right) = 0.08$$

En la tabla 6.2 de la referencia (18):

$$C_F = 640 \quad \epsilon = 0.63$$

Reemplazando en la ecuación anterior:

$$G'_{\text{inund.}} = \left( \frac{0.08 \times g_c \rho_g \epsilon_1^2}{(\mu_1)^{0.2} C_F \rho_w} \right)^{0.5}$$

$$G'_{\text{inund.}} = 156.542 \text{ lbm/hr} \times \text{ft}^2$$

$$= 76.5017 \text{ grm/hr} \times \text{cm}^2$$

Para un 60% de región de inundación:

$$G' = 0.60 \times 156.542 = 93.925 \text{ lbm/hr} \times \text{ft}^2$$

$$= 45.9 \text{ grm/hr} \times \text{cm}^2$$

A: área transversal de la torre

$$A = \left( \frac{\text{flujo másico del gas}}{G'} \right)$$

$$\text{AREA} = \frac{40.1826 \text{ lbm/hr}}{93.925 \text{ lbm/hr} \times \text{ft}^2} = 0.428 \text{ ft}^2$$

Por lo tanto el diámetro de la columna es:

$$D = \left( \frac{4 \times 0.428}{\pi} \right)^{0.5} = 0.74 \text{ ft.}$$

Para un diámetro de  $D = 0.82 \text{ ft} = 0.25 \text{ m}$ .

$$\text{Area de la secc. trans.} = \pi (0.82)^2 / 4$$

$$= 0.528 \text{ ft}^2$$

$$G' = \frac{40.1826 (\text{lbm})}{0.528 \text{ hr ft}^2} = 76.1034 \text{ lbm/hr ft}^2$$

sustituyendo en la siguiente ecuación:

$$G' C_F \mu_1^{0.2} \rho_w / g_c \rho_g \epsilon_1$$

Volviendo al gráfico 6.26, referencia (18)

como ordenada 0.0189 y abscisa 0.2503 se

calcula la caída de presión del gas:

$$\frac{\Delta P}{Z} = 0.25 \frac{\text{pulg. de agua}}{\text{ft}}$$

Cálculo de las difusividades :

Difusividad del gas :

$$D_G = \frac{(10.7 - 2.46(1/M_A + 1/M_B)^{1/2})(1/M_A + 1/M_B)}{10^4 T^{3/2} P_T (r_{AB})^2 (f(KT/\epsilon_{AB}))}$$

Se calculará la difusividad del acetaldehído en el H<sub>2</sub> :

A — ACHO , M<sub>A</sub> = 44 , T = 278°K y P = 1 atm

B — H<sub>2</sub> , M<sub>B</sub> = 2

De la tabla 2.2 de la referencia (18):

$$\epsilon_B/K = 33.3 , r_B = 2.968 \text{ \AA}^0$$

$$v_A = 2 \times 14.8 + 4 \times 3.7 + 7.4 = 51.8$$

$$r_A = 1.18(v_A)^{1/3} = 1.18(51.8)^{1/3} = 4.3887$$

$$T_{bA} = 293.2 \text{ °K}$$

$$\epsilon_A/K = 1.21 T_{bA} = 1.21 \times 293.2 = 354.772$$

$$r_{AB} = (r_A + r_B)/2 = 3.67835$$

$$\epsilon_{AB}/K = (\epsilon_A/K \times \epsilon_B/K)^{0.5} = 108.69$$

$$KT/\epsilon_{AB} = 278/108.69 = 2.5577$$

$$f(KT/\epsilon_{AB}) = 0.5$$

Reemplazando se tiene:

$$D_G = 0.442 \text{ cm}^2/\text{seg.} = 1.712 \text{ ft}^2/\text{hr}$$

Difusividad del líquido:

$$D_L = \frac{7.4(10^{-8})(\phi M_B)^{0.5} T}{\mu' v_A^{0.6}}$$

B — H<sub>2</sub>O , M<sub>B</sub> = 18.06 ,  $\mu' = 1.42 \text{ cp.}$

A — ACHO , v<sub>A</sub> = 51.8 , T = 278°K ,  $\phi = 2.6$

Reemplazando se tiene:

$$D_L = 9.2955 \times 10^{-6} \text{ cm}^2/\text{seg.}$$

$$= 3.6007 \times 10^{-5} \text{ ft}^2/\text{hr.}$$

Para el gas :

$$\mu_g = 8.364 \times 10^{-6} \frac{\text{kgm}}{\text{m seg.}} = 0.0202 \frac{\text{lbm.}}{\text{ft. hr.}}$$

$$\rho_g = 0.00805 \text{ lbm./ft}^3$$

$$S_{CG} = \mu_g / \rho_g D_G = 1.4657$$

$$G' = 76.1034 \text{ lbm/ft}^2\text{hr.}$$

$$G = 25.872 \text{ mol-lb/ft}^2\text{hr.}$$

Para el líquido :

$$\rho_L = 62.397 \text{ lbm/ft}^3.$$

$$\mu_L = 1.42 \text{ cp.}$$

$$L' = 1,676.65 \text{ lbm/hr ft}^2$$

$$S_{CL} = \mu_L / \rho_L D_L = 1529.5125$$

Cálculo de la retención : De la tabla 6.4

de la referencia (18) ; para anillos Raschig cerámicos de 1/2" :

$$d_s = 0.0582 \text{ ft.}, \quad \beta = 0.965 d_s^{0.376} = 0.3312$$

$$\phi_{tw} = 2.25(10^{-5}) L' / d_s^2 = 0.0777 \text{ ft}^3/\text{ft}^3$$

$$\phi_{sw} = 0.00104 / d_s^{1.21} = 0.03247 \text{ ft}^3/\text{ft}^3$$

$$\phi_{ow} = \phi_{tw} - \phi_{sw} = 0.04523 \text{ ft}^3/\text{ft}^3$$

$$H = \frac{0.897 L'^{0.57} L^{0.13}}{L^{0.84} (0.1183 L'^{0.43} - 1)} \left( \frac{\mu'}{73} \right)^{0.925} 0.2621 \log L'$$

$$= 1.0696$$

$$\phi_o = \phi_{ow} H = 0.04838 \text{ ft}^3/\text{ft}^3$$

$$\phi_s = \frac{6.85(10^{-5}) L^{0.02} \mu'^{0.99}}{d_s^{1.21} L^{0.37}}$$

$$= 0.03352$$

$$\phi_t = \phi_o + \phi_s = 0.0819 \text{ ft}^3/\text{ft}^3$$

Cálculo de la área interfacial :

$$G' = G' (0.075/P_G)^{0.5}$$



$$= 76.1034(0.075/0.0085)^{0.5} = 232.293 \frac{\text{lbm}}{\text{hr ft}^2}$$

De la tabla 6.3 de referencia (18):  
 área interfacial para líquidos acuosos.

$$n = 0.151 \times 10^{-4} L' + 0.148$$

$$= 0.151 \times 10^{-4} (1676.65) + 0.148 = 0.1733$$

$$m = 9.32 \quad \text{y} \quad P = -0.111$$

$$a_{Aw} = m G'^n L'^P = \frac{9.32(232.293)^{0.1733}}{(1676.65)^{0.111}}$$

$$= 10.5084 \text{ ft}^2/\text{ft}^3$$

$$a_A = a_{Aw} \times \phi_o / \phi_{ow} = 10.5084(0.04838/0.0452)$$

$$= 11.24025 \text{ ft}^2/\text{ft}^3$$

$$\epsilon_o = 0.63 - \phi_t = 0.63 - 0.0819 = 0.5481$$

Cálculo del coeficiente de la fase gaseosa

$$\frac{F_G S_c G^{2/3}}{G} = 1.195 \left( \frac{d_s G'}{\mu''_g (1 - \epsilon_o)} \right)^{-0.36}$$

Reemplazando valores en la ecuación anterior se obtiene :

$$F_G = 2.58565 \text{ mol-lb/hr ft}^2$$

Cálculo del coeficiente de la fase líquida

$$\frac{K_L d_s}{D_L} = 25.1 \left( \frac{d_s L'}{\mu''_L} \right)^{0.45} S_c L^{0.5}$$

Reemplazando valores en la ecuación anterior, se obtiene :

$$K_L = 2.7377 \text{ mol-lb/hr ft}^2 (\text{mol-lb/ft}^3)$$

Como los datos para  $K_L$  fueron tomados a muy bajas concentraciones, se les puede convertir a :

$$F_L = K_L c = 2.7377c$$

$$c = 62.397/18.063 = 3.4544 \text{ mol-lb/ft}^3$$

$$F_L = 2.7377 \times 3.4544 \text{ mol-lb/hr ft}^2$$

$$= 9.4571 \text{ mol-lb/hr. ft}^2$$

Cálculo de los coeficientes volumétricos :

$$F_{G^a} = 2.58565 \times 11.24025 = 29.0634 \text{ mol-lb/ft}^3$$

$$F_{L^a} = 9.4571 \times 11.24025 = 106.30 \text{ mol-lb/ft}^3$$

Cálculo de la altura total de unidades de transferencia :

$$H_{TG} = \frac{G}{F_{G^a}} = \frac{25.872}{29.0634} = 0.8902 \text{ ft.}$$

$$H_{TL} = \frac{L}{F_{L^a}} = \frac{92.822}{106.300} = 0.8732 \text{ ft.}$$

$$H_{TOG} = H_{TG} + \frac{m G}{L} H_{TL}$$

m : pendiente de la curva de equilibrio.

$$= 2.59$$

Reemplazando se obtiene :

$$H_{TOG} = 1.5206 \text{ ft.}$$

Cálculo del número de unidades de transferencia gaseosa :

$$N_{TOG} = \frac{y_1 - y_2}{(y - y^*)_M}$$

PUNTO	y	x	y - y*	y*
1	0.0223	0.0067	0.00495	0.01735
2	0.0070	0.0024	0.00068	0.00632

$$(y - y^*)_M = \frac{(y - y^*)_1 - (y - y^*)_2}{\ln((y - y^*)_1 / (y - y^*)_2)}$$

Reemplazando valores se tiene :

$$(y - y^*)_M = 0.00215$$

$$N_{TOG} = 0.0153 / 0.00215 = 7.12$$

Cálculo de la altura del relleno :

$$Z = N_{TOG} \times H_{TOG} = 7.12 \times 1.5206 = 10.8 \text{ ft.}$$

$$= 3.3 \text{ m.}$$

Costo equipo : S/ 1'757,707.

Costo instalación : 527,400.

Costo total : 2'285,107.

1.8 INTERCAMBIADOR - CALENTADOR :

- Función : Este intercambiador de calor servirá para calentar la mezcla líquida proveniente del condensador , del absorvedor-1 y del absorvedor-2 . La mezcla será calentada desde  $t_1 = 5^{\circ}\text{C}$  hasta su temperatura de burbuja ( $t_b$ ) de  $114.7^{\circ}\text{C}$ , que corresponde a la presión de operación de la columna de destilación de ACHO (2.34 atm.).
- Características : Este intercambiador opera continuamente y emplea como fuente de energía calórica un vapor de agua saturado a 100 psig. de presión.

$Q_T$  = calor total transferido = 1'042,920  $\frac{\text{Btu}}{\text{hr.}}$

$A_T$  = área total de transferencia = 47.11  $\text{ft.}^2$

LADO DE LOS TUBOS

TUBOS

Fluido caliente :  
vapor.

D.E : 3/4" (12BWG)

$L_t = 6 \text{ ft.}$

Flujo másico :  
1,184 lbm/hr.

Nº tubos : 40

$n = 4$

Presión: 115 psia.

arreglo en cuadro.

Temperatura: 338°F

$P_T = 1''$

Material : acero al carbono.

LADO DE LA CORAZA

CORAZA

Fluido frio :  
mezcla líquida

D.I : 8"

1 paso.

Flujo másico :  
5,500.634 lbm/hr.

Espaciado entre baffles(B) : 6"

Presión : 2.4 atm.

Material: acero al

Temperatura(1): 5°C

Temperatura(2): 114.7°C

CAIDA DE PRESION :

Lado de los tubos : 15.4 psia.

Lado de la coraza : 0.017 psia.

Factor de obstrucción : 0.00032.

- Cálculos de diseño : La composición de la mezcla líquida a precalentar es la siguiente:

COMPONENTE	mol-lb/hr.	f.m	lbm/hr.
(1) ACHO	12.929	0.046	568.876
(2) ETOH	2.310	0.008	106.260
(3) ETOAC	0.709	0.003	62.392
(4) H <sub>2</sub> O	264.617	0.943	4,763.106
TOTAL			5,500.634

Para ésta mezcla, el punto de burbuja calculado es 114.7°C (P=2.4 atm.). El procedimiento seguido es el mismo de los anteriores intercambiadores, por lo cual daremos a conocer los resultados :

$$MLDT = 233.54^{\circ}F$$

$$h_{i0} = 1,500 \text{ Btu/hr.ft}^2 \text{ }^{\circ}F \text{ (por ser vapor)}$$

El  $N_{Re}$  fuera de los tubos :

$$N_{Re} = 3,562.10$$

$$h_o = 104.81 \text{ Btu/hr.ft}^2 \text{ }^{\circ}F$$

$$U_c = 97.96 \text{ Btu/hr.ft}^2 \text{ }^{\circ}F.$$

$$U_D = 94.97 \text{ Btu/hr.ft}^2 \text{ }^{\circ}F.$$

$$R_d = 0.00032$$

$$\Delta P_s = 0.017 \text{ psia. y } \Delta P_t = 15.4 \text{ psia.}$$

Costo compra : S/ 1'082,731.

Costo instalación : 108,410.

Costo total : 1'191,141.

### 1.9 COLUMNA DE DESTILACION DEL ACETALDEHIDO :

- Función : Destilar una mezcla muy diluida para obtener un destilado de 99% de acetaldehido, el cual será usado para obtener ácido acético por oxidación.

- Características : Columna de platos.

CORAZA : D (diametro) = 2.3 ft.

PLATOS : Tipo : perforados

Nº platos : 28

$d_h$  (diametro del hueco) : 3/16"

distancia entre centros : 0.5"

espesor del plato : 0.078"

espaciamiento entre platos : 12"

eficiencia : 0.55

Temperatura (parte superior) : 46.3°C

Temperatura (parte inferior) : 128.7°C

Presión : 2.32 atm.

material : cobre

- Cálculos de diseño : En ésta columna, la alimentación consta de la corriente que viene del condensador, del absorvedor y el resto de lo absorbido de la 2ª columna de absorción, ésta es una solución muy diluida. La corriente consta de 4 componentes como acetaldhido, etanol, acetato de etilo y agua, lo cual nos encontramos en una destilación de multicomponentes. Para llevar a cabo éste diseño se aplicará el metodo plato a plato que es un poco tedioso pero el más aplicado, en el desarrollo se tomará en cuenta 3 componentes, puesto que el ETOH y ETOAC son compuestos de punto de ebullición muy cercanos y se le ubicará como uno solo ETOH, Como el ACHO es un compuesto muy volátil ( $T_b = 20.3^\circ\text{C}$ ) y para evitar el uso de refrigerante, la presión de la columna tiene que ser mayor para elevar su punto de ebullición y poder emplear un condensador, según datos de planta la presión de trabajo de la columna es 2.32 atm.

COMPONENTES	CORRIENTE DE (mol-gr/hr)		
	CONDENSA- DOR	ABSORVE- DOR(1)	ABSORVE- DOR(2)
(1) ACHO	5485.682	148.132	235.368
(2) ETOAC	321.432	0.908	
(3) ETOH	1047.832	0.454	
(4) H <sub>2</sub> O	1539.060	22223.551	96373.582
	8394.006	22373.045	96608.950

Como dicho anteriormente se calculará el punto de burbuja de los 3 componentes: ACHO, ETOH y H<sub>2</sub>O, la cantidad de ETOAC es sumado con el ETOH, apareciendo como ETOH.

Cálculo del punto de burbuja de la alimentación : Despues de tanteos se encontró :

COMPONENTE	x	P <sub>v</sub> (atm.)	K	y
ACHO	0.0461	15.9	6.8535	0.3157
ETOH	0.0107	3.5	1.5228	0.0163
H <sub>2</sub> O	0.9432	1.6	0.7086	0.6680
	1.0000			1.0000

cual corresponde una temperatura de burbuja igual a 114.7°C.

La especificación del producto es 99% de acetaldhido de pureza, en base a esto y que la cantidad de agua que aparece en el producto es 5.00 mol-gr/hr, se hace el balance de masa en toda la columna y luego se calcula el punto de rocío del destilado y el punto de burbuja del residuo.

#### DESTILADO

COMPONENTE	(mol-gr/hr)	y	K(46.3°C)
ACHO	5857.444	0.99176	1.0924
ETOH	43.680	0.00739	0.1049
H <sub>2</sub> O	5.000	0.00085	0.0430
	5906.124	1.00000	

x = y/K	x
0.9079	0.9096
0.0704	0.0705
0.0198	0.0199
0.9981	1.0000

$$P = 2.32 \text{ atm.}$$

$$T = 46.3^\circ\text{C.}$$

#### RESIDUO

COMPONENTE	(mol-gr/hr)	x	K(128.7°C)
ACHO	11.738	0.00010	8.3255
ETOH	1326.946	0.01092	2.0721
H <sub>2</sub> O	120131.190	0.98898	0.9880
	121469.870	1.00000	

Kx	y	
0.00083	0.0008	T= 128.7°C
0.02260	0.0226	
0.97700	0.9766	
	1.0000	

Se ha tenido en cuenta en el balance que el 99.8% del acetaldehído alimentado es recuperado en el producto.

Cálculo de la relación de reflujo mínima:

Se aplicará el método riguroso de Underwood

$$\sum \frac{\alpha_F x_F}{F - \phi} = 1 - q \quad \text{-----(1)}$$

$$\sum \frac{\alpha_F x_D^D}{F - \phi} = D(1 + R_{sm}) \quad \text{-----(2)}$$

La alimentación es alimentada en su punto de burbuja,  $q = 1$ . Por lo cual la ec. (1) puede escribirse:

$$\frac{9.6718 \times 0.0461}{9.6718 - \phi} + \frac{2.149 \times 0.0107}{2.149 - \phi} + \frac{1 \times 0.943}{1 - \phi} = 0$$

Resolviendo,  $\phi$  tiene 3 valores, pero solamente se tomará 2 valores comprendidos entre ( $\alpha_{FL}$ ,  $\alpha_{FK}$ ).

Por lo tanto se llega a la conclusión:

$$\phi_1 = 2.11865 \quad \text{y} \quad \phi_2 = 6.94$$

Para  $\phi = 2.11965$  en la ec. (2):

$$7561.4434 + 73.2198x_{\text{ETOH}}^D - 4.4657 = D(r_m + 1)$$

Para  $\phi = 6.94$  en la ec. (2):

$$20737.984 - 0.4486x_{\text{ETOH}}^D - 0.8418 = D(r_m + 1)$$

Resolviendo se tiene:

$$x_{\text{ETOH}}^D = 179.7267 \text{ mol-gr/hr} \quad \text{y} \quad r_{sm} = 2.4187$$

El punto de burbuja en los fondos se ha calculado tomando como base  $\Delta P_{\text{plato}} = 10 \text{ mmHg.}$

para 20 platos (= 200 mmHg), entonces la presión en los fondos será 2.58 atm.

Cálculo del N° de platos mínimos :

Se hará uso de la ecuación de Fenske :

COMPONENTE	$\alpha(46.3^{\circ}\text{C})$	$\alpha(138.7^{\circ}\text{C})$	$\alpha_{\text{med}}$
ACHO	25.4046	8.4266	14.6313
ETOH	2.4395	2.0973	2.2619
H <sub>2</sub> O	1.0000	1.0000	1.0000

$$\alpha_{\text{med}} = (\alpha(46.3^{\circ}\text{C}) \times \alpha(128.7^{\circ}\text{C}))^{1/2}$$

$$N_m + 1 = \frac{\text{Log}(x_{Dl}/x_{Dh})(x_{wh}/x_{wl})}{\text{Log } \alpha_{\text{med}}}$$

El subíndice l, significa ligeros y el h, representa pesados. El componente ligero es ACHO y el pesado es H<sub>2</sub>O.

Reemplazando datos se tiene :

$$N_m + 1 = \frac{\text{Log}\left(\frac{0.99176}{0.00085}\right)\left(\frac{0.98898}{0.0001}\right)}{\text{Log}(14.6313)} = 6.06$$

$$N_m = 5$$

	cal/mol-gr	CALOR LATENTE	ENTALPIA LIQUIDA	ENTALPIA VAPOR
Cabeza		5545.0463	692.80	6237.847
Alimentación		9236.6642	2080.29	11316.955
Fondos		9303.7889	2354.16	11657.946

Estimación del reflujo de operación :

Para un  $r_s = 1.5r_{sm}$ , se obtiene un  $Q_R$  positivo, se tantea hasta encontrar que  $Q_R$  sea negativo, lo cual ocurre a  $r_s = 3.3r_{sm}$  entonces la razón de reflujo a emplear es 3.3 veces el mínimo :  $r_s = 7.98$

$$Q_{CN} : \text{carga calorica en el condensador.} \\ = V_s \lambda_s = 2.94158 \times 10^8 \text{ cal.}$$

$$Q_D = Q_{CN}/D + h_D = 50,498.391 \text{ cal/mol-gr.}$$



$$Q_R = (F \times h_F - D \times Q_D) / W = -273.895 \text{ cal/mol-gr.}$$

En la parte superior de la columna :

$$\left( \frac{L_{n+1}}{V_n} \right)_s = \frac{Q_D - H_n}{Q_D - h_{n+1}} = \frac{50498.39 - 6237.847}{50498.39 - 692.8008} \\ = 0.8886$$

Punto arriba de la alimentación :

$$\left( \frac{L_{n+1}}{V_n} \right)_{sF} = \frac{Q_D - H_F}{Q_D - h_F} = \frac{50498.39 - 11316.95}{50498.39 - 2080.291} \\ = 0.809$$

Estos valores son aceptables ya que el mínimo es :

$$\left( \frac{L_{n+1}}{V_n} \right)_{\min} = \frac{r_{sm}}{r_{sm} + 1} = 0.7075$$

En la parte inferior de la columna :

$$\left( \frac{L_{m+1}}{V_m} \right)_w = \frac{H_m - Q_R}{h_{m+1} - Q_R} = \frac{11657.946 + 273.89}{2354.157 + 273.895} \\ = 4.54$$

Punto bajo la alimentación :

$$\left( \frac{L_{m+1}}{V_m} \right)_{wF} = \frac{H_F - Q_R}{h_F - Q_R} = \frac{11316.955 + 273.895}{2080.291 + 273.895} \\ = 4.92$$

Este valor es aceptable, porque el máximo :

$$\left( \frac{L_{m+1}}{V_m} \right)_{\max} = \frac{r_s D + F}{(r_s + 1)D} = 7$$

Balance de masa :

$$\text{Puesto que : } V_n - L_{n+1} = D$$

En el piso superior al punto de alimentación

$$V_n - 0.809V_n = D = 5906.124 \text{ mol-gr/hr.}$$

$$V_n = 30,922.115 \text{ mol-gr/hr.}$$

$$L_{n+1} = 25,015.991 \text{ mol-gr/hr.}$$

En la parte superior de la columna :

$$V_s - L_s = D = 5906.124 \text{ mol-gr/hr.}$$

$$V_s - 0.8886V_s = 5906.124 \text{ mol-gr/hr.}$$

$$V_s = 53017.271 \text{ mol-gr/hr}$$

$$L_s = 47111.147 \text{ mol-gr/hr.}$$

Puesto que:

$$V_m + W = L_{m+1}$$

En el piso por debajo del punto de alimentación:

$$V_m + 121469.87 = 4.92V_m$$

$$V_m = 30987.211 \text{ mol-gr/hr}$$

$$L_{m+1} = 152457.08 \text{ mol-gr/hr}$$

En la base de la columna:

$$V_m + 121,469.87 = 4.92 V_m$$

$$V_m = V_B = 34313.522 \text{ mol-gr/hr}$$

$$L_{m+1} = L_B = 155783.39 \text{ mol-gr/hr.}$$

Balance de Energía:

$$Q_{CN} : \text{ calor eliminado en el condensador.} \\ = V_s \quad s = 2.94158 \times 10^8 \text{ cal.}$$

$$Q_C : \text{ calor suministrado a la caldera.} \\ = W(h_R - Q_R) = 121,469.87(2354.157 + 273.9) \\ = 3.19229 \times 10^8 \text{ cal.}$$

Líneas de Operación:

$$y_n = \left( \frac{L_{n+1}}{V_n} \right) x_{n+1} + \frac{Dx_D}{V_n} \quad \text{zona de enriquecimiento.}$$

$$y_m = \left( \frac{L_{m+1}}{V_m} \right) x_{m+1} - \frac{Wx_w}{V_m} \quad \text{zona de agotamiento.}$$

En este caso las razones de caudales liq-vap. varían a lo largo de la columna, así como también  $V_n$  y  $V_m$ , se utilizará el valor medio aritmético para cada zona de la columna.

En la zona de enriquecimiento:

$$\left( \frac{L_{n+1}}{V_n} \right) = 0.848$$

En la zona de agotamiento:

$$(L_{m+1}/V_m) = 4.73$$

Entonces con estas pendientes, el balance de masa es:

Zona de enriquecimiento:

$$V_n = 38,856.078 \text{ mol-gr/hr}$$

$$L_{n+1} = 32,949.954 \text{ mol-gr/hr}$$

Zona de agotamiento:

$$V_m = 32,565.648 \text{ mol-gr/hr}$$

$$L_{m+1} = 154,035.51 \text{ mol-gr/hr}$$

Zona de enriquecimiento:

$$y_n = 0.848 x_{n+1} + Dx_D/V_n$$

COMPONENTES	LINEA DE OPERACION(sec.enriq.)
ACHO	$y_n = 0.848x_{n+1} + 0.150747$
ETOH	$y_n = 0.848x_{n+1} + 0.001124$
H <sub>2</sub> O	$y_n = 0.848x_{n+1} + 0.000129$

Zona de agotamiento:

$$y_m = 4.73 x_{m+1} - Wx_w/V_m$$

COMPONENTES	LINEA DE OPERACION(sec.agot.)
ACHO	$y_m = 4.73x_{m+1} - 0.00036$
ETOH	$y_m = 4.73x_{m+1} - 0.04074$
H <sub>2</sub> O	$y_m = 4.73x_{m+1} - 3.68890$

Posición óptima del piso de alimentación:

El objeto de la destilación es separar los componentes claves, la posición del piso de alimentación será tal que de la mejor separación de dichos componentes claves.

Cuando la columna se cálcula hacia arriba desde el reboiler se encontrará un piso donde la razón de los componentes claves dada por la ec.(3) es mayor que la ec.(4) en este piso se utilizá la línea de op.enriquec.

$$\frac{x_{\text{ACHO}}}{x_{\text{H}_2\text{O}}} = \frac{y_{\text{ACHO}} - 0.15075}{y_{\text{H}_2\text{O}} - 0.00013} \text{ ----- (3)}$$

La ec. (3) se ha hallado utilizando las líneas de operación de enriquecimiento.

$$\frac{x_{\text{ACHO}}}{x_{\text{H}_2\text{O}}} = \frac{y_{\text{ACHO}} + 0.00036}{y_{\text{H}_2\text{O}} + 3.68890} \text{ ----- (4)}$$

La ec. (4) se calculó usando la línea de operación de agotamiento.

Cálculando la columna hacia abajo desde el condensador se encontrará un piso donde la razón de los componentes claves dada por la ec. (6) es menor que la ec. (5), el ali -  
mento se introducirá en el piso anterior.

$$\frac{y_{\text{ACHO}}}{y_{\text{H}_2\text{O}}} = \frac{x_{\text{ACHO}} + 0.17780}{x_{\text{H}_2\text{O}} + 0.00015} \text{ ----- (5)}$$

La ec. (5) se ha calculado usando las línea de operación de enriquecimiento.

$$\frac{y_{\text{ACHO}}}{y_{\text{H}_2\text{O}}} = \frac{x_{\text{ACHO}} - 0.000076}{x_{\text{H}_2\text{O}} - 0.7799} \text{ ----- (6)}$$

La ec. (6) se ha calculado usando las línea de operación de agotamiento.

Se calcula la concentración en cada plato por el método de tanteo plato a plato.

De la parte superior de la columna hacia abajo se encontró:

$$\text{ec. (3)} = 0.242 \text{ y ec. (4)} = 0.1799 \text{ para } x_5$$

$$\text{ec. (3)} = 0.242 \text{ y ec. (4)} = 0.4053 \text{ para } x_6$$

Por lo tanto la alimentación se introducirá en el piso 5 y el plato 6 pertenece a la zona de agotamiento.

De la parte inferior hacia arriba:

$$\text{ec. (5)} = 0.027 \text{ y ec. (6)} = 0.028 \text{ para } x_{s-8}$$

$$\text{ec. (5)} = 0.0635 \text{ y ec. (6)} = 0.045 \text{ para } x_{s-9}$$

De la parte superior de la columna hacia abajo :

COMP.	y	K(46.3°C)	y/K	x <sub>1</sub>	y	K(81.6°C)
ACHO	0.99176	1.0924	0.9079	0.9096	0.9221	1.7500
ETOH	0.00739	0.1094	0.0705	0.0705	0.0609	0.2130
H <sub>2</sub> O	0.00085	0.0430	0.0198	0.0199	0.0170	0.0903
TOTAL	1.00000		0.9981	1.0000	1.0000	
y/K	x <sub>2</sub>	y	K(92°C)	y/K	x <sub>3</sub>	y
0.5269	0.5263	0.5971	3.9839	0.1499	0.1502	0.2781
0.2859	0.2856	0.2433	0.7080	0.3436	0.3443	0.2931
0.1883	0.1881	0.1596	0.3164	0.5044	0.5055	0.4288
1.0011	1.0000	1.0000		0.9979	1.0000	1.0000
K(109°)	y/K	x <sub>4</sub>	y	K(116°)	y/K	x <sub>5</sub>
6.0126	0.0463	0.0460	0.1898	6.9150	0.0274	0.0273
1.2714	0.2305	0.2286	0.1950	1.5500	0.1258	0.1253
0.5862	0.7315	0.7254	0.6152	0.7230	0.8509	0.8474
	1.0083	1.0000	1.0000		1.0041	1.0000
y	K(119°)	y/K	x <sub>6</sub>	y		
0.1739	7.343	0.0237	0.0238	0.1709		
0.1253	1.688	0.0636	0.0639	0.0553		
0.8474	0.792	0.9074	0.9122	0.7738		
1.0000		0.9947	1.0000	1.0000		

De la parte inferior hacia arriba :

COMP.	x	K(128.7°)	Kx	y <sub>s</sub>	x	K(128.3°)
ACHO	0.0001	8.3255	0.0008	0.0008	0.00024	8.3000
ETOH	0.0109	2.0721	0.0226	0.0226	0.01340	2.0600
H <sub>2</sub> O	0.9890	0.9880	0.9770	0.9766	0.98636	0.9812
	1.0000		1.0004	1.0000	1.00000	
Kx	y <sub>s-1</sub>	x	K(128.1°)	Kx	y <sub>s-2</sub>	x
0.0020	0.0020	0.0005	8.3677	0.0042	0.0042	0.0010
0.0276	0.0277	0.0145	2.0583	0.0298	0.0298	0.0149
0.9678	0.9703	0.9850	0.9802	0.9655	0.9660	0.9841
0.9974	1.0000	1.0000		0.9995	1.0000	1.0000
K(127.8°)	Kx	y <sub>s-3</sub>	x	K(127.4)	Kx	y <sub>s-4</sub>
8.3000	0.0083	0.0083	0.0018	8.2741	0.0149	0.0149
2.0510	0.0306	0.0306	0.0151	2.0383	0.0308	0.0308
0.9764	0.9609	0.9611	0.9831	0.9698	0.9534	0.9543
	0.9998	1.0000	1.0000		0.9991	1.0000

x	K(126.85°C)	Kx	$y_{s-5}$	x	K(126.15°C)
0.0032	8.2231	0.0263	0.02635	0.0056	8.14700
0.0151	2.0170	0.0305	0.03055	0.0151	1.98700
0.9817	0.9586	0.9411	0.94310	0.9793	0.94332
1.0000		0.9979	1.00000	1.0000	
Kx	$y_{s-6}$	x	K(125°)	Kx	$y_{s-7}$
0.0456	0.0456	0.0097	7.9947	0.07755	0.0776
0.0300	0.0300	0.0150	1.9322	0.02900	0.0290
0.9238	0.9244	0.9753	0.9154	0.89280	0.8934
0.9994	1.0000	1.0000		0.99935	1.0000
x	K(123.3°C)	Kx	$y_{s-8}$	x	K(120.7°C)
0.0165	7.7545	0.1280	0.1278	0.0271	7.3756
0.0147	1.8484	0.0272	0.0272	0.0144	1.7207
0.9688	0.8732	0.8450	0.8450	0.9585	0.8091
1.0000		1.0000	1.0000	1.0000	
Kx	$y_{s-9}$	x			
0.2000	0.2000	0.0424			
0.0248	0.0248	0.0138			
0.7756	0.7752	0.9438			
1.0004	1.0000	1.0000			

FLUJO Y PROPIEDADES FISICAS EN LA PARTE SUPERIOR E INFERIOR  
DE LA COLUMNA

	SUPERIOR	INFERIOR
Velocidad de vapor (cc/seg)	127,833.3300	115,433.5100
Velocidad de liq. (cc/seg)	507.2801	796.6990
Densidad del vapor (gr/cc)	$3.688 \times 10^{-3}$	$1.4618 \times 10^{-3}$
Densidad del liq. (gr/cc)	0.7871	0.9872
Peso molec. gas (gr/mol)	43.68	18.6536
Peso molec. liq. (gr/mol)	43.624	18.3815
Tensión superficial (dinas/cm)	17.00	66.0000

entonces el piso  $s-9 = 6$

$$s = 15 \text{ (Nº Platos teóricos)}$$

Cálculo de la eficiencia global :

COMP.	$x_F$	( $\frac{114.7^\circ\text{C}}{C_D}$ )	$x_F$	(1/h)
ACHO	0.0461	0.114	0.0053	9.6718
ETOH	0.0107	0.260	0.0028	
H <sub>2</sub> O	0.9432	0.210	0.1981	
	1.0000		0.2062	

$$\sum x_F = 9.6718 \times 0.2062 = 1.994$$

en la fig. 8.11 (ref.19), se encontró :

$$E_o = 0.55$$

Cálculo del Nº de platos reales :

$$\text{Nº Platos Reales} = \frac{15}{0.55} = 28$$

Estimación del diametro de la columna :

Según Souders-Brown (ref.19) :

Con las condiciones de la parte superior - que son las limitantes debido al mayor flujo de vapor.

En la fig.8.38 (factor C vs  $S_t$ ), parámetro -  $S_t$  (espaciamiento entre plato) :

$$S_t = 12 \text{ pulg. le corresponde } C = 260$$

En la fig.8.39 se encuentra :

$$V_c \text{ (veloc. max. de vap.)} = 890 \text{ lbm/ft}^2 \text{ hr.}$$

$$V \text{ (veloc. de vap. part. sup.)} = 3738.365 \frac{\text{lbm}}{\text{hr.}}$$

$$\text{Area requerida} = \frac{3738.365}{890} \text{ft}^2 = 4.2 \text{ ft}^2$$

$$D = \left( \frac{4}{\pi} \times 4.2 \right)^{1/2} = 2.32 \text{ ft.} = 0.705 \text{ m.}$$

Especificaciones del plato :

$$d_o \text{ (diametro del hueco)} = 3/16" = 0.4763 \text{ cm.}$$

$$c \text{ (distancia entre centros)} = 2.66 d_o = 0.5" \\ = 1.27 \text{ cm.}$$

$$\text{espesor del plato} = 0.078" = 0.198 \text{ cm.}$$

Altura de la columna :

$$\begin{aligned} \text{Altura total de platos} &= 28 \times 12 \times 2.54 \\ &= 853.44 \text{ cm.} \end{aligned}$$

Distancia entre el suelo y el último plato  
= 100 cm.

$$\text{Altura total} = 955 \text{ cm.} = 9.55 \text{ m.}$$

Costo equipo : S/ 8'433,712.

Costo instalación : 2'530,055.

Costo total : 10'963,767.

## 1.10 CONDENSADOR - COLUMNA DE ACETALDEHIDO :

- Función : Condensar los vapores de ACETALDEHIDO (99%), que salen por el tope de la respectiva columna de destilación.

- Características : Es básicamente un intercambiador condensador horizontal con dren de reflujo dividido y con retorno por gravedad del tipo coraza y tubos que operan en forma continua.

$$Q_T (\text{calor transferido}) = 1'178,892 \text{ Btu/hr.}$$

$$A_T (\text{área de transferencia}) = 559.1 \text{ ft.}^2$$

## LADO DE LOS TUBOS

## TUBOS

Fluido frío : agua

D.E = 3/4" (16 BWG)

Flujo másico :

$L_t = 16 \text{ ft.}$

43,662.67 lbm/hr.

Nº tubos = 178

Presión : 1 atm.

n = 4 pasos

Temperatura(1): 77°F

arreglo triangular

Temperatura(2): 104°F

$P_T = 1 \text{ pulg.}$

Material : acero al carbono.

## LADO DE LA CORAZA

## CORAZA

Fluido caliente :

D.I. = 17 1/4"

5,148 lbm/hr.

1 paso

vapores del tope

B(espaciado entre

Presión : 2.4 atm.

baffles) = 12 pulg.

Temperatura : 47°C

Material : acero al  
carbono.



**CAIDA DE PRESION :**

Dentro de los tubos = 1.30 psia.

Fuera de los tubos = 0.297 psia.

Factor de obstrucción( $R_d$ ) = 0.0029

- Cálculos de diseño : Del tope de la columna de destilación de ACHO salen 5,148 lb/hr de vapor con la siguiente composición molar

(1) ACHO = 0.99176

(2) ETOH = 0.00739

(3) H<sub>2</sub>O = 0.00085

La temperatura de rocío se aproxima a la temperatura de burbuja, igual a 47°C por lo que se diseñará un condensador simple. Realizando un balance térmico, calculamos el calor que debe removerse :

$$Q_c = W_m \bar{\lambda}_m = (5,148 \text{ lbm/hr})(229 \text{ Btu/lbm}) \\ = 1,178,892 \text{ Btu/hr.}$$

Para calcular la cantidad de agua de enfriamiento requerida, sabemos que :

$$Q(\text{ganado}) = (m_{H_2O})(\bar{C}_e)(t_2 - t_1) \text{ de donde}$$

$$m_{H_2O} = Q_T / \bar{C}_e(t_2 - t_1) = 43,662.67 \text{ lbm/hr.}$$

El procedimiento de diseño seguido es el mismo de los intercambiadores anteriores.

Los resultados calculados son :

$$MLDT = 23^\circ\text{F} \quad \text{y} \quad N_{Re}(\text{coraza}) = 39,761$$

$$h_{10} = 488 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{:}^\circ\text{F} \quad , \quad h_o = 170 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{:}^\circ\text{F}$$

$$U_c = 126 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{:}^\circ\text{F} \quad , \quad U_D = 92 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{:}^\circ\text{F}$$

$$\Delta P_s = 0.297 \text{ psia.} \quad \text{y} \quad \Delta P_t = 1.307 \text{ psia.}$$

Costo compra : S/ 3,694,730.

Costo instalación : 369,180.

Costo total : 4,063,910.

**1.11 INTERCAMBIADOR - ENFRIADOR**

- Función : Enfriar el acetaldehído proveniente de la columna de destilación (46.3°C)

hasta la temperatura de 150°C, a la cual debe ser alimentado al reactor de oxidación.

- **Características:** Es un intercambiador de coraza y tubos, que opera en forma continua.

$Q_T$ : calor transferido = 10,833 Btu/hr.

$A_T$ : área total de transferencia = 11.78 ft<sup>2</sup>

LADO DE LOS TUBOS

TUBOS

Fluido frío: D.E. = 3/4" (12BWG)

solución alcohólica.  $L_t = 3$  ft

Flujo másico:  $n = 4$  pasos

308 lbm/hr  $N^{\circ}$  tubos = 20

Temperatura(1): 17.6°F arreglo en cuadro

Temperatura(2): 59°F  $P_T = 1$  pulg.

LADO DE LA CORAZA

CORAZA

Fluido caliente: D.I. = 8"

acetaldehído (99%)  $N^{\circ}$  pasos = 1

Flujo másico: Espaciado entre baffles transversales

573 lbm/hr.

Temperatura(1): 115°F (B) = 2 pulg.

Temperatura(2): 59°F Material: acero al

Presión: 14.7 psia carbono.

- **Cálculos de diseño:** El líquido a enfriar tiene la siguiente composición:

COMP.	(mol-lb/hr)	f.m	(lbm/hr)	% peso
ACHO	12.902	0.992	567.688	99.00
ETOH	0.096	0.007	4.416	0.77
H <sub>2</sub> O	0.011	0.001	0.198	0.03
	13.009	1.000	572.302	100.00

La cantidad de calor que debemos remover del intercambiador está dada por:

$$Q(\text{perdido}) = Q_T = F \times C_{e_m} \times (T_1 - T_2)$$

$$C_{e_m} = \sum x_1 C_{e_1} = 0.338 \text{ Btu/lbm.}^{\circ}\text{F.}$$

$$F = 573 \text{ lbm/hr.}, T_1 = 115^{\circ}\text{F} \text{ y } T_2 = 59^{\circ}\text{F}$$

$$Q_T = 10,833 \text{ Btu/hr.}$$

Como fluido enfriante se usará solución alcohólica (50% peso), disponible a  $-8^\circ\text{C}$  ( $17.6^\circ\text{F}$ ) la cantidad requerida de este fluido es:

$$W_t = Q_T / C_{e_s} (t_2 - t_1) = 308 \text{ lbm/hr}$$

El procedimiento de diseño es el mismo de intercambiadores anteriores. Los resultados son los sgtes:

$$\text{MLDT} = 41^\circ\text{F}$$

$$N_{\text{Re}}(\text{tubos}) = 940 \text{ y } N_{\text{Re}}(\text{coraza}) = 3.264$$

$$h_{i_o} = 34 \text{ Btu/hr.ft}^2^\circ\text{F} \text{ y } h_{o} = 48 \text{ Btu/hr.ft}^2^\circ\text{F}$$

$$U_c = 20 \text{ Btu/hr.ft}^2^\circ\text{F} \text{ y } U_D = 19 \text{ Btu/hr.ft}^2^\circ\text{F}$$

$$\Delta P_t = 0.014 \text{ psia. y } \Delta P_s = 0.037 \text{ psia.}$$

Costo compra: S/. 342,517.

Costo instalación: 34,281.

Costo total 376,798.

#### 1.12 REBOILER - COLUMNA DE ACETALDEHIDO

- Función : Este equipo nos servirá para suministrar el calor requerido en el fondo de la columna de destilación de acetaldehido.

- Características : Este hervidor es básicamente un intercambiador de calor de coraza y tubos, conocido como "CALDERETA TIPO MARMITA", opera en forma continua. Ver esquema mostrado en el apéndice.

$$Q_T: \text{ calor total transferido} = 1'278,731 \frac{\text{Btu}}{\text{hr.}}$$

$$A_T: \text{ área total de transferencia} = 37.89 \text{ft}^2$$

LADO DE LOS TUBOS

TUBOS

Fluido caliente:  
vapor.

D.E. =  $3/4$ " (16BWG)

$L_t = 8 \text{ ft.}$

Flujo másico:

$N^\circ \text{ tubos} = 24$

1,453 lbm/hr.

$n = 4$

Presión: 114.7 psia

arreglo triangular

Temperatura: 338°F  $P_T = 1$  pulg.

Material: acero al carbono.

LADO DE LA CORAZA

CORAZA

Fluido fric: D.I. = 1 3/4 pulg.

mezcla líquido sat. (D.I-haz: 8")

Flujo másico: sin baffles.

1,382.22 lbm/hr.

Material: acero al

Presión: 2.4 atm.

carbono.

Temperatura: 128.7°C

CAIDA DE PRESION:

Lado de los tubos: 2.3 psia.

Lado de las coraza: despreciable.

Fáctor de obstrucción: 0.00054

Cálculos de diseño: De los fondos de la columna sale un flujo de 155,771.66 mol-gr/hr a una temperatura de 128.7°C, de los cuales se evapora solamente (V) 34,313.522 mol-gr/hr y el resto 121,458.14 mol-gr/hr se descarga como residuo. La composición del flujo:

$$x_{\text{ACHO}} = 0.0001, \quad x_{\text{ETOH}} = 0.01092$$

$$x_{\text{H}_2\text{O}} = 0.98898.$$

Luego realizamos un balance térmico en el reboiler, calculando el calor requerido para vaporizar 34,313.522 mol-gr/hr (V) a partir de la alimentación que consiste de líquido saturado a su  $T_b = 128.7^\circ\text{C}$ .

$$Q(\text{requerido}) = (V)(\bar{\lambda}_m) = Q_g$$
$$\bar{\lambda}_m(128.7^\circ\text{C}) = \sum x_i \lambda_i = 925.128 \text{ Btu/lbm}$$
$$Q_g = (1,382.22 \text{ lbm/hr})(925.13 \text{ Btu/lbm})$$
$$= 1,278,731 \text{ Btu/hr}$$

Como fluido caliente se dispone de vapor saturado a 100psig.(338°F), siendo  $\lambda_v$  igual 880 Btu/lbm., de la ecuación siguiente calculamos la cantidad de vapor requerido:

$$Q(\text{cedido}) = Q_p = W_t \times \lambda_v = Q_g$$

despejando y reemplazando valores se tiene:

$$W_t = 1,453 \text{ lbm/hr.}$$

El procedimiento de diseño es el mismo de los intercambiadores anteriores.

Los resultados son los siguientes:

$$MLDT = 75^\circ\text{F} \quad h_o = 1,000 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

$$h_{i_o} = 1,500 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{.}^\circ\text{F} \text{ (vapor)}$$

$$U_c = 600 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{.}^\circ\text{F} \quad U_D = 452.4 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

$$N_{Re} = 160,110 \text{ (dentro de los tubos)}$$

$$\Delta P_t = 2.3 \text{ psia.} \quad \Delta P_s = 0$$

$$\text{Costo compra:} \quad \text{S/. } 1'830,957.$$

$$\text{Costo instalación:} \quad \underline{183,125.}$$

$$\text{Costo total:} \quad 2'014,082.$$

### 1.13 INTERCAMBIADOR - ENFRIADOR

Función : Enfriar el flujo proveniente de la columna de acetaldehído antes de ser alimentado a la columna de acetato de etilo desde  $263^\circ\text{F}$  hasta  $203^\circ\text{F}$  que es la temperatura de burbuja de la mezcla a 1 atm.

Características : Es un intercambiador de calor del tipo coraza y tubos, que opera en forma continua y que emplea como fluido enfriante el agua proveniente del condensador (donde es empleado como fluido enfriante).

$$Q_T = \text{calor total transferido} = 294,501 \text{ Btu/hr}$$

$$A_T = \text{área total de transferencia} = 17.67 \text{ ft}^2$$

LADO DE LOS TUBOS

TUBOS

$$\text{Fluido frío:} \quad \text{D.E.} = 3/4" \text{ (12BWG)}$$

$$\text{agua} \quad L_t = 3 \text{ ft.}$$

$$\text{Flujo másico:} \quad N^\circ \text{ tubos} = 30$$

$$9,259 \text{ lbm/hr} \quad n = 4 \text{ pasos}$$

$$\text{Presión: } 1 \text{ atm.} \quad \text{arreglo triangular}$$

$$\text{Temperatura(1): } 133^\circ\text{F} \quad P_T = 1 \text{ pulg.}$$

$$\text{Temperatura(2): } 160^\circ\text{F} \quad \text{Material: acero al}$$

	carbono.
LADO DE LA CORAZA	CORAZA
Fluido caliente:	D.I.= 8 pulg.
mezcla líquida	1 paso
Flujo másico:	Espaciamiento entre
4,920.16 lbm/hr	baffles(B)= 5 pulg.
Presión: 1 atm.	Material: acero al
Temperatura(1):263°F	carbono.
Temperatura(2):203°F	

## CAIDA DE PRESION:

Dentro de los tubos: 1.60 psia.

Fuera de los tubos: 0.020 psia.

Factor de obstrucción ( $R_d$ ): 0.00018

- Cálculos de diseño: La mezcla a enfriar tiene la sgte composición:

COMP.	(mol-lb/hr)	f.m	(lbm/hr)
ACHO	0.648	0.00256	60.082
ETOH	2.239	0.00837	102.881
H <sub>2</sub> O	264.606	0.98907	4,757.195
	267.50	1.00000	4,920.158

La temperatura de burbuja de esta mezcla es  $T_b = 95.3^\circ\text{C} = 203^\circ\text{F}$ . La cantidad de calor que es necesario remover está dado por la ecuación:

$$Q_p(\text{mezcla}) = F \bar{C}_e (T_2 - T_1) \quad , \quad T_{\text{prom}} = 233^\circ\text{F}$$

$$C_e(\text{mez.}, T_{\text{prom}}) = \sum x_i C_{e_i} = 0.9976 \text{ Btu/lbm}^\circ\text{F}$$

$$Q_p = (4,920.16 \text{ lbm/hr})(0.9976 \text{ Btu/lbm}^\circ\text{F})(60^\circ\text{F}) \\ = 294,501 \text{ Btu/hr}$$

La cantidad requerida de agua de enfriamiento será:

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = Q_p / C_e \Delta T = 10,934 \text{ lbm/hr}$$

El procedimiento de diseño es el mismo de los intercambiadores anteriores, los resultados son los sgtes:

$$\text{MLDT} = 86^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned}
 h_{i0} &= 1,340 \text{ Btu/hr.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}, & h_o &= 103 \text{ Btu/hr.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 U_c &= 176 \text{ Btu/hr.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} & U_D &= 170 \text{ Btu/hr.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 \Delta P_t &= 1.2 \text{ psia.} & \Delta P_s &= 0.020 \text{ psia.} \\
 N_{Re}(\text{tub.}) &= 19,905 & N_{Re}(\text{coraza}) &= 11,100 \\
 \text{Costo compra :} & & \text{S/} & 436,570. \\
 \text{Costo instalación :} & & & 43,660. \\
 \text{Costo total :} & & & \underline{480,230.}
 \end{aligned}$$

#### 1.14 COLUMNA DE DESTILACION DEL ACETATO DE ETILO:

- Función : Separar el acetato de etilo de una mezcla diluida de acetato de etilo, etanol y agua, por medio de una destilación extractiva, cuyo solvente es agua.

- Características : Columna de platos.

CORAZA : D (diametro) = 2.5 ft. = 0.76 m.

PLATOS : Tipo : perforados.

Nº platos : 46

$d_h$  (diametro del hueco) : 3/16"

distancia entre centros : 0.5"

espaciamiento entre plato : 12"

eficiencia : 0.60

Temperatura (parte superior) : 70.8°C

Temperatura (parte inferior) : 97.1°C

Presión : 1 atm.

Material : cobre.

- Cálculos de diseño : La corriente que viene de los fondos de la columna de acetaldehido

ACHC	11.738 mol-gr/hr.
ETOAC	310.340
ETOH	1,016.606
H <sub>2</sub> O	120,131.190
TOTAL	<u>121,469.870</u>

va ser alimentada a la columna de destilación extractiva para separar el acetato, debido a que el acetato de etilo y etanol son compuestos de punto de ebullición muy cerca

nos, según datos técnicos de revistas se usa como solvente de la destilación extractiva agua, estas columnas son llamadas columnas de hidroselección y poca información aparece en la bibliografía concerniente al diseño y operación. Para el diseño se utilizará el método gráfico de CHAMBERS(20). Como el ACHO es un compuesto volátil aparecerá en el destilado, se tomará en cuenta estos 3 componentes : ETOAC, ETOH y H<sub>2</sub>O , ya que la cantidad de ACHO es pequeña. Para desarrollar el método Chambers, es necesario los gráficos de equilibrio, los cuales se obtendrá de la "Predicción de equilibrio ternario vapor-líquido de datos binarios", se aplicará la ecuación de WILSON que es una función logarítmica(ref.21).

$$\Lambda_{ij} = \frac{v_j^L}{v_i^L} \exp\left(-\frac{(\lambda_{ij} - \lambda_{ii})}{RT}\right)$$

$$\ln \gamma_i = 1 - \ln\left(\sum_{j=1}^N x_j \Lambda_{ij}\right) - \sum_{k=1}^N \left(\frac{x_k \Lambda_{ki}}{\sum_{j=1}^N x_j \Lambda_{kj}}\right)$$

$$y_i = \gamma_i \frac{P_i}{P} x_i$$

#### PARAMETROS DE WILSON

COMPONENTE		$\lambda_{12} - \lambda_{11}$	$\lambda_{12} - \lambda_{22}$ (cal/mol)
1	2		
ETOH	ETOAC	744.81	-52.14
	H <sub>2</sub> O	382.30	955.45

Las curvas de equilibrio seran : 1er. gráfico(f.m de etanol liquido vs f.m de etanol vapor, teniendo como parámetro % molar de acetato de etilo) y 2do. gráfico(f.m de acetato de etilo liq. vs f.m de acetato de



etilo vap., teniendo como parametro % molar de etanol).

DATOS DE VOLUMEN MOLAR

$v_{\text{ETOH}}^L \left( \frac{\text{cc}}{\text{mol}} \right)$	$v_{\text{ETOAC}}^L \left( \frac{\text{cc}}{\text{mol}} \right)$	$v_{\text{H}_2\text{O}}^L \left( \frac{\text{cc}}{\text{mol}} \right)$
64,37	110,50	13,844

Con estos datos se construyé los gráficos de equilibrio indicandos antes, a baja y - alta concentraciones como se puede apreciar en los gráficos presentados.

Para aplicar el método gráfico de Chamber de piso a piso se procederá a obtener las condiciones de operación. Si la línea de operación cae bajo la curva de equilibrio, ese componente enriquecerá cuando va hacia la parte superior de la columna, mientras que si la línea de operación cae arriba de la apropiada curva de equilibrio, ese componente disminuirá al ir hacia arriba.

Para la sección I, la línea tangente ETOAC - H<sub>2</sub>O (curva) a través de  $x_D = x = y = .7136$  será el mínimo L/V en la parte superior.

Para la sección II :

$$x_{\text{ETOAC}} = y = \frac{Dx_D - Sx_s}{D - S} = \frac{Dx_D}{D - S}$$

Línea de operación :

$$\frac{L}{V} = 1 + \frac{S - D}{V}$$

observando el gráfico podemos concluir que cuando  $D > S$   $x_{\text{ETOAC}} = y =$  positivo.

L/V menor que 1

En el gráfico de etanol se nota que este permite enriquecimiento en esta zona, lo cual es contrario a lo deseado, con lo cual

al optamos por poner  $D = S$ , de donde :

$$x_{\text{ETOAC}} = y = \text{negativo}$$

$L/V$  mayor que 1

Observando el gráfico que la máxima concentración de ETOAC en la parte superior es - 0.72 . Haciendo un análisis de los posibles puntos focales, se ha tomado el siguiente :

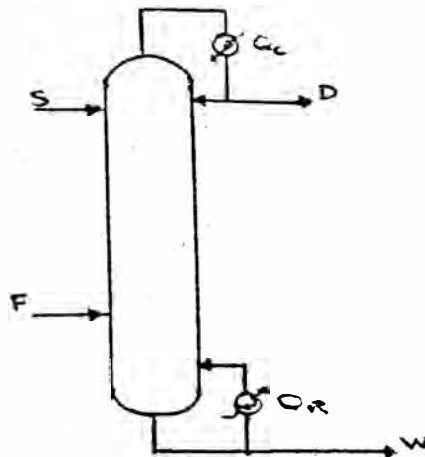
$$x_{\text{ETOAC}} = y = \frac{Dx_D}{D - S} = - 0.05$$

y una pendiente de 1.2 para permitir el mayor enriquecimiento del ETOAC en el plato de alimentación del solvente.

$L/V = 1.2$  corresponde a la sección II  
Entonces el balance de materia es establecido de la siguiente manera :

COMP.	F(mol-gr)	$x_F$	D(mol-gr)	$x_D$
ETOAC	310.34	0.00256	307.24	0.7136
ETOH	1,016.60	0.00837	5.00	0.0116
H <sub>2</sub> O	120,131.19	0.98907	118.31	0.2748
	121,458.14	1.00000	430.556	1.0000

COMP.	W(mol-gr)	$x_W$	S(mol-gr)	$x_S$
ETOAC	3.1	0.000024	0.	0.
ETOH	1,011.6	0.007928	0.	0.
H <sub>2</sub> O	126,588.2	0.992048	6,575.35	1.
	127,602.9	1.000000	6,575.35	1.



## PUNTOS FOCALES :

Sección I :  $y = x = x_D$ 

$$x_{\text{ETOAC}} = y = 0.7136 \quad \text{y} \quad x_{\text{ETOH}} = y = 0.0116$$

Sección II :

$$x = y = \frac{Bx_D}{D - S}$$

$$x_{\text{ETOAC}} = y = -0.05 \quad \text{y} \quad x_{\text{ETOH}} = y = -0.8137 \times 10^{-3}$$

Sección III :

$$x = y = x_w$$

$$x_{\text{ETOAC}} = y = 0.000024 \quad \text{y} \quad x_{\text{ETOH}} = y = 0.007928$$

Los puntos focales son puntos de origen don de se trazan las rectas con pendientes  $L/V$  correspondiente a cada sección.

## PENDIENTES DE LA LINEA DE OPERACION :

De la sección II :  $L/V = 1.2$ 

$$V + S = L + D$$

$$V + 6,575,356 = 1.2V + 430.556$$

$$V = 30,724 \text{ mol-gr} \quad \text{y} \quad L = 36,868.80 \text{ mol-gr.}$$

Sección I :

$$\frac{L}{V} = 1 - \frac{D}{V} = 1 - \frac{430.556}{30,724} = 0.986$$

Sección II :

$$\frac{L}{V} = 1 + \frac{S - D}{V} = 1.2$$

Sección III :

$$\frac{L'}{V'} = 1 + \frac{W}{V'} = 1 + \frac{127,602.94}{27,220.489} = 5.688$$

## LINEAS DE OPERACION Y GRAFICOS :

Sección I :

$$y_{\text{ETOAC}} = 0.986x + 0.00999$$

$$y_{\text{ETOH}} = 0.986x + 0.1624 \times 10^{-3}$$

Sección II :

$$y_{\text{ETOAC}} = 1.2x + 0.01$$

$$y_{\text{ETOH}} = 1.2x + 0.1627 \times 10^{-3}$$

Sección III :

$$y_{\text{ETOC}} = 5.688 x - 1.125 \times 10^{-4}$$

$$y_{\text{ETOH}} = 5.688 x - 0.037166$$

Se ha calculado los puntos de burbuja y rocío del destilado, alimentación y fondos.

Punto de rocío ( $T_R$ ) del destilado :  $70.8^\circ\text{C}$

Punto de burbuja ( $T_b$ ) : alimentación :  $95.3^\circ\text{C}$

fondos :  $97.1^\circ\text{C}$

Balance de energía en toda la columna :

$$h_F F + S h_s - h_D D - h_W W = Q_C - Q_R$$

$$Q_C = \dot{V}_D = 30,724 \times 8408.238 = 2.58 \times 10^8 \text{ cal.}$$

$$Q_R = h_D D + h_W W + Q_C - h_F F - S h_s$$

reemplazando datos se tiene :

$$Q_R = 2.6545 \times 10^8 \text{ cal.}$$

con  $\lambda_R = 9751.8453 \text{ cal/mol-gr.}$

este dato permite obtener la cantidad de vapor que fluye en la parte III de la columna

$$V' = \frac{2.6545 \times 10^8}{9751.8453} = 27,220.49 \text{ mol-gr/hr.}$$

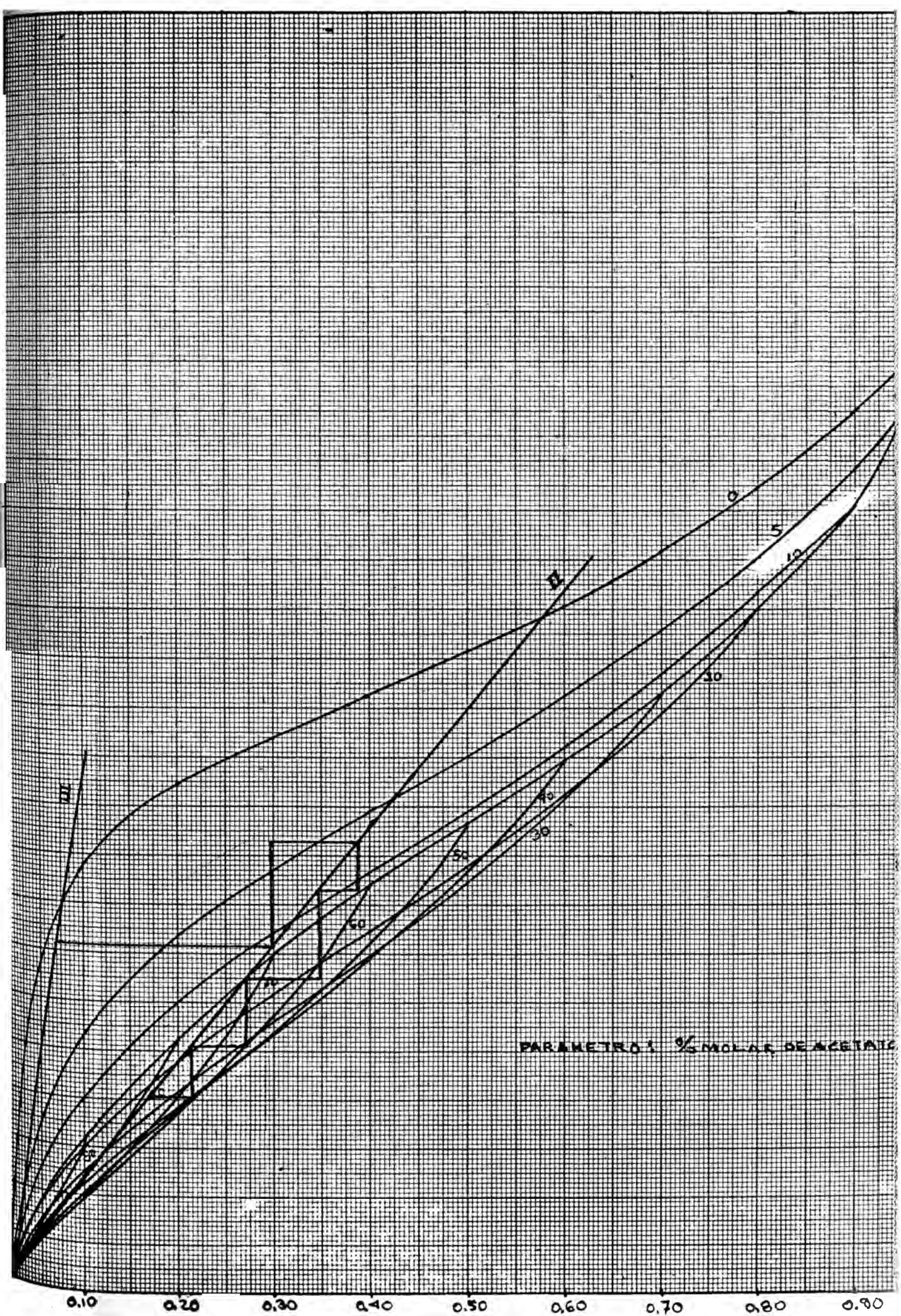
#### ENTALPIAS

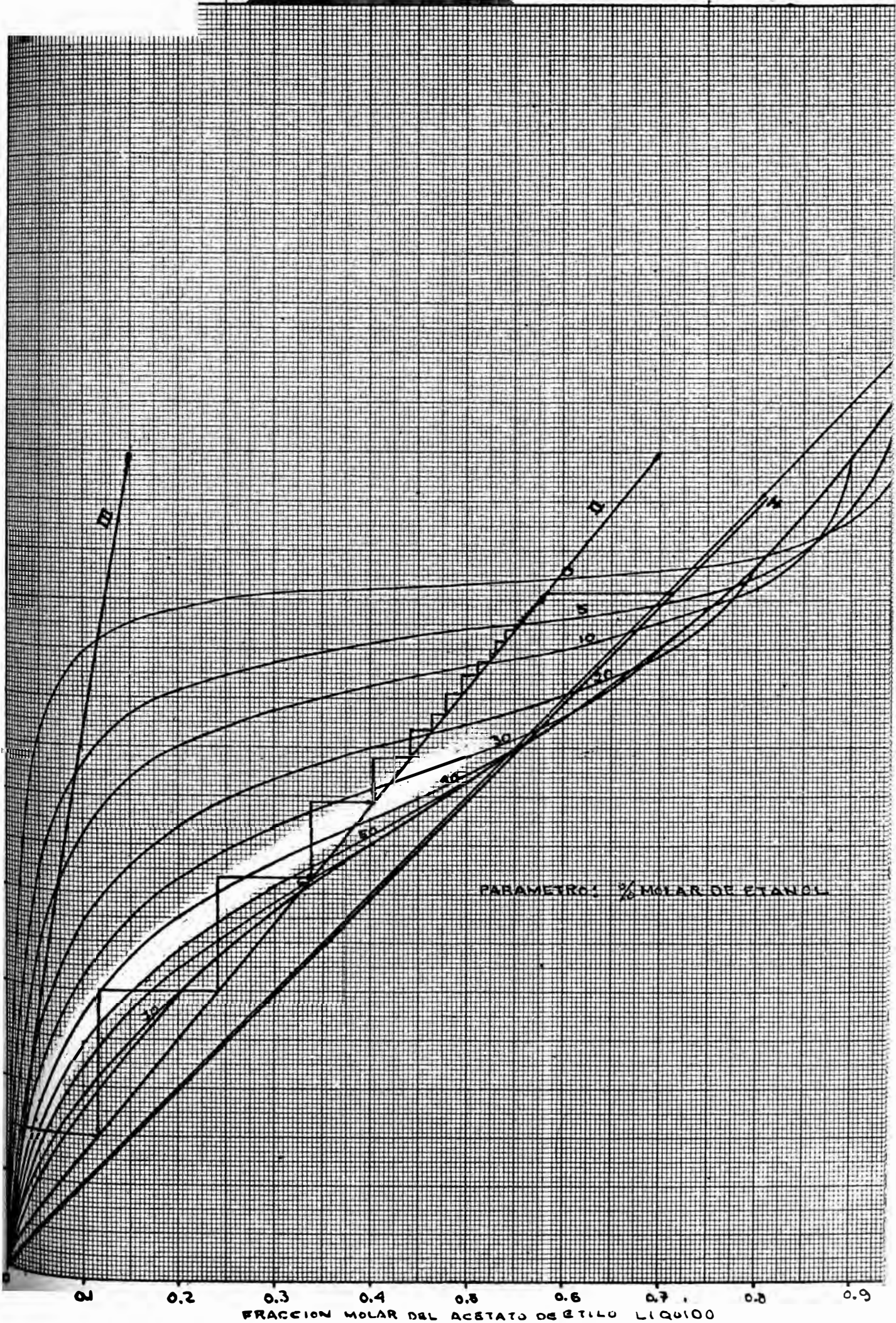
cal/mol-gr	h	$\lambda$	H
Destilado	2,247.345	8,408.238	10,655.58
Alimentac.	1,745.037	9,769.266	11,514.30
Fondos	1,774.955	9,751.845	11,526.80

Se procede a calcular el número de platos y concentración por medio del procedimiento de Chambers piso a piso, alternando los gráficos de acetato de etilo y etanol.

Comenzando de la base de la columna hacia arriba como el convencional método McThiele haciendo alternados pasos en fig. 1 y 2 .

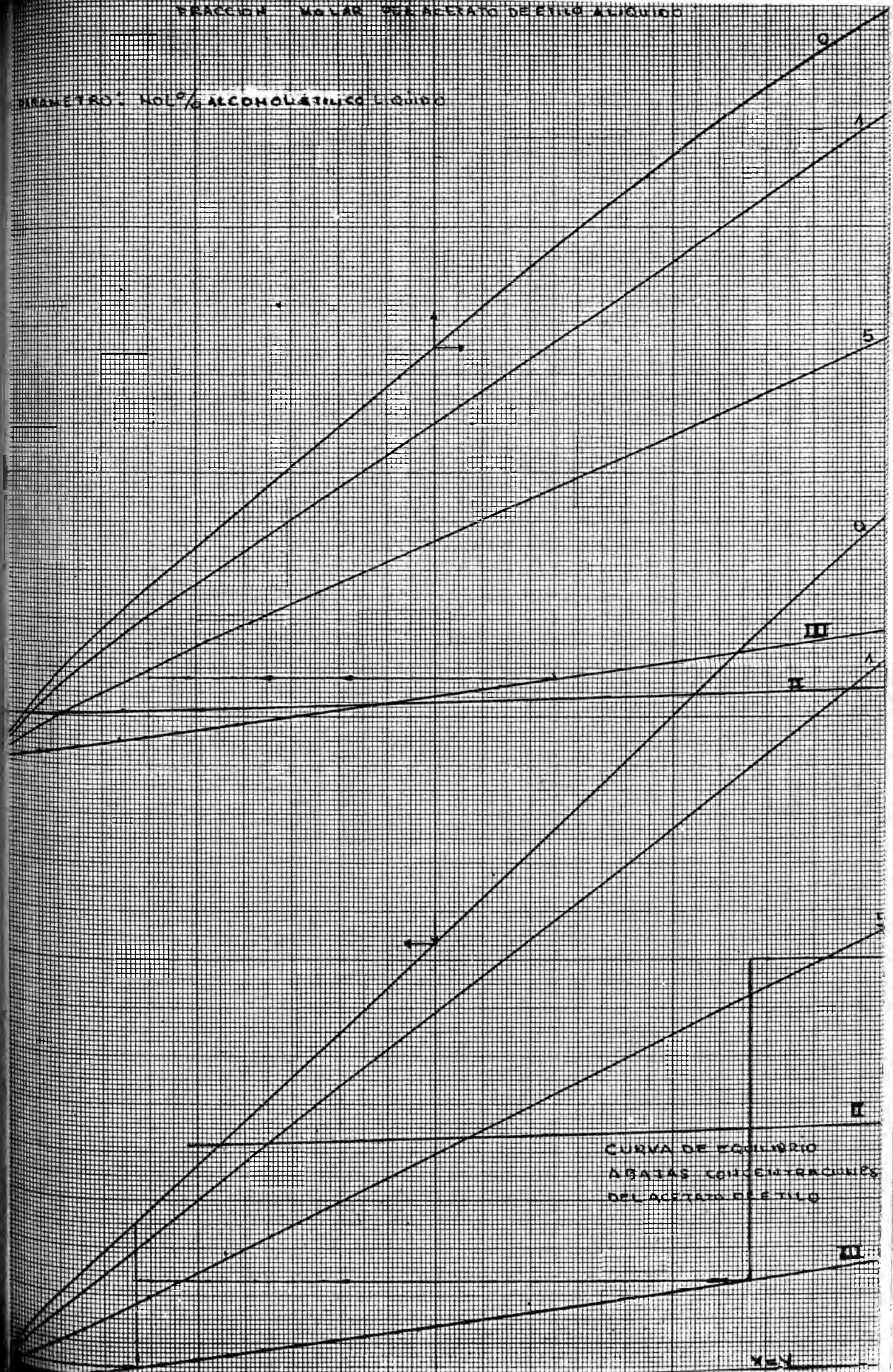
La introducción de la alimentación se hace teniendo en cuenta que las concentraciones de los componentes tienda a la descada.



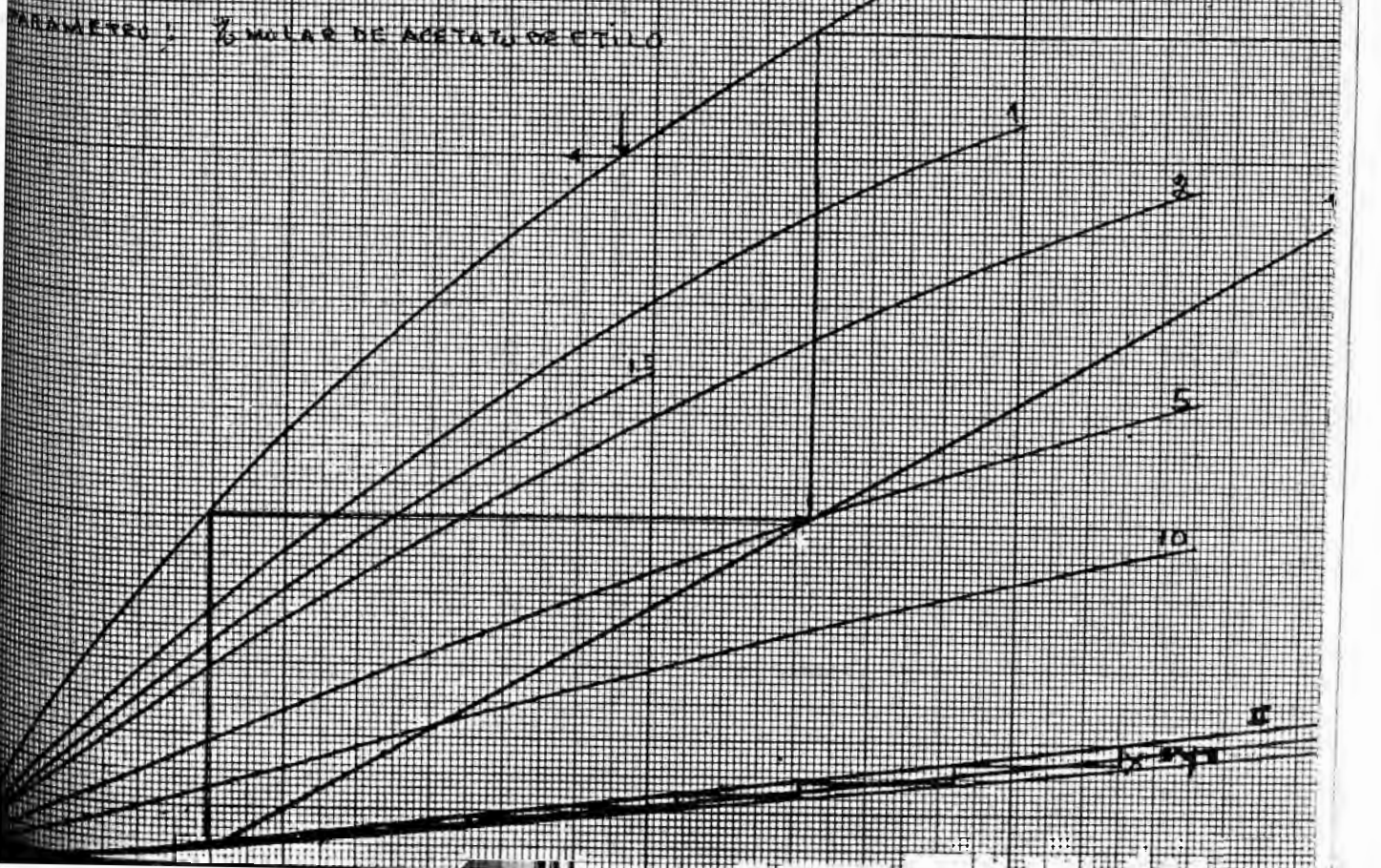
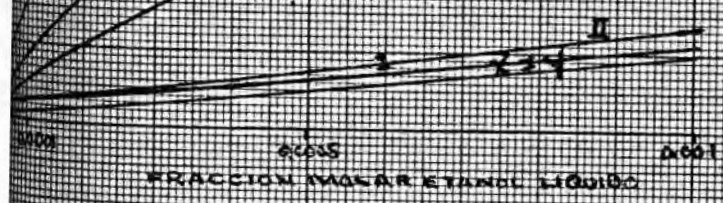
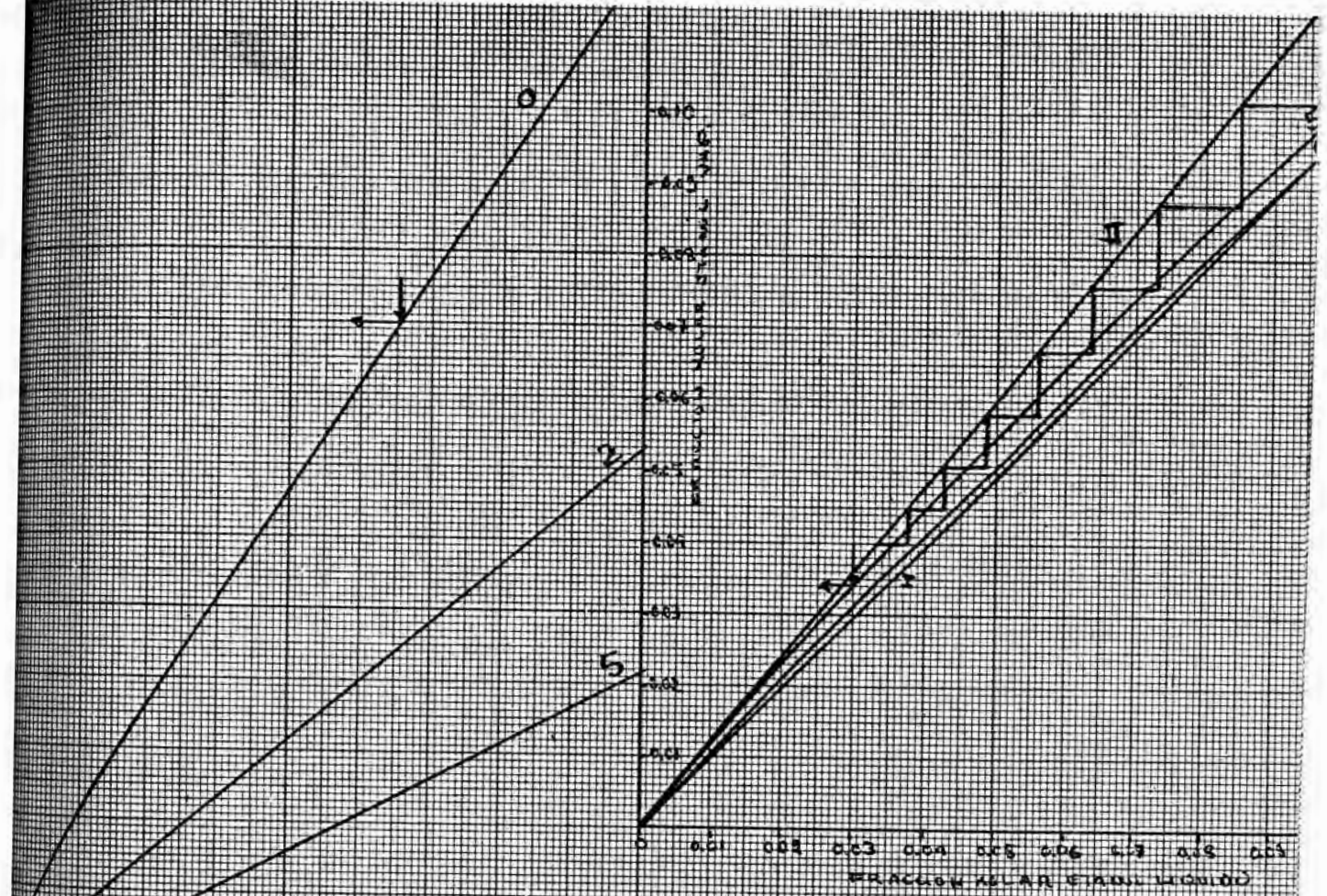


FRACCION MOLAR DEL ACETATO DE ETILO LIQUIDO

PARAMETROS: VOL% ALCOHOLATICO LIQUIDO



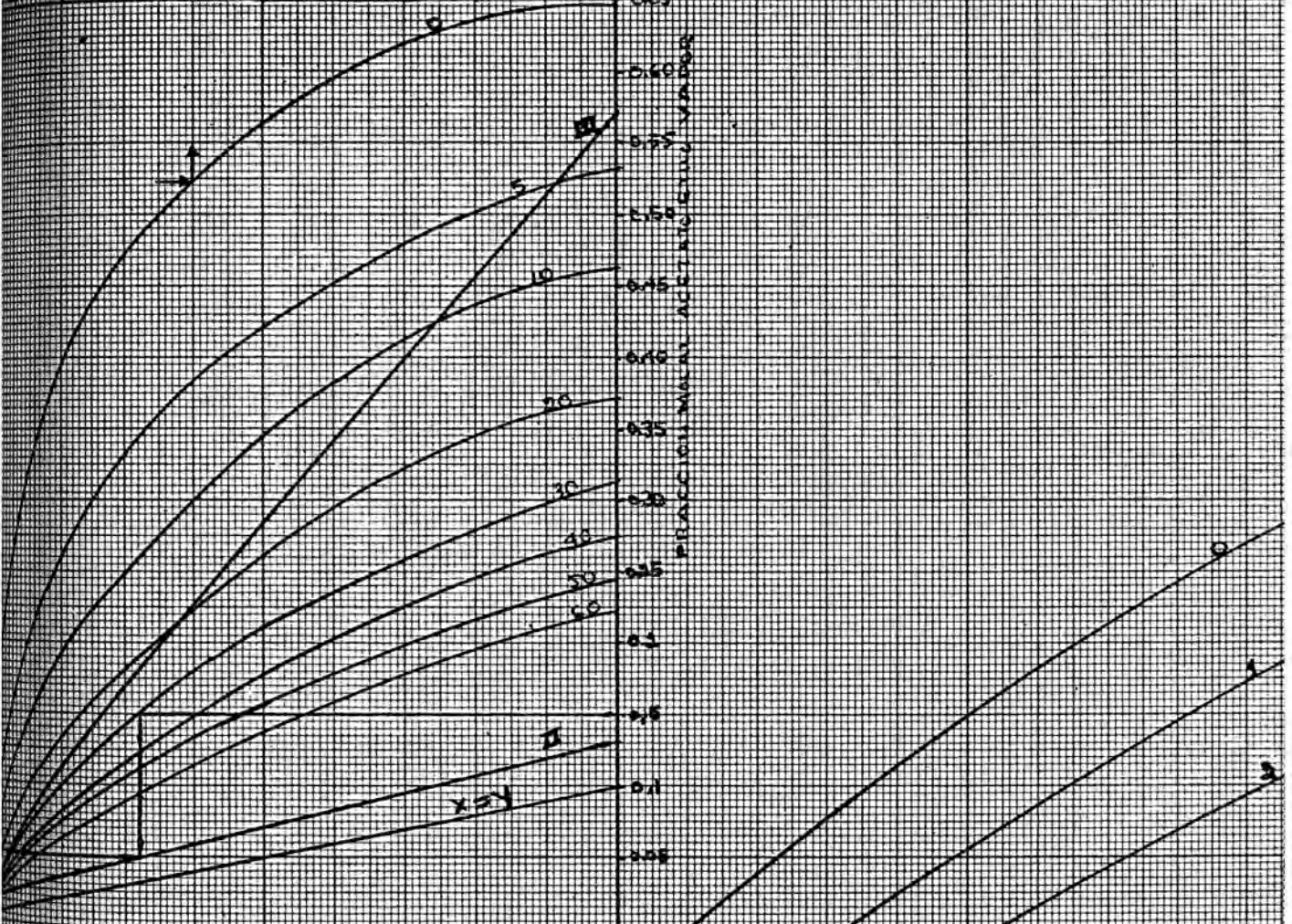
CURVA DE EQUILIBRIO  
A BAJAS CONCENTRACIONES  
DEL ACETATO DE ETILO



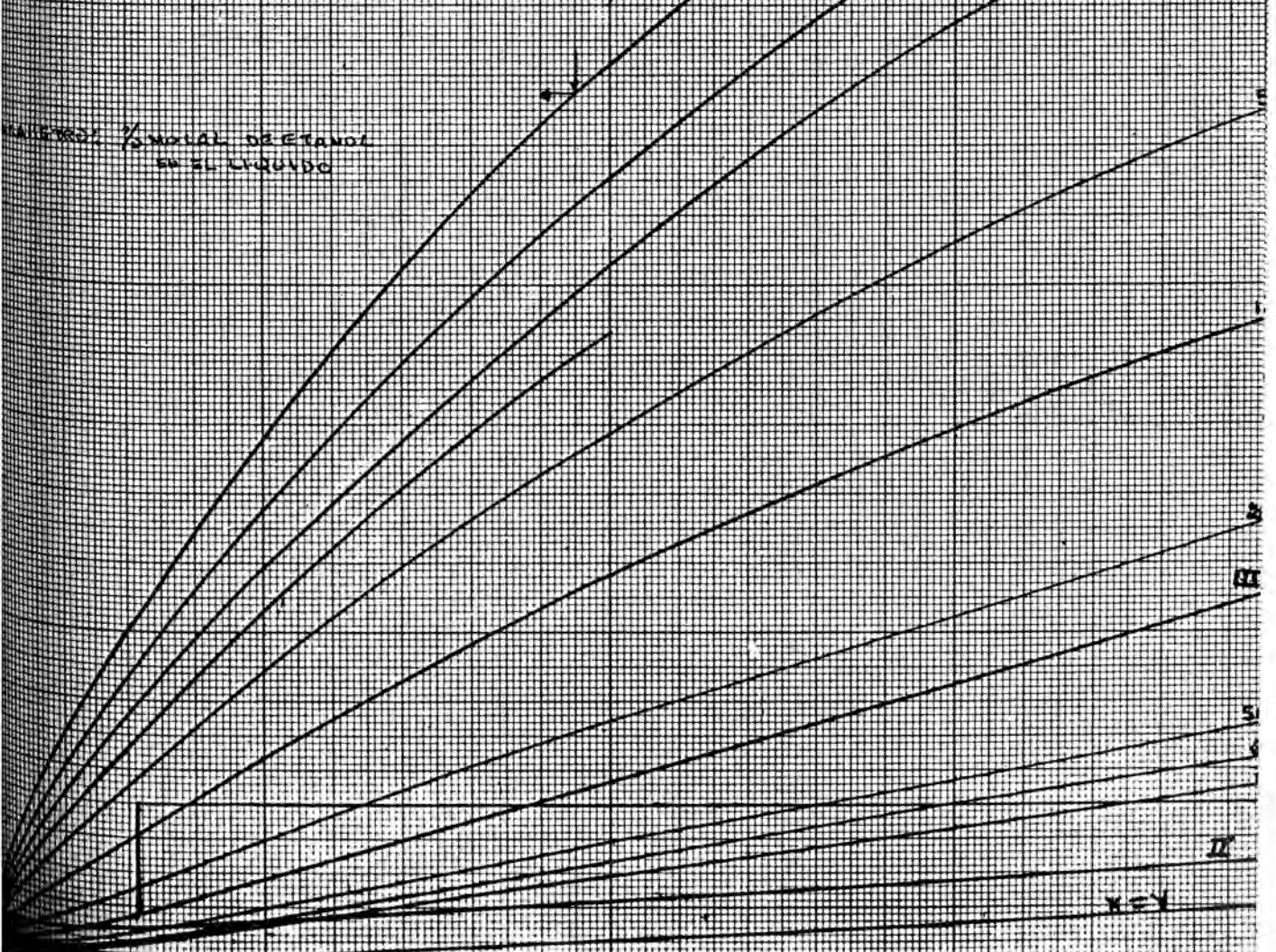


FRACCIONES DE ACETATO ETILO EN EL LIQUIDO

0.05 0.10 0.15 0.20 0.25 0.30 0.35 0.40 0.45 0.50

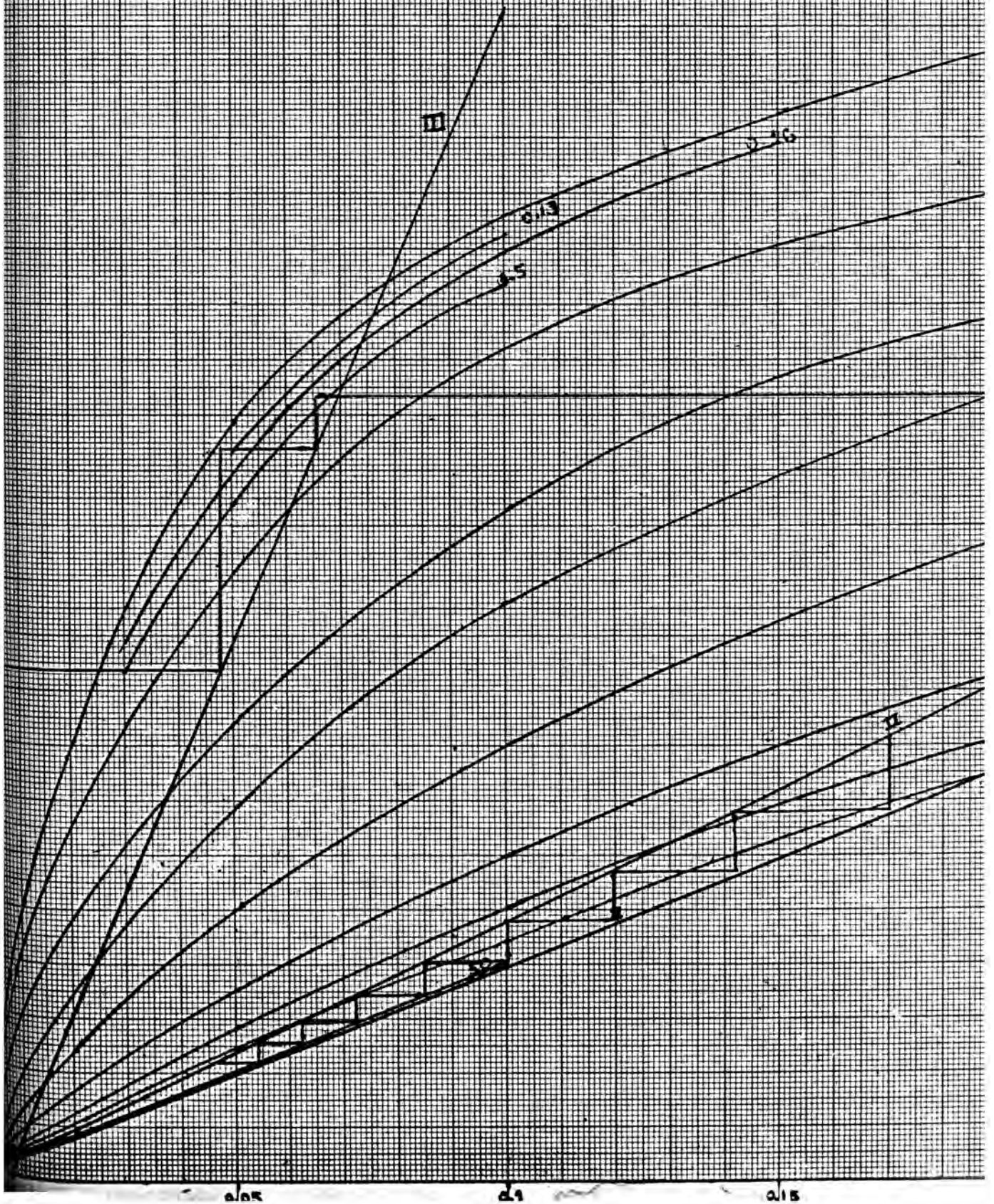


FRACCIONES DE 1/3 MOLAL DE ETANOL EN EL LIQUIDO



# CURVA DE EQUILIBRIO DE ETANOL A BAJAS CONCENTRACIONES

PARAMETRO: % acetato de etilo



## RESULTADO OBTENIDO DEL PROCESO PISO A PISO

Nº PLATOS	x <sub>ETOAC</sub>	y <sub>ETOAC</sub>	x <sub>ETOH</sub>	y <sub>ETOH</sub>
-	0.000024		0.007928	
1	0.000185	0.0010	0.024400	0.1010
2	0.000833	0.0046	0.040000	0.2340
3	0.003120	0.0180	0.065500	0.3250
4 (P.F)	0.032000	0.0500	0.299000	0.3580
5	0.115000	0.1500	0.387000	0.4650
6	0.240000	0.3000	0.346500	0.4150
7	0.337000	0.4170	0.271000	0.3250
8	0.405000	0.4950	0.212500	0.2550
9	0.442000	0.5400	0.170000	0.2025
10	0.465000	0.5600	0.142000	0.1700
11	0.479000	0.5850	0.119500	0.1425
12	0.495000	0.6050	0.102000	0.1200
13	0.511000	0.6250	0.085000	0.1012
14	0.525000	0.6380	0.073000	0.0875
15	0.530000	0.6450	0.063300	0.0760
16	0.540000	0.6580	0.056000	0.0670
17	0.552000	0.6700	0.048300	0.0580
18	0.555000	0.6750	0.042400	0.0510
19	0.560000	0.6800	0.037500	0.0450
20	0.563000	0.6840	0.033200	0.0400
21	0.565000	0.6870	0.028400	0.0340
22	0.567000	0.6900	0.024200	0.0290
23	0.570000	0.6940	0.020800	0.0247
24	0.574000	0.6970	0.018000	0.0220
25	0.576000	0.6990	0.015100	0.0185
26	0.577000	0.7010	0.012600	0.0159
27	0.578000	0.7040	0.010800	0.0130
28	0.714000	0.7070	0.011200	0.0110

FLUJO Y PROPIEDADES FISICAS EN LA PARTE SUPERIOR E  
INFERIOR DE LA COLUMNA

	SUPERIOR	INFERIOR
Velocidad de vapor (cc/seg)	240,844,440	266,494,440
Velocidad del liq. (cc/seg)	696.9	866.075
Densidad de vapor (gr/cc)	$2.397 \times 10^{-3}$	$8.1924 \times 10^{-4}$
Densidad del liq. (gr/cc)	0.86344	0.95170
Peso molecular gas (gr/mol)	58.7624	19.178
Peso molecular liq (gr/mol)	67.644	24.874
Tensión superf. (dinas/cm)	19.000	65.000

Este método se puede apreciar en los gráficos presentados, la composición de los pisos se han resumido en la siguiente tabla.

Los resultados encontrados son :

Nº Platos teóricos : 28

En la parte de abajo antes de la alimentación existen 3 platos, el plato Nº4 es el de alimentación, entre las dos alimentaciones existen 23 platos y antes de la alimentación del solvente existe 1 plato.

Cálculo del diametro de la columna : Se hará uso de la ecuación de Souders-Brown, ver ref.19. :

En la fig. 8.38 y fig. 8.39 (ref.19), se obtiene,  $C = 270$  y  $W = 800 \text{ lb/ft}^2\text{hr.}$  para un espaciamiento entre plato ( $S_t$ ) igual 12 pulg  
 $W$  : velocidad de vapor máxima permisible.  
 $V$  : velocidad de vapor en la part. superior  
 $V = 4,577.742 \text{ lbm/hr.}$

$$\text{Area requerida} = \frac{4,577.742}{800.00} \text{ ft}^2 = 5.722 \text{ ft}^2$$

$$\text{Diametro} = (4 \times 5.722 / \pi)^{1/2} = 2.7 \text{ ft} = 0.8 \text{ m}$$

También se ha calculado el diametro por medio de la ecuación de Hunter (ref.19) :

$$e_w = 0.22 (73.7) (V_c / S_t)^{3.2}$$

$$S_t = 12'' \text{ y } h_c = 1.5''$$

$$S' = S_t - 2.5h_c = 8.25 \text{ pulg.}$$

En la fig. 8.64 para  $e_w = 0.05$ , se tiene :

$$\text{Part. sup. : } V_c = 3.4 \text{ ft/seg.}$$

$$\text{Part. inf. : } V_c = 4.8 \text{ ft/seg.}$$

La parte superior de la columna es la limitante :

$$\text{Area de la torre} = (8.504 / 3.4) \text{ ft}^2 = 2.5 \text{ ft}^2$$

$$\text{Diametro} = (4 \times 2.5 / )^{1/2} = 1.8 \text{ ft.}$$

Diametro de torre entre 1.5 - 2 ft. no son usuales y son antieconomicos, por lo tanto:  
 Diametro = 2,5 ft. = 0.76 m.

Especificación del plato :

$d_o$  : diametro del hueco = 3/16 pulg.

C : distancia entre centros = 1/2 pulg.

espesor del plato = 0.078 pulg.

% área hueca = 13%

Cálculo del N° Platos reales : Como no aparece en la literatura, el cálculo de eficiencia del plato en columnas extractivas, se calculara por medio de las propiedades de la alimentación :

$$\sum \mu_F x_F = 0.3809 \quad \text{y} \quad \alpha = 2.11$$

$$\alpha \sum \mu_F x_F = 0.76$$

En la fig. 8.11 (19) :

eficiencia del plato = 0.60

$$\text{N}^\circ \text{ platos reales} = \frac{28}{0.60} = 46$$

Cálculo de la altura de la columna :

$$\begin{aligned} \text{Altura total de platos} &= 47 \times 12 \times 2.54 \text{ cm.} \\ &= 14.33 \text{ m.} \end{aligned}$$

Altura del suelo al último plato = 1 m.

Altura total = 16 m.

Costo compra : S/ 13'855,384.

Costo instalación : 4'156,498.

Costo total : 18'011,882.

#### 1.15 INTERCAMBIADOR - CALENTADOR DEL SOLVENTE :

- Función : Calentar el agua (solvente) que se alimenta a la columna extractiva, de 25°C hasta 70.8°C.
- Características : Intercambiador de doble tubo.

$Q_T$ : calor intercambiado = 21,492.11 Btu/hr.

$A_T$ : área de transferencia = 0.52 ft<sup>2</sup>

TUBO EXTERIOR

TUBO INTERNO

D.E : 1.66 pulg.

D.E : 0.84 pulg.

D.I : 1.38 pulg.

D.I : 0.622 pulg.

Fluido frio : agua

Fluido caliente:

Flujo másico :

vapor.

260.70 lbm/hr.

Flujo másico :

Temperatura(1): 77°F 24.4 lbm/hr.

Temperatura(2): 159.4°F Temperatura : 338°F

Material : cobre.

- Cálculos de diseño : Es un intercambiador de doble tubo debido a que la cantidad de calor transferido es pequeño.

$$Q_T = 260.7 \times 1 \times (159.44 - 77) \text{ Btu/hr.}$$

$$= 21,492.11 \text{ Btu/hr.}$$

Como medio de calentamiento se usará vapor a 100psig (338°F), su  $h_{vap}$  es 881 Btu/lbm

W : cantidad de vapor.

$$= \frac{21,492.11 \text{ Btu/hr.}}{881.00 \text{ Btu/lbm}} = 24.4 \text{ lbm/hr.}$$

El procedimiento es el mismo de los intercambiadores anteriores, cuyos resultados son : MLDT = 217.2°F

El agua fluye por la parte anular y el vapor fluye por el tubo.

$$h_{i0} = 1,500 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{°F} \text{ (vapor)}$$

$$h_o = 244.36 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{°F}$$

$$U_c = 210 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{°F} \text{ y } U_D = 190 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{°F}$$

$$R_d = 0.0005$$

$$\text{Area} = 0.52 \text{ ft}^2, \text{ Long.tub.req.} = 2.5 \text{ ft.}$$

Costo compra : S/ 81,747.

Costo instalación : 8,205.

Costo total : 89,952.

#### 1.16 CONDENSADOR - COLUMNA DE ACETATO :

- Función : Condensar los vapores que salen

por el tope de la columna de destilación de acetato de etilo.

- Características : Es un intercambiador de calor de coraza y tubos, de tipo horizontal con dren de reflujo dividido y retorno por gravedad.

$Q_T$ : calor total transferido = 1'810,472  $\frac{\text{Btu}}{\text{hr.}}$

$A_T$ : Área total de transferencia = 250.5  $\text{ft.}^2$

LADO DE LOS TUBOS

TUBOS

Fluido frío : agua

D.E = 3/4" (11BWG)

Flujo másico :

$L_t = 11 \text{ ft.}$

32,330 lbm/hr.

$n = 4$

Temperatura(1) : 77°F

Nº Tubos = 116

Temperatura(2) : 133°F

arreglo en cuadro

Material: acero al carb.  $P_T = 1 \text{ pulg.}$

LADO DE LA CORAZA

CORAZA

Fluido caliente :

D.I = 15 1/4 pulg.

vapores del tope

Nº Pasos = 1

Flujo másico :

Espaciado (B) = 12"

4,615 lbm/hr.

Material : acero

Presión : 14.7 psia.

al carbono.

Temperatura : 160°F

CAIDA DE PRESION :

Dentro de los tubos : 2.836 psia.

Fuera de los tubos : 0.145 psia.

Factor de obstrucción: "0.001

- Cálculos de diseño : Los vapores que salen por el tope de la columna de destilación :

COMP.	y	lbm/hr.	% peso
ETOAC	0.7136	4,244.61	92.00
ETOH	0.0116	36.07	0.80
H <sub>2</sub> O	0.2748	334.34	7.20
	1.0000	4,615.02	100.00

Su temperatura de rocío y de burbuja son

aproximadas e igual a 160°F.

$$Q(\text{perdido}) = \bar{V} \lambda_m = Q_p = Q_T \\ = 1'810,472 \text{ Btu/hr.}$$

La cantidad de agua de enfriamiento es :

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{Q_T}{C_e(t_2 - t_1)} = 32,330 \text{ lbm/hr.}$$

El procedimiento es el mismo de los intercambiadores anteriores :

MLDT : 50°F

$$h_{i0} = 650 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{°F}, \quad h_{o0} = 295 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{°F}$$

$$U_c = 203 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{°F}, \quad U_D = 145 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{°F}$$

$$\Delta P_s = 0.145 \text{ psia.} \quad \Delta P_t = 2.84 \text{ psia.}$$

Costo compra : S/ 2'370,370.

Costo instalación : 237,037.

Costo total : 2'607,407.

#### 1.17 INTERCAMBIADOR - ENFRIADOR :

- Función : Enfriar el ACETATO DE ETILO proveniente del condensador de la columna de destilación extractiva a 160°F, hasta la temperatura de almacenamiento de 77°F.
- Características : Es un intercambiador de calor del tipo coraza y tubos, que opera en forma continua.

$Q_T$  : calor total transferido = 3,237 Btu/hr.

$A_T$  : área total de transferencia = 6.87 ft.<sup>2</sup>

LADO DE LOS TUBOS

TUBOS

Fluido frío :  
solución alcohólica.

D/E. = 3/4" (14BWG)

$L_t = 1.75 \text{ ft.}$

Flujo másico :  
143 lbm/hr.

$n = 4 \text{ pasos}$

Nº Tubos = 20

Temperatura(1): 43°F

arreglo en cuadro

Temperatura(2): 68°F

$P_T = 1 \text{ pulg.}$

LADO DE LA CORAZA

CORAZA

Fluido caliente :  
acetato de etilo(92%)

D.I = 8 pulg.

Nº Pasos = 1.



Flujo másico : Espaciamiento entre  
 64.67 lbm/hr. baffles transversa-  
 Presión: 14.7 psia. les (B) = 2 pulg.  
 Temperatura(1) : 160°F  
 Temperatura(2) : 77°F  
 CAIDA DE PRESION :

Dentro de los tubos : 0.0012 psia.

Fuera de los tubos : 0.000075

Factor de obstrucción : 0.005

- Cálculos de diseño : La composición de la mezcla líquida a enfriar es :

ETOAC	59.48	lbm/hr.	90.40 %peso
ACHO	1.14		1.70
ETOH	0.51		0.80
H <sub>2</sub> O	4.69		7.10
	<hr/>		<hr/>
	65.81		100.00

El calor que debemos remover de esta mezcla es :

$$Q(\text{removido}) = F \overline{C_e} (T_2 - T_1) = Q_T$$

$$C_e(\text{mezcla}, T_{\text{prom}} = 116.5^\circ\text{F}) = \overline{C_e} = \sum x_i C_{e_i} \\ = 0.603 \text{ Btu/lbm}^\circ\text{F}$$

$$Q_T = (65.81 \text{ lbm/hr})(0.603 \text{ Btu/lbm}^\circ\text{F})(160 - 77)^\circ\text{F} \\ = 3,237 \text{ Btu/hr.}$$

Como fluido de enfriamiento se usará solución alcohólica(50%peso), que fue usado anteriormente en otros intercambiadores y se encuentra disponible a 43°F(6°C), vamos a permitir que se caliente hasta 68°F. La cantidad requerida de solución alcohólica es :

$$W_t = Q_T / C_e(\text{sol. alcoh.}, T_{\text{prom}} = 55.5^\circ\text{F})(t_2 - t_1)$$

$$W_t = (3,237 \text{ Btu/hr})(.906 \text{ Btu/lbm}^\circ\text{F})(68 - 43)^\circ\text{F} \\ = 143 \text{ lbm/hr.}$$

Los cálculos de diseño son los mismos de los anteriores intercambiadores . Los re

sultados son los siguientes :

MLDT = 51°F	$A_T = 6.87 \text{ ft}^2$
$h_{i0} = 17 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{°F}$	$h_o = 27 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{°F}$
$U_c = 10 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{°F}$	$U_D = 9.5 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{°F}$
$\Delta P_s = 0.000075 \text{ psia.}$	$\Delta P_t = 0.0012 \text{ psia.}$
Costo compra :	S/ 240,846.
Costo instalación :	24,026.
Costo total :	<u>264,872.</u>

### 1.18 TANQUE DE ALMACENAMIENTO DEL ACETATO DE ETILO :

- Función : Almacenar el subproducto acetato de etilo (90.4%) que proviene de la columna de destilación extractiva.
- Características : El equipo es un tanque cilindrico vertical de acero.  
 Capacidad =  $22 \text{ m}^3 = 5,814.60 \text{ gal.}$   
 Diametro = 9 ft. = 2.74 m.  
 Altura = 3.72 m.
- Calculos de diseño : La característica del fluido a almacenarse es :

ETOAC	90.4 % peso
ACHO	1.7
ETOH	0.8
H <sub>2</sub> O	7.1
<u>Total</u>	<u>100.0</u>

Flujo másico : 65.81 lbm/hr. = 29,944 gr/hr

Gravedad especifica : 0.905

Veloc. de flujo del fluido :  $0.0331 \text{ m}^3/\text{hr.}$

Tiempo de residencia : 1 mes

Volumen ocupado por el líquido en un mes :

$$\frac{29,944,004 \times 24 \times 25}{0.905} = 19.86 \text{ m}^3$$

Dando una tolerancia del 10% se tiene:

Capacidad =  $22 \text{ m}^3 = 5,814.60 \text{ gal.}$

Diametro = 9 ft. = 2.74 m.

Altura = 3.72 m.

Costo compra:	S/. 2'806,002
Costo instalación:	<u>561,200</u>
Costo total:	3'367,202

### 1.19 REBOILER - COLUMNA DE ACETATO DE ETILO:

- Función: Proporcionar el calor requerido en el fondo de la columna de ACETATO DE ETILO.
- Características: Es básicamente un intercambiador de coraza y tubos, se conoce como "caldereta tipo marmita" y opera en forma continua empleando vapor a 100 psig.

$Q_T$ : calor total transferido = 1'065,133  $\frac{\text{Btu}}{\text{hr.}}$

$A_T$ : área de transferencia = 19.63 ft<sup>2</sup>.

#### LADO DE LOS TUBOS

#### TUBOS

Fluido caliente: D.E. = 3/4" (15BWG)  
vapor  $L_t = 5 \text{ ft.}$

Flujo másico: N° Tubos = 20

1,210 lbm/hr.  $n = 4$  (N° pasos)

Presión: 115 psia arreglo en cuadro

Temperatura: 338°F  $P_T = 1 \text{ pulg.}$

Material: Acero al carbono.

#### LADO DE LA CORAZA

#### CORAZA

Fluido frío: D.I. = 1 3/4" pulg.

líquido del fondo D.I. (haz de tubos) = 8"

Flujo másico: sin baffles, coraza apropiada para reboiler tipo Kettle.

6,027 lbm/hr

Presión: 14.7 psia

Temperatura: 207°F Material: acero al carbono.

#### CAIDA DE PRESION:

Dentro de los tubos: 1.678 psia.

Fuera de los tubos: despreciable.

Fáctor de obstrucción: 0.0007

- Cálculos de diseño: La mezcla alimentada al reboiler para vaporizarse tiene la siguiente composición:

ETOAC	0.126 lbm/hr
ETOH	21.839
H <sub>2</sub> O	<u>1,069.360</u>
F	1,091.325

Cálculo del calor requerido:

$$\lambda (\text{mezcla}, 207^{\circ}\text{F}) = \sum_{m} x_i \lambda_i = 976 \text{ Btu/lbm}$$

$$Q(\text{requerido}) = F \bar{\lambda}_m = 1'065,233 \text{ Btu/hr}$$

Cálculo de la cantidad de vapor requerida:

Se hace uso de vapor saturado a 100psig, cuyo  $\lambda_v$  es 880 Btu/lbm a 338°F.

$$Q(\text{ganado}) = Q(\text{perdido}) = W_s \lambda_v = Q_T$$

$$W_s = Q_T / \lambda_v = (1'065,133 \text{ Btu/hr}) / (880 \text{ Btu/lb}) \\ = 1,210.40 \text{ lbm/hr.}$$

Los cálculos son los mismos de los anteriores intercambiadores, los resultados son:

$$\begin{aligned} \text{MLDT} &= 131^{\circ}\text{F} & A_T &= 19.63 \text{ ft}^2 \\ h_{i0} &= 1,500 \text{ Btu/hr ft}^2 \cdot ^{\circ}\text{F} \text{ (vapor)} \\ h_o &= 1,000 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^{\circ}\text{F} & N_{Re} \text{ (tub.)} &= 170.053 \\ U_c &= 600 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^{\circ}\text{F} & U_D &= 415 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^{\circ}\text{F} \\ \Delta P_t &= 1.678 \text{ psia.} & \Delta P_s &= \text{despreciable.} \\ \text{Costo compra:} & & \text{S/.} & 1'205,988 \\ \text{Costo instalación:} & & & \underline{120.716} \\ \text{Costo total:} & & & 1'326,704 \end{aligned}$$

#### 1.20 COLUMNA DE DESTILACION DEL ETANOL:

- Función : Destilar el alcohol etílico(92.4%) de una mezcla muy diluida, para ser empleado nuevamente en el proceso (reciclo).
- Características : Columna de platos.  
CORAZA: D (diámetro)= 2.5 ft.  
PLATOS: Tipo: perforados.  
NºPlatos: 26  
d<sub>h</sub> (diámetro del hueco): 3/16"  
distancia entre centros: 0.5"  
espaciamiento entre plato: 12"

eficiencia: 0.55

Temperatura (parte superior):  $78.28^{\circ}\text{C}$  ( $173^{\circ}\text{F}$ )

Temperatura (parte inferior):  $98.06^{\circ}\text{C}$  ( $208^{\circ}\text{F}$ )

Presión: 1 atm. (14.7 psia.)

Material: cobre.

- Cálculos de diseño: La corriente que viene de los fondos de la columna extractiva:

ETOAC	272.80 gm/hr	0.012 % peso
ETOH	46,533.87	2.001
H <sub>2</sub> O	2'278,588.10	97.987
	<hr/>	
	2'325,394.77	100.000

El 90% peso del etanol es obtenido en el destilado, dando un producto de 92% de pureza. El balance de materia estaría dado de la siguiente manera:

DESTILADO:

ETOAC	272.800 gr/hr.	0.6 % peso
ETOH	41,880.470	92.0
H <sub>2</sub> O	3,368.988	7.4
	<hr/>	
	45,522.258	100.0

FONDOS :

ETOH	4,653.406 gr/hr	0.20 % peso
H <sub>2</sub> O	2'275,219.200	99.80
	<hr/>	
	2'279,872.606	100.00

Desarrollaremos el método de Ponchon-Savarit, para lo cual se hará uso del gráfico entalpía (h) vs concentración en peso (x ó y) y del gráfico de equilibrio.

Cálculo del  $Q_{Dmin}$ : En el gráfico la línea recta que pasa por los puntos  $x_F$  y  $y_F$  corta a la línea recta vertical que pasa por  $x_D$  en un punto  $(x_D, Q_{Dmin})$ .

$Q_{Dmin}$  : calor extraído en el condensador y el destilado por mol de destilado.  
 = 4520 Btu/lbm. = 2513.12 cal/Lgm.

Cálculo del  $r_s$ : El reflujo de operación a usarse es 1.5 veces el reflujo mínimo:

$$r_s = 1.5 r_{sm} = 1.5 \times 9.7 = 14.5$$

Balance de energía:

$$r_s + 1 = \frac{Q_D - h_D}{\lambda}$$

De la ecuación anterior se obtiene  $Q_D$ :

$$Q_D = (14.5 + 1) \times 412.8 + 99.2 = 6497.6 \frac{\text{Btu}}{\text{lbm}}$$

$$= 3612.6656 \text{ cal/gr.}$$

$$Q_D = h_D + Q_C/D$$

Reemplazando datos se obtiene  $Q_C$ :

$$Q_C: \text{ calor extraído en el condensador}$$

$$= 1.6194 \times 10^8 \text{ cal.}$$

$$Fh_F = DQ_D + WQ_w$$

$$Q_w = \frac{Fh_F - DQ_D}{W} = \frac{23.25,394.7 \times 180 \times 0.55}{2'279,872.6}$$

$$= \frac{45,522.258 \times 3612.665}{2'279,872.6}$$

$$= 29.944$$

$$Q_R = (h_w - Q_w) W = (180 \times 0.556 - 29.944) \times$$

$$(2'279,872.6)$$

$$= 1.6 \times 10^8 \text{ cal.}$$

Cantidades de líquido y vapor en la torre:

En el extremo superior de la torre:

$$G_1 = D(r_s + 1) = 45,522.258(14.5 + 1)$$

$$= 705,594.99 \text{ gr/hr.}$$

$$L_o = Dr_s = 45,522.258 \times 14.5 = 660,072.74 \frac{\text{gr}}{\text{hr}}$$

$$x_D = 0.92, x_1 = 0.91, y_1 = 0.92, y_2 = 0.91$$

En la bandeja de alimentación:

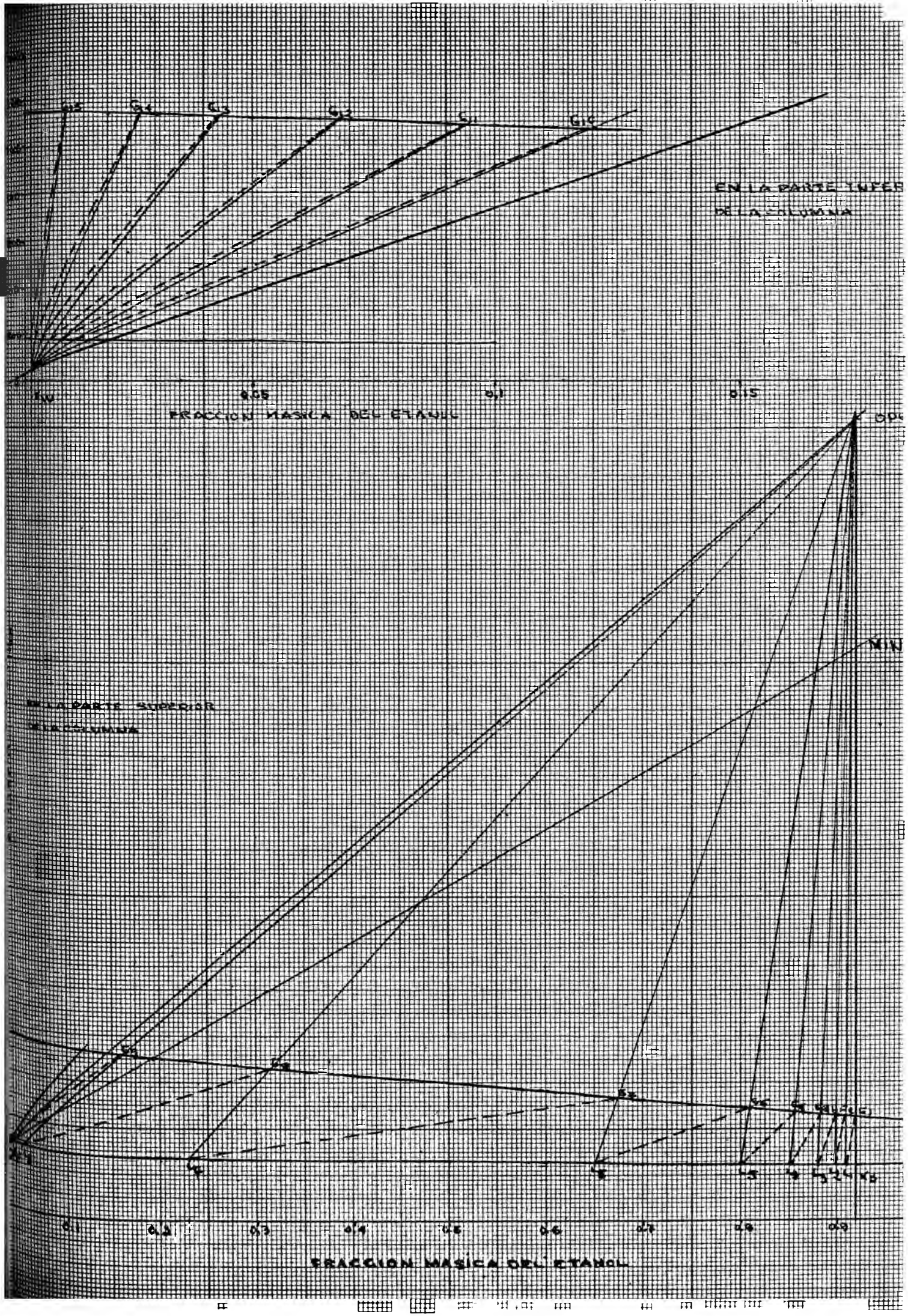
$$y_9 = 0.16, x_9 = 0.016, y_{10} = 0.119$$

$$L_n/D = (x_D - y_{n+1}) / (y_{n+1} - x_n)$$

$$L_9/D = (0.92 - 0.119) / (0.119 - 0.016)$$

$$= 7.7767$$

$$L_9 = 354,012.94 \text{ gr/hr.}$$



$$\begin{aligned} L_n/G_{n+1} &= (x_D - y_{n+1})/(x_D - x_n) \\ &= (0.92 - 0.119)/(0.92 - 0.016) \\ &= 0.886 \end{aligned}$$

$$G_{10} = 399,536.08 \text{ gr/hr}$$

$$\begin{aligned} \bar{L}_m/W &= (y_{m+1} - x_w)/(y_{m+1} - x_m) \\ &= (0.094 - 0.002)/(0.094 - 0.013) \\ &= 1.1358 \end{aligned}$$

$$\bar{L}_{10} = 2'589,479.2 \text{ gr/hr}$$

$$\begin{aligned} \bar{L}_m/\bar{G}_{m+1} &= (y_{m+1} - x_w)/(x_m - x_w) \\ &= (0.094 - 0.002)/(0.013 - 0.002) \\ &= 8.3636 \end{aligned}$$

$$\bar{G}_{m+1} = \bar{G}_{11} = 309,611.5 \text{ gr/hr}$$

En el extremo inferior de la torre:

$$\bar{L}_{NP} = \bar{G}_w + W$$

$$\bar{L}_{14} = \bar{G}_w + 2'279,872.606$$

además:  $y_w = 0.011$  y  $x_{14} = 0.003$

$$\begin{aligned} \bar{L}_{14}/\bar{G}_w &= (0.011 - 0.002)/(0.003 - 0.002) \\ &= 9 \end{aligned}$$

resolviendo estas ecuaciones se tiene:

$$\bar{G}_w = 284,984.07 \text{ gr/hr}$$

$$\bar{L}_{14} = 2'564,856.6 \text{ gr/hr}$$

$$y_w = 0.011, \quad x_w = 0.002, \quad y_{14} = 0.027$$

$$x_{14} = 0.003$$

En el gráfico se determina el N° etapas ideales, cual es incluyendo reboiler:

$$N^{\circ} \text{Platos teorico} = 15$$

Cálculo del rendimiento del plato: Para calcular el rendimiento se hará uso de la correlación de la fig. 3.43 ref(23), que incluye como variable a la volatilidad de los componentes a separar y se puede aplicar a gran variedad de materias y también a la columna de platos perforados utilizadas indus



Costo compra :	S/7'149,493.
Costo instalación :	2'144,760.
Costo total :	<u>9'294,253.</u>

### 1.21 CONDENSADOR - COLUMNA DE ETANOL

- Función : Condensar los vapores que salen por el tope de la columna de ETANOL.
- Características : Básicamente es un intercambiador tipo coraza y tubos comunmente conocido como condensador horizontal con dren de reflujo dividido y retorno por gravedad.

$Q_T$ : calor total transferido = 720,453 Btu/hr

$A_T$ : área total de transferencia = 62.82 ft<sup>2</sup>

#### LADO DE LOS TUBOS

#### TUBOS

Fluido frio :	D.E = 3/4" (16 BWG)
agua de enfriamiento	$L_t = 8$ ft.
Flujo másico :	Nº pasos = 4
26,684 lbm/hr.	Nº tubos = 40
Temperatura(1): 77°F	arreglo triangular.
Temperatura(2): 104°F	$P_T = 1$ pulg.
Material : acero al carbono.	

#### LADO DE LA CORAZA

#### CORAZA

Fluido caliente :	D.I = 10 pulg.
vapores del tope	Nº pasos = 1
Flujo másico :	Espaciado entre baffles(B) = 10 pulg.
1,552.30 lbm/hr.	
Presión : 14.7 psia	
Temperatura( $T_r$ ): 173°F	

#### CAIDA DE PRESION :

Dentro de los tubos : 3.61 psia.  
Fuera de los tubos : 0.106 psia.  
Factor de obstrucción : 0.0026

- Cálculos de diseño : La composición de los vapores que ingresan al condensador :

ETOH	1,428.12 lbm/hr.	92.00 %peso.
------	------------------	--------------

trialmente para el fraccionamiento de disoluciones acuosas de alcohol etílico.

$$T_m = (98.06 + 78.28)/2 = 88^\circ\text{C}$$

$$\alpha_m = 2.2536, \mu_m = 0.3 \times 0.9992 + 0.38 \times 8 \times 10^{-4}$$

$$\mu = 0.3 \text{ cp.}$$

$$\alpha_m \mu_m = 2.2536 \times 0.3 = 0.68 \text{ cp.}$$

Del gráfico se obtiene:

$$\text{rendimiento} = 0.55$$

Cálculo del N° Platos reales:

$$\text{N° Platos reales} = 14/0.55 = 26$$

Cálculo del diámetro de la columna:

Según Souders Brown, fig 8.38 y 8.39 (19)

$$C = 260 \text{ y } W = 550$$

$$\text{Veloc. vap. en la parte sup.} = 1,554.17 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

$$A \text{ (requerida)} = \frac{1,554.174}{550} = 2.83 \text{ ft}^2$$

$$\text{Diámetro} = (4 \times 2.83/\pi)^{1/2} = 2 \text{ ft.} = 0.6 \text{ m.}$$

FLUJO Y PROPIEDADES FISICAS EN LA COLUMNA

	SUPERIOR	INFERIOR
Veloc. vap., cc/seg	127,939.76	131,717.53
Veloc. liq., cc/seg	238.74	748.74
Densid. vap., gr/cc	$1.5319 \times 10^{-3}$	$0.6 \times 10^{-3}$
Densid. liq., gr/cc	0.768	0.9515
Tens. sup., dinas/cm	16.81	57.68
P.M. liq., gr/mol	44.18	18.30
P.M. vap., gr/mol	44.18	18.05

Especificación del plato :

$$d_o : \text{diámetro del hueco} = 3/16''$$

$$c : \text{distancia entre centros} = 1/2''$$

$$\% \text{ área hueca} = 13\%$$

Altura de la columna:

$$\text{Altura de los platos} = 26 \times 12 \times 2.54 = 8 \text{ m}$$

$$\text{Distancia del piso al último plato} = 1 \text{ m.}$$

$$\text{Altura total} = 9 \text{ m.}$$

ETOAC	9.31 lbm/hr.	0.60 %peso.
H <sub>2</sub> O	114.87	7.40
	<hr/> 1,552.30	<hr/> 100.00

Se ha calculado para esta mezcla de vapores la  $T_r = T_b = 78.8^\circ\text{C} = 173^\circ\text{F}$ .

El calor extraído en el condensador es :

$$Q_T = 720,453 \text{ Btu/hr.}$$

La cantidad de agua requerida en el proceso es :

$$\begin{aligned} m_{\text{H}_2\text{O}} &= Q_T / C_e \times (t_2 - t_1) \\ &= \frac{720,453 \text{ Btu/lbm}}{(1 \text{ Btu/lbm.}^\circ\text{F})(104 - 77)^\circ\text{F}} \\ &= 26,684 \text{ lbm/hr.} \end{aligned}$$

El procedimiento es el mismo de los intercambiadores anteriores, los resultados son :

$$\text{MLDT} = 82^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} h_{i0} &= 1,075 \text{ Btu/hr.ft}^2^\circ\text{F} , & h_o &= 280 \text{ Btu/hr.ft}^2^\circ\text{F} \\ U_c &= 220 \text{ Btu/hr.ft}^2^\circ\text{F} , & U_D &= 140 \text{ Btu/hr.ft}^2^\circ\text{F} \\ \Delta P_t &= 0.106 \text{ psia.} , & \Delta P_s &= 3.61 \text{ psia.} \end{aligned}$$

$$N_{Re} \text{ (fuera de los tubos)} = 20,930$$

$$\text{Costo compra : } \quad \text{S/1'058,609.}$$

$$\text{Costo instalación : } \quad \underline{105,773.}$$

$$\text{Costo total : } \quad \underline{\underline{1'164,382.}}$$

## 1.22 REBOILER - COLUMNA DE ETANOL

- Función : Vaporizar una parte del líquido de los fondos, que sale de la columna de destilación de ETANOL, suministrando de este modo el calor requerido en los fondos de dicha columna de destilación.

- Características : Es un intercambiador de calor de coraza y tubos denominado comúnmente "Caldereta tipo marmita".

$$Q_T: \text{ calor total transferido} = 611,952 \text{ Btu/hr}$$

$$A_T: \text{ área total de transferencia} = 11 \text{ ft}^2$$

## LADO DE LOS TUBOS

Fluido caliente :  
vapor.  
Flujo másico :  
695,40 lbm/hr.  
Presión : 114.7 psia.  
Temperatura : 338°F  
Material : acero al carbono

## TUBOS

D.E = 1" (9 BWG)  
 $L_t = 3$  ft.  
Nº pasos = 4  
Nº tubos = 14  
arreglo en cuadro  
 $P_T = 1/4$  pulg.

## LADO DE LA CORAZA

Fluido frio :  
líquido del fondo  
Flujo másico :  
627 lbm/hr.  
Presión : 14.7 psia.  
Temperatura : 208°F

## CORAZA

D.I (coraza) = 13 1/4"  
D.i (haz) = 8 pulg.  
sin baffles apropiado para reboiler tipo "KETTLE"

## CAIDA DE PRESION :

Dentro de los tubos : 0.397 psia.  
Fuera de los tubos : despreciable.  
Factor de obstrucción : 0.0006

- Cálculos de diseño : Del fondo de la columna de etanol salen 5,642 lbm/hr. a 208°F y son alimentados al reboiler, de los cuales solo 627 lbm/hr son vaporizados isotermicamente a 208°F ( $T_r$ ). La composición de estos flujos es la siguiente :

	lbm/hr.	F.m
ETOH	1.25	0.0051
ETOAC	0.00	0.0000
$H_2O$	625.71	0.9941
	<hr/> 627.00	<hr/> 1.0000

El calor que se requiere suministrar está dado por la expresión :

$$Q(\text{requerido}) = Q_g = Q_T = (\bar{V})(\bar{\lambda}_v)_m$$

$$\lambda_v(\text{mezcla}, 208^\circ\text{F}) = (\bar{\lambda}_v)_m = \sum x_i \lambda_i$$

$$(\bar{\lambda}_v)_m = 976 \text{ Btu/lbm.}$$

$$Q_T = (627 \text{ lbm/hr})(976 \text{ Btu/lbm}) = 611,952 \frac{\text{Btu}}{\text{lbm}}$$

La cantidad de vapor requerida es :

$$W_s = Q_T / \lambda_v$$

$$v(\text{vap}, 338^\circ\text{F}) = 880 \frac{\text{Btu}}{\text{lbm.}}$$

$$W_s = (611,952 \text{ Btu/hr}) / (880 \text{ Btu/lbm}) \\ = 695.40 \text{ lbm/hr.}$$

En ambos lados del tubo se realizan procesos isotermicos :

$$MLDT = T - t = 338^\circ\text{F} - 208^\circ\text{F} = 130^\circ\text{F}$$

El diseño es el mismo de los intercambiadores anteriores ;

$$h_{i0} = 1,500 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{ }^\circ\text{F}$$

$$h_o = 1,000 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{ }^\circ\text{F}$$

$$U_C = 600 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{ }^\circ\text{F} \quad U_D = 430 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{ }^\circ\text{F}$$

$$\Delta P_t = 0.397 \text{ psia.} \quad \Delta P_s = 0.$$

$$\text{Costo compra :} \quad S/817,763.$$

$$\text{Costo instalación :} \quad 81,747.$$

$$\text{Costo total :} \quad \underline{899,510.}$$

VI - 6.2 Diseño y Especificación de equipos del proceso de producción de la segunda etapa.

### 2.1 TANQUE DE ALMACENAMIENTO DEL ACETALDEHIDO :

- Función ; Almacenar el acetaldehido (99%) producido en el reactor de deshidrogenación y que viene de la columna de destilación del acetaldehido.

- Características : El equipo es un tanque cilindrico vertical de acero.

Velocidad de flujo :  $0.332 \text{ m}^3/\text{hr.}$

Composición del fluido :

ACHO 99.17 %peso

ETOH 0.80

H<sub>2</sub>O                      0.03

Gravedad específica :  $S_4^{15} = 0.783$

Temperatura : 15°C

Tiempo de residencia : 24 hrs.

Sistema de enfriamiento : serpentines

LMDT : 13°F (15.6°C)

$U_D$  : 100 Btu/hr.ft<sup>2</sup>°F

A : área de transferencia = 0.139 m<sup>3</sup> (1.5 ft<sup>3</sup>)

Nº vueltas: 4

TUBO : D.E : 0.5" , D.I : 0.402" , L = 3 ft

Volumen del tanque : 10 m<sup>3</sup> (2642 gal.)

Diametro del tanque : 1.83 m.

Altura del tanque : 3.8 m.

- Cálculos de diseño : La corriente que viene de la columna de destilación es :

ACHO	257,727.53 gr/hr.
ETOH	2,009.28
H <sub>2</sub> O	90.00
	<hr/>
	259,826.81

Temperatura de almacenamiento : 15°C

Densidad de la mezcla : 0.783 gr/cc

Tiempo de residencia : 24 hrs

$$\begin{aligned} \text{volumen liq.} &= \frac{259,826.81 \times 24 \times 10^{-6}}{0.783} \\ &= 8 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Considerando 25% de tolerancia :

$$V = 10 \text{ m}^3 = 2,642 \text{ gal.}$$

Para mantener la T= 15°C, se debe refrigerar el calor de convección, debido que la temperatura exterior es 25°C.

Calor cedido por el aire :

$$h_c = 0.4 \left( \frac{\Delta T}{d_o} \right)^{0.25}$$

$$\Delta T = 77^\circ\text{F} - 59^\circ\text{F} = 18^\circ\text{F}$$

$d_o$  : diametro exterior en pulg.

$$= 6' \times 12 = 72''$$

Reemolazando se tiene :

$$h_c = 0.283 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{°F}$$

$$A : \text{área total del tanque} = 363.373 \text{ ft}^2$$

$$Q = h_c A \Delta T = 1,851.022 \text{ Btu/hr.}$$

Se hara uso de solución alcohólica a  $-8^\circ\text{C}$  como fluido refrigerante.

$$\text{LMTD} = 24.8^\circ\text{F}$$

$$C_e(\text{solución}) = 0.8 \text{ Btu/lbm.°F}$$

$$\text{refrigerant. req.} = \frac{Q}{C_e \Delta T} = 82.64 \text{ lbm/hr.}$$

$$= 37,518.56 \text{ gm/hr}$$

Para  $U_D = 100$

$$\text{Area de transferencia} = 1.5 \text{ ft}^2$$

Se hará uso de serpentines de :

$$D.E = 0.5 \text{ pulg.}, D.I = 0.402 \text{ pulg.}$$

$$\text{Superficie/ft.long.} = 0.1309$$

$$\begin{aligned} \text{N}^\circ \text{ vueltas} &= \text{Area de transf.}/(\text{super./ft})L \\ &= 4 \end{aligned}$$

Para  $L = 3 \text{ ft. (0.90 m)}$

$$\text{Costo compra :} \quad \text{S/1'870,667.}$$

$$\text{Costo instalación :} \quad \underline{374,134.}$$

$$\text{Costo total :} \quad \underline{2'244,801.}$$

## 2.2 REACTOR DE OXIDACION DEL ACETALDEHIDO :

- Función : En este equipo se lleva a cabo la oxidación en fase líquida del acetaldehido ; con aire para producir ácido acético.
- Características : Es un reactor tipo torre - con un burbujeador de aire en la parte inferior (Sparger), cuyo sistema de enfriamiento son serpentines.

TORRE :

Alimentación :

$$\text{acetaldehido (99\%)} = 260,332.02 \text{ gm/hr.}$$

aire = 1'013,572.10 gr/hr.

catalizador : acetato de manganeso

= 1,414.95 gr/hr.

solvente usado : ácido acético (94%)

= 386,385.78 gr/hr.

Temperatura = 65°C (149°F)

Presión = 5 atm. (73.5 psia)

Producción del producto = 94%

Volumen = 8.5 m<sup>3</sup> (300 ft<sup>3</sup>)

Altura = 10.8 m. (35.43 ft)

Diametro = 1 m. (3.28 ft)

SERPENTINES :

$Q_T$  : calor total transferido.

= 315,975.8 x 10<sup>3</sup> cal/hr (1'253,872  $\frac{\text{Btu}}{\text{hr.}}$ )

$A_T$  : área total de transferencia.

= 1.33 m<sup>2</sup> (14.3 ft<sup>2</sup>)

Fluido frio : agua de enfriamiento

Flujo másico por serpentines es :

6'076,457.7 grm/hr (13,384.27 lbm/hr)

Temperatura(1) = 25°C (77°F)

Temperatura(2) = 43°C (110°F)

Nº de serpentines = 4

Nº vueltas = 11

Diametro del serpentín = 39.8 cm (15.68")

Tubo : D.E = 3.17 cm (1.25")

D.I = 2.80 cm (1.12")

- Cálculos de diseño : Consta de :

#### CINETICA Y TRANSFERENCIA DE MASA

La oxidación de acetaldehído a ácido acético es una reacción en fase líquida con oxígeno del aire, en la presencia de sales metálicas tales como acetato de manganeso.

Los procesos de oxidación en fase líquida son operados continuamente, usualmente el flujo de gas en contracorriente con el liqui



do, el soluto de la fase gaseosa oxígeno se difunde hacia la interfase gas-líquido, se disuelve en la interfase, se difunde en el líquido (solución de ácido acético conteniendo un reactivo constituyente acetaldehído) hacia la zona de reacción más rápida que la difusión del ACHO desde la masa del líquido con el resultado que la superficie de reacción química retroceda en la masa del líquido hasta que el equilibrio de difusión es obtenido. La conducción del equilibrio es establecida dentro de pocos segundos de exposición de las fases. Oxígeno y acetaldehído reaccionan en la fase líquida, dando un producto ácido acético cual no es volátil pero soluble en el líquido.

En estos reactores ocurre simultáneamente transferencia de masa y reacción química. La oxidación de fase líquida es usualmente llevada a cabo en reactores tipo columna, torres, sparger, etc.

La oxidación de fase vapor del ACHO con aire ha sido estudiada (ref.24), se hizo una comparación de 23 catalizadores (conversión, rendimiento, velocidad espacial, etc.). El catalizador puro gel-silica es superior a todos con un 90% rendimiento a ácido acético. Esta oxidación es una reacción catalítica heterogénea de compuestos orgánicos en fase vapor, cuya temperatura de reacción es 145° C (293°F), la cual es más alta que el proceso en fase líquida.

La oxidación de fase líquida del ACHO por aire a ácido acético es una reacción homogénea, cuya temperatura de reacción es 55° C - 65° C, existen muchas patentes con respecto

a esta oxidación como U.S pat.2254725, U.S pat.2704.294, U.S pat.3281.462, etc.

El proceso de oxidación de fase líquida fue llevado a cabo en escala de laboratorio antes de la 1ra. guerra mundial y patentado por Hoesht y Wacker Chemie hasta 1,952. Hoesht llevo a cabo la oxidación en un vessel a 4 atm de presión, oxígeno fue introducido a través de un sparger en la parte inferior, catalizador acetato de manganeso disuelto en agua fue usado para convertir el ácido paraacético el cual es explosivo. El peligro y el alto costo del proceso Batch, permitio el desarrollo del proceso continuo.

En 1928 en Knapsack, un proceso continuo fue instalado con una torre oxidante operando con aire a 6 atm de presión. El acetaldehido es diluido con ácido acético, la temperatura de oxidación puede ser tan alta como 65°C sin conseguir sobreoxidación, ni cantidades excesivas de subproductos, a temperaturas bajas como 30°C no presenta ventaja y requiere más agua de enfriamiento.

El uso de acetato de manganeso como catalizador es bien conocido y operado por muchos años. Prueba de diferentes catalizadores para oxidación en fase líquida (ref.25), resultado fue que acetato de cobalto fue el mayor a celerador, seguido por acétato de níquel y manganeso, pero los dos primeros tienden a formar anhídrido acético.

El estudio cinético de la oxidación del acetaldehido a ácido acético (ref.26) fue estudiado en un reactor sparger usando acetato de manganeso como catalizador. Datos obteni-

dos en un reactor tipo tanque con agitación son usados para analizar datos del reactor - sparger. De este experimento se obtiene que la velocidad de reacción es extremadamente rápida y puede ser despreciable para la ecuación de velocidad del reactor sparger.

En el reactor tanque con agitación se ha evaluado la velocidad de reacción que resume la reacción de oxidación de acetaldehído a ácido acético :

$$r = 3.22 \times 10^3 e^{-3280/RT} C_{O_2} C_{ACHO}$$

$$K = A e^{-\Delta E/RT} = 3.22 \times 10^3 e^{-3280/RT} \frac{\text{mol-gr}}{\text{cc.min}}$$

En el análisis del reactor sparger se desarrolló la ecuación de velocidad, según los resultados obtenidos por el efecto de temperatura que la velocidad varía linealmente con la temperatura (la difusividad es proporcional a la temperatura elevada a la potencia 0.93), se desvia de la ec. de Arrhenius, lo cual concluyo que el mecanismo de difusión es la velocidad de paso controlante es decir la transferencia de masa de  $O_2$  :

La ecuación de difusión es :

$$\text{Entrada} - \text{Salida} + \text{Producción} = 0$$

$$N_{O_2} \Big|_z S - N_{O_2} \Big|_{z+\Delta z} S - K' C_{O_2} S \Delta z = 0$$

$K'$  : constante de velocidad de reacc.,  $\text{seg}^{-1}$

$S$  : área de la sección transversal del liq.

$z$  : coordenadas rectangulares, cm

$N_{O_2} \Big|_z$  : flujo molar,  $\text{mol-gr/cm}^2 \cdot \text{seg}$ .

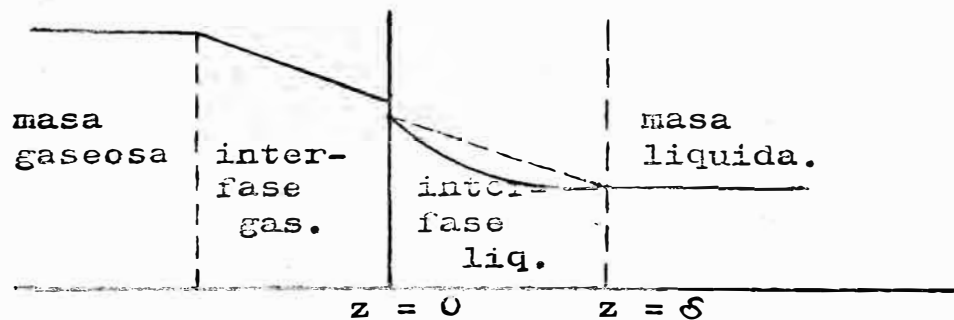
Dividiendo entre  $S \Delta z$  y tomando limite cuando  $\Delta z \rightarrow 0$ , se obtiene :

$$\frac{dN_{O_2}}{dz} + K' C_{O_2} = 0$$

$$\text{como : } N_{O_2} = - D_{O_2-AcAc} \frac{dC_{O_2}}{dz}$$

reemplazando se tiene :

$$- D_{O_2-AcAc} \frac{d^2 C_{O_2}}{dz^2} + K' C_{O_2} = 0.$$



Las condiciones límites son :

$$z = 0 \quad C_{O_2} = C_{O_2}^0 \quad (\text{concentración en la interfase})$$

$$z = \delta \quad C_{O_2} = C_{O_2}^{\delta} \quad (\text{concentración en la masa global líquida})$$

Resolviendo se obtiene :

Perfil de concentraciones con reacc. quim. :

$$C_{O_2} / C_{O_2}^0 = \frac{r' \sinh b \alpha + \sinh b (1 - \alpha)}{\sinh b} \quad (1)$$

Perfil de concentraciones sin reacc. quim. :

$$C_{O_2} / C_{O_2}^0 = r' \alpha + (1 - \alpha) \quad \text{-----} (2)$$

$$\alpha = z/\delta \quad , \quad r' = C_{O_2}^{\delta} / C_{O_2}^0 \quad , \quad b = \left( \frac{K' \delta^2}{D} \right)^{1/2}$$

Haciendo un análisis cuando  $z = 0$  :

$$N_{O_2} \Big|_{z=0} = \frac{D C_{O_2}^0}{\delta} \left( \frac{b \cosh b - b r'}{\sinh b} \right) \quad \text{---} (3)$$

$$N_{O_2} \Big|_{z=0} = \frac{D C_{O_2}^0}{\delta} (1 - r') \quad \text{sin reacc.} \quad \text{-----} (4)$$

Se estima el espesor aparente de la película en la (ec.4) para  $r=0$  y este espesor se sustituye en la (ec.3) para predecir la influencia de la reacción, de lo cual se deduce que la velocidad de reacción química es extremadamente rápida y puede ser despreciable para la ecuación de velocidad del reactor sparger la cual puede ser expresada :

$$N_{O_2} = \frac{D}{\delta} C_{O_2} \quad \text{-----(5)}$$

donde  $D/\delta$  es función de temperatura y concentración, fue empíricamente expresada :

$$\frac{D}{\delta} = (-11.4 \times 10^{-4} + 0.625 \times 10^{-4} T) C_{ACHO} \quad (6)$$

$$N_{O_2} = 1/A' N_o (dx/dt) \quad \text{-----(7)}$$

$x$  : conversión, moles  $O_2$  alim./moles  $O_2$  inic

$t$  : tiempo de contacto , seg.

$A'$  : área de la burbuja,  $cm^2$

$N_o$  : número de burbujas en 1 mol de gas.

$A_o$  : área de la burbuja antes reacc.,  $cm^2$

$$A' N_o = A_o N_o \left( \frac{0.79 + C_{O_2}^o}{0.79 + C_{O_2}^o - C_{O_2}^o x} \right)^{-2/3} \quad \text{--(8)}$$

$$C_{O_2} = \frac{\text{moles } O_2}{\text{moles total}} \times \frac{1}{22,400 \phi(T,P)}$$

$$= \frac{C_{O_2}^o - C_{O_2}^o x}{0.79 + C_{O_2}^o - C_{O_2}^o x} \times \frac{1}{22,400 \phi(T,P)}, \quad (9)$$

reemplazando ec.6,7,8 y 9 en ec.5 e integrando se obtiene la ec.10 :

$$t = \frac{22,400 \phi(T,P) \int_0^x (1 - C_{O_2}^o x)^{1/3} / (1-x) dx}{(-11.4 \times 10^{-4} + 0.625 \times 10^{-4} T) C_{ACHO} A_o N_o C_{O_2}^o}$$

Se estima el espesor aparente de la película en la (ec.4) para  $r=0$  y este espesor se sustituye en la (ec.3) para predecir la influencia de la reacción, de lo cual se deduce que la velocidad de reacción química es extremadamente rápida y puede ser despreciable para la ecuación de velocidad del reactor sparger la cual puede ser expresada :

$$N_{O_2} = \frac{D}{\delta} C_{O_2} \quad \text{-----(5)}$$

donde  $D/\delta$  es función de temperatura y concentración, fue empíricamente expresada :

$$\frac{D}{\delta} = (-11.4 \times 10^{-4} + 0.625 \times 10^{-4} T) C_{ACHO} \quad (6)$$

$$N_{O_2} = 1/A' N_o (dx/dt) \quad \text{-----(7)}$$

$x$  : conversión, moles  $O_2$  alim./moles  $O_2$  inic

$t$  : tiempo de contacto , seg.

$A'$  : área de la burbuja,  $cm^2$

$N_o$  : número de burbujas en 1 mol de gas.

$A_o$  : área de la burbuja antes reacc.,  $cm^2$

$$A' N_o = A_o N_o \left( \frac{0.79 + C_{O_2}^o}{0.79 + C_{O_2}^o - C_{O_2}^o x} \right)^{-2/3} \quad \text{--(8)}$$

$$C_{O_2} = \frac{\text{moles } O_2}{\text{moles total}} \times \frac{1}{22,400 \phi(T,P)}$$

$$= \frac{C_{O_2}^o - C_{O_2}^o x}{0.79 + C_{O_2}^o - C_{O_2}^o x} \times \frac{1}{22,400 \phi(T,P)} \quad (9)$$

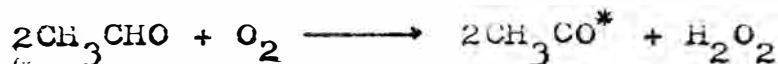
reemplazando ec.6,7,8 y 9 en ec.5 e integrando se obtiene la ec.10 :

$$t = \frac{22,400 \phi(T,P) \int_0^x (1 - C_{O_2}^o x)^{1/3} / (1-x) dx}{(-11.4 \times 10^{-4} + 0.625 \times 10^{-4} T) C_{ACH} A_o N_o C_{O_2}^o}$$

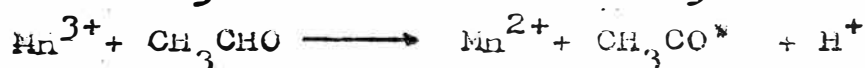
Mecanismo de oxidación del acetaldehído :

Oxidación del acetaldehído es una reacción de radical libre en cadena. El efecto catalítico de la sal metal (acetato de manganeso) puede ser atribuido a iones mangánicos, cuales son formados por oxidación del catalizador del estado  $Mn^{2+}$  a  $Mn^{3+}$  por ácido paraacético, el cual es formado en los siguientes pasos :

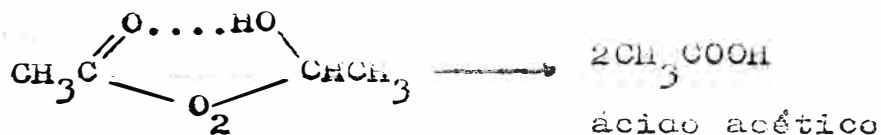
Iniciación :



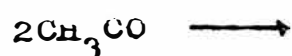
Propagación :



acetaldehído mono-  
paraacetato.

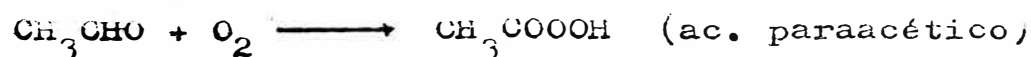


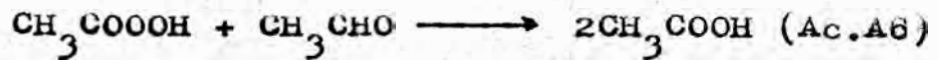
Terminación :



Inertes

En resumen según muchas bibliografías, el paso intermedio para la formación de AcAc del ACHO es el ácido paraacético :





En forma global sería :



Temperatura y presión : Datos obtenidos de bibliografías y plantas, las condiciones de operación cuando se emplea aire son : temperatura 55-65°C y presión 70-75 psia.

Relaciones y especificaciones de la alimentación y producto :

$$\frac{\text{gr. ACHO (99\%)} \text{ alimentado}}{\text{gr. solución catalítica}} = 0.67$$

$$\frac{\text{mol-gr aire}}{\text{mol-gr ACHO aliment.}} = 6$$

$$\text{rendimiento} = \frac{\text{mol-gr AcAc producido}}{\text{mol-gr ACHO (99\%) alim.}} = .94$$

Solución catalítica :

Acetato de manganeso : 0.116 % peso

Acido acético (94%) : 99.884 (solvente)

Especificación del producto :

Acido acético técnico de 92 % peso

Balance de masa :

Alimentación que entra al reactor :

- Acetaldehido (99%) :

ACHO	257,727.54	gr/hr.
ETOH	2,514.48	
H <sub>2</sub> O	90.00	
<b>TOTAL</b>	<b>260,332.02</b>	

- Solución catalítica :

acetato de manganeso	1,414.95	gr/hr
ácido acético (94%)	386,386.05	
<b>Total</b>	<b>387,801.00</b>	

- Aire :

O <sub>2</sub>	236,172.16	gr/hr
N <sub>2</sub>	777,399.95	
	<b>1,013,572.11</b>	

Producto líquido que sale del reactor :



Acido acético	330,359.83 gr/hr.
Agua + impurezas	28,726.94
Soluc. catal.	387,801.00
<hr/>	
Total	746,887.77

Gas que sale del reactor :

ACHO	13,398.00 gr/hr.
O <sub>2</sub>	148,076.19
N <sub>2</sub>	777,399.95
<hr/>	
Total	938,874.14

Se ha considerado que el 0.009 del acetaldehído que entra al reactor da lugar a impurezas.

Como dicho anteriormente el paso controlante es la difusión del O<sub>2</sub>.

Cálculo de la conversión del oxígeno :

$$x = \frac{7,380.38 - 4,627.381}{7,380.38} = 0.373$$

#### DISEÑO DEL REACTOR

En el estudio cinético se encontró que la velocidad de paso controlante es la difusión del O<sub>2</sub>.

$$N_{O_2} = \frac{D}{\delta} C_{O_2} = \frac{D}{\delta} C_{O_2}^0 (1 - x) \quad \frac{\text{mol-gr}}{\text{cm}^2 \text{ seg.}}$$

$$C_{O_2}^0 : \text{concentración de } O_2 \text{ inicial en aire.}$$

$$= \frac{0.21}{22,400 \phi(T,P)}$$

$$\phi(T,P) = (1/5)(333/273) = 0.244$$

$$P = 5 \text{ atm. y } T = 333^\circ\text{K}$$

De la ec.6 se obtiene :

$$D/\delta = 196.725 \times 10^{-4} C_{ACHO}$$

C<sub>ACHO</sub> : concentración de ACHO inicial respecto al ácido acético.

$$= 0.40$$

De donde :

$$D/\delta = 7.869 \times 10^{-3}$$

reemplazando se tiene :

$$\begin{aligned} N_{O_2} &= \frac{7.869 \times 10^{-3} \times 0.21 \times (1 - 0.373)}{22,400 \times 0.244} \\ &= 1.8957 \times 10^{-7} \text{ mol-gr/cm}^2 \text{ seg.} \\ &= 6.8245 \times 10^{-4} \text{ mol-gr/cm}^2 \text{ hr.} \end{aligned}$$

De la estequiometría de la ecuación :



$$N_{\text{ACHO}} = 2N_{O_2} = 1.3649 \times 10^{-3} \text{ mol-gr/cm}^2 \text{ seg.}$$

El valor de la integral  $(1 - C_{O_2} x)^{1/3} / (1-x) dx$  para  $x = 0.373$  es 0.354.

$D_p$  : diametro promedio de las burbujas  
 $= 0.2 \text{ cm}$  (del estudio cinético)

$$A_o = D_p^2 / 4 \times \pi = 0.032 \text{ cm}^2$$

Para burbujas originadas en una solución de ácido acético son más uniformes que las formadas por agua, no existe coalición entre ellas y por lo tanto la cantidad es mayor, por lo cual se asume que tienen forma esférica y calcular su volumen :

$$V_p = (4/3)(\pi)(D_p/2)^3 = 4.189 \times 10^{-3} \text{ cm}^3$$

$$N_o = 22,400 / 4.189 \times 10^{-3} = 5,347.338 \times 10^3$$

reemplazando en la ecuación 10 :

$$\begin{aligned} t &= \frac{22,400 \times 0.244 \times 0.354 \times 10^{-3}}{7.869 \times 10^{-3} \times 0.21 \times 0.032 \times 5347.338} \\ &= 6.8 \text{ seg.} \end{aligned}$$

Del estudio cinético,  $v_T$  (velocidad terminal o alza de la burbuja) fue encontrada por medio fotográfico igual a 42 cm/seg.

El contenido gaseoso (gas holdup)  $h$ , está relacionado con la velocidad terminal. Para burbujas moviéndose en un líquido estancado el contenido gaseoso esta dado por :

$$h = v_{SG}/v_T$$

$v_{SG}$  : velocidad superficial del gas.

Área interfacial (a) : Por unidad de volumen de dispersión depende del diámetro de la burbuja, esta dada por :

$$a = 6 \times h/D_p$$

Del libro Process Chemicals Homogeny, nos da algunas características de reacción en fase líquida, para columnas sparger el área interfacial es  $6 \text{ cm}^2/\text{cm}^3$ .

$$h = \frac{a \times D_p}{6} = \frac{6 \times 0.2}{6} = 0.2$$

$$v_{SG} = h \times v_T = 0.2 \times 42 = 8.4 \text{ cm/seg};$$

El área interfacial dada anteriormente (a) - está expresada en volumen de dispersión, se va a expresar en volumen de fase continua :

$$a^* = a \frac{h}{1-h} = 6 \times \frac{0.2}{0.8} = 1.5 \frac{\text{cm}^2}{\text{cm}^3}$$

Con esta área interfacial por unidad de volumen de fase continua se expresará la velocidad de absorción por unidad de área interfacial a velocidad de absorción por unidad de volumen de fase líquida ( $R_{O_2}$ ) :

$$\begin{aligned} R_{O_2} &= N_{O_2} \times a = 6.8245 \times 10^{-4} \times 1.5 \frac{\text{mol-gr}}{\text{cm}^3 \text{ hr}} \\ &= 1.02367 \times 10^{-3} \text{ mol-gr/cm}^3 \text{ hr.} \end{aligned}$$

Se empleará para el diseño las correlaciones empleadas en (ref.28) "Make Petrochemicals - by liquid phase oxidation, kinetic, mass transfer and reactor design".

Para el cálculo del volumen del reactor se calculará el volumen por partes :

Volumen de fase líquida  $V_C$  : Es el volumen necesario para que la reacción tome lugar y es determinado por la capacidad de planta, para reactores sparger es dado por la velocidad de alimentación a la velocidad de reacción química en fase líquida, por datos cinéticos la velocidad de difusión o consumo es la que gobierna :

$$V_C = q/M_1 \times R_{ACHO}$$

$q$  : flujo másico de la alimentación líquida al reactor.

$$= 647,627.81 \text{ gr/hr}$$

$$M_1 = 44 \times 0.40 + 60 \times 0.60 = 53.6 \text{ gr/mol-gr}$$

$$R_{ACHO} = 2R_{O_2} = 2.04734 \times 10^{-3} \text{ mol-gr/cm}^3\text{hr.}$$

reemplazando se tiene :

$$V_C = (647,627.81)/(53.6)(2.04734 \times 10^{-3})$$

$$= 6 \text{ m}^3$$

Cálculo del diametro del reactor,  $D_R$  : Un balance de materia sobre la sección transversal de la oxidación, con la velocidad  $v_{SG}$  produce el diametro del reactor :

$$D_R = \frac{0.3048}{30} \left( \frac{10.764 \times 10^2 \text{ G}}{v_{SG}} \right)^{1/2}$$

$G$  : flujo volumetrico del aire,  $\text{m}^3/\text{hr}$ .

$v_{SG}$  : velocidad superficial del gas,  $\text{cm}/\text{seg}$

$$G = 1,012.1663 \text{ kg/hr}/4.9 \text{ kg/m}^3$$

$$= 206,565 \text{ m}^3/\text{hr.}$$

reemplazando se tiene :

$$D_R = \frac{0.3048}{30} \left( \frac{10.764 \times 10^2 \times 206.565}{\pi \times 8.4} \right)^{1/2}$$

$$= 0.94 \text{ m.} = 1 \text{ m.}$$

$A_R$  : área del reactor =  $0.7854 \text{ m}^2$

$H_C$  : altura de fase líquida

$$H_C = V_C/A_R = 6/0.7854 = 7.64 \text{ m.}$$

Volumen de contenido gaseoso,  $V_D$  : Es el volumen ocupado por la fase gaseosa dispersa en el líquido y esta relacionada con  $V_C$  y  $h$

$$V_D = V_C \left( \frac{h}{1-h} \right) = 6 \left( \frac{0.2}{1-0.2} \right) = 1.5 \text{ m}^3$$

$$H_D = V_D/A_R = 1.5/0.7854 = 1.91 \text{ m.}$$

Volumen de soltura,  $V_G$  : Es la medida del espacio necesario para soltura de las gotitas líquidas arrastradas por el gas que sale de la fase líquida. La remoción es hecha por gravedad en la parte superior del reactor a lo largo de la altura de soltura :

$$V_G = \frac{\pi}{4} D_R^2 H_G$$

La altura  $H_G$  puede ser calculada cuando burbujas son formadas por flujo a través del líquido :

$$H_G = \alpha_{GR} D_R$$

usualmente :  $\alpha_{GR} = 0.75$

$$H_G = 0.75 \times 1 = 0.75 \text{ m.}$$

$$V_G = \pi \times 1 \times 0.75/4 = 0.6 \text{ m}^3$$

Volumen muerto,  $V_H$  : Es el volumen de la parte superior del reactor (cabeza), no provee espacio para el asentamiento de gotas.

$$V_H = D_R^3 / \phi_H \times 12$$

donde  $\phi_H$  es el factor de forma, para cabezas esféricas  $\phi_H = 1$ , para cabezas elípticas  $\phi_H = 2$ . Se usará cabezas esféricas :

$$V_H = \pi \times 1/12 \times 1 = 0.2618 \text{ m}^3$$

$$H_H = 0.33 \text{ m.}$$

Volumen total,  $V_T$  :

$$V_T = V_C + V_D + V_H + V_G = 8.362 \text{ m}^3$$

Altura total,  $H_T$  :

$$H_T = H_C + H_D + H_H + H_H = 10.63 \text{ m.}$$

Balance de energía en el reactor :

$$\text{Calor entra} - \text{Calor sale} + \text{Calor producido} + \text{Calor intercan.} = 0$$

Calor entra :

COMPONENTE	TEMP. (°C)	cal/hr
ACHO (99%)	15	1'275,619.70
Soluc, Cat.	27	5'021,712.70
Aire	26	6'579,080.90
<u>Total</u>		12'876,413.30

Calor producido : Es el calor de reacción -

$$\Delta H_R = -64,513.6 \text{ cal/mol} \times 5,505.99 \text{ mol/hr.} \\ = 355,211 \times 10^3 \text{ cal.}$$

Calor sale : Comprende el calor de los productos de salida y el calor perdido por convección del aire y radiación :

COMPONENTE	TEMP. (°C)	cal/hr
Gases salen	65	16'675,520.70
Prod. liq.	65	28'355,533.80
<u>Total</u>		45'031,054.50

Calor perdido por convección y radiación

$$h_c = 0.4 \left( \frac{\Delta T}{D_R} \right)^{0.25} \quad \text{Para tubos verticales largos.}$$

$$h_c = 0.4 \left( \frac{149 - 77}{39.37} \right)^{0.25} = 0.465$$

$$h_r = \frac{\epsilon \times 0.173 \left( (T_1/100)^4 - (T_2/100)^4 \right)}{T_1 - T_2} \\ = \frac{0.08 \times 0.173 \left( (6.09)^4 - (5.37)^4 \right)}{149 - 77}$$

$$h_r = 1.0456$$

$$h_c + h_r = 0.465 + 1.0456 = 1.5106$$

$$A = \pi \times D_R \times L = \pi \times 1 \times 7.64 = 24 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Perdida de calor total} &= (h_c + h_r) A \Delta T \\ &= 7'080,557,40 \text{ cal/hr.} \end{aligned}$$

$$\text{Calor intercan. por serpentines} = 315,975.80 \times 10^3 \text{ cal/hr}$$

Es ventajoso remover calor por serpentines en un sistema burbujante porque el coeficiente del lado del proceso es mucho mayor que el de ausencia de burbujas. El gran coeficiente es atribuido al incremento de la turbulencia causada por circulación de burbujas y turbulencia inducida por micromovimientos locales de burbujas individuales. Fair ha propuesto que el coeficiente de transferencia de calor del lado del proceso es :

$$h_o = 2 + 1,200(v_{SG})^{0.22}$$

$$v_{SG} = 0.2756 \text{ ft/seg.}$$

reemplazando, se tiene :

$$h_o = 905.74 \text{ Btu/hr.ft}^2.^{\circ}\text{F}$$

Se utilizará agua de enfriamiento como medio frio a 25°C y salará a 37.78°C

$$\begin{aligned} \text{Cantidad de agua.} &= \frac{315,975.80 \times 10^3 \text{ cal/hr}}{1 \times (37.78 - 25) \text{ cal/gr}} \\ &= 24'305,831. \text{ gr/hr.} \end{aligned}$$

Debido a la gran cantidad de calor desprendido por la reacción se hará uso de 4 serpentines.

Especificación del serpentín a usar :

$$D, E = 1\frac{1}{4} \text{ pulg. , } D, I = 1.12 \text{ pulg. (tubo)}$$

$$\text{área de flujo/tubo} = 6.84 \times 10^{-3} \text{ ft}^2$$

$$\text{superficie/ft.long.} = 0.3271 \text{ ft}^2$$

$$D_s/D_t = 14$$

$D_s$  : diametro del serpentín

$D_t$  : diametro del tubo

Para el cálculo del coeficiente interno del serpentín se hará uso de la ec. de Mori y Nakayama (ref.29) :

$$h_{ic} \times D_t / K = ((N_{Pr})^{0.4} / 41) (N_{Re})^{5/6} (D_t / D_s)^{1/12} \\ (1 + 0.061 / (N_{Re} (D_t / D_s)^{2.5})^{1/6})$$

$$N_{Re} = D_t G / \mu = 65,389$$

$$N_{Pr} = C \mu / K' = 8.114$$

reemplazando se obtiene :

$$h_{ic} = 1,769.56 \text{ Btu/hr.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$h_{ic} \text{ (corregido)} = 1,585.5 \text{ Btu/hr.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_C = 576.44 \text{ Btu/hr.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_D = 365.66 \text{ Btu/hr.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$A_s$  : área de transferencia por serpentín

$$= Q_s / U_D \text{ LMTD} = 14.29 \text{ ft}^2$$

$$\text{LMTD} = 60^\circ\text{F}$$

$A_i$  : área por vuelta

$$= \pi \times D_s \times \text{Superficie/ft.long.}$$

$$= \pi \times 1.306 \times 0.3271 = 1.342 \text{ ft}^2$$

$$\text{N}^\circ \text{ vueltas} = A_s / A_i = 14.29 \text{ ft}^2 / 1.342 \text{ ft}^2$$

$$= 11$$

Costo compra : S/22'647,728

Costo instalación : 5'661,932.

Costo total : 28'309,660

### 2.3 INTERCAMBIADOR - ENFRIADOR :



Función : Enfriar la mezcla de gases y vapores de ACHO que salen del reactor de oxidación a 65°C y deben ser alimentados a la columna de absorción a 5°C donde se recupera el acetaldehído.

Características : Es un intercambiador del tipo coraza y tubos que opera en forma continua.

$Q_T$  : calor total transferido = 59,778.33  $\frac{\text{Btu}}{\text{hr.}}$

$A_T$  : área total de transferencia = 125.63  $\text{ft}^2$

LADO DE LOS TUBOS

TUBOS

Fluido frío :	D.E = 3/4" (16BWG)
solución alcohólica.	L = 16 ft.
Flujo másico :	Nº pasos = 4
2,903 lbm/hr.	Nº tubos = 40
Temperatura(1): 17.6°F	arreglo en cuadro
Temperatura(2): 41°F	$P_T = 1$ pulg.

LADO DE LA CORAZA

CORAZA

Fluido caliente :	D.I = 10 pulg.
gases y vapor.	1 paso
Flujo másico :	Espaciado entre
2,068 lbm/hr.	baffles(B): 6 pulg
Presión : 5 atm	Material : acero
Temperatura(1): 149°F	al carbono.
Temperatura(2): 41°F	

CAIDA DE PRESION :

Dentro de los tubos : 0.17 psia.

Fuera de los tubos : 3.41 psia.

Factor de obstrucción : 0.0018

Cálculos de diseño : La composición de la mezcla de gases y vapor es :

ACHO	29.51 lbm/hr.	0.9 %molar
	326.17	14.2
2	1,712.33	84.9
	2,068.01	100.0

La temperatura de rocío de esta mezcla es menor que  $0^{\circ}\text{C}$ , por lo tanto podemos enfriarlo hasta  $5^{\circ}\text{C}$  sin producto condensado.

$$Q(\text{removido}) = Q_T = F \times C_e \times (T_2 - T_1)$$

$$C_e(\text{mezcla}, 99.5^{\circ}\text{F}) = \overline{C_e} = 0.246 \text{ Btu/lbm.}^{\circ}\text{F}$$

$$Q_T = (2068.0 \text{ lbm/hr})(0.246 \text{ Btu/lbm.}^{\circ}\text{F})(108^{\circ}\text{F} - 59^{\circ}\text{F}) = 59,778.33 \text{ Btu/hr.}$$

La cantidad de refrigerante (solución alcohólica al 50% peso) es:

$$\begin{aligned} W &= Q_T / C_e(\text{sol. alcoh.}, T_{\text{prom}}) \times (t_2 - t_1) \\ &= (59,778.33 \text{ Btu/hr}) / (0.88 \text{ Btu/lb.}^{\circ}\text{F})(23^{\circ}) \\ &= 2,903 \text{ lbm/hr.} \end{aligned}$$

Los cálculos de diseño son los mismos de los intercambiadores anteriores, los resultados son los siguientes :

$$\text{MLDT} = 50^{\circ}\text{F}$$

$$N_{\text{Re}}(\text{tub.}) = 1,806 \quad N_{\text{Re}}(\text{coraza}) = 49,791$$

$$h_{i0} = 18 \text{ Btu/hr.ft}^2^{\circ}\text{F} \quad h_o = 21 \text{ Btu/hr.ft}^2^{\circ}\text{F}$$

$$U_D = 9.52 \text{ Btu/hr.ft}^2^{\circ}\text{F} \quad U_C = 9.7 \text{ Btu/hr.ft}^2^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta P_t = 0.17 \text{ psia.} \quad \Delta P_s = 3.41 \text{ psia.}$$

Las características del tubo y coraza han sido mencionadas anteriormente :

$$\text{Costo compra :} \quad S/1^{\circ}404,056$$

$$\text{Costo instalación :} \quad 140,347$$

$$\text{Costo total :} \quad \underline{1^{\circ}544,403}$$

#### 2.4 COLUMNA DE ABSORCIÓN II DEL ACETALDEHIDO

- Función : Realizar la absorción del acetaldehído, contenido en una mezcla de gases y vapor proveniente del reactor de oxidación y que ha sido enfriado a  $5^{\circ}\text{C}$ .
- Características : Este absorvedor es una co

columna de relleno.

CASCO :

Diametro : 2 ft. = 61 cm.

Altura : 17 ft. = 5.2 m.

Material : acero.

RELLENO :

Tipo : anillos Raschig cerámico de 3/4 pulg.

Fracción hueco : 0.63

Superficie de contacto :  $13.458 \text{ ft}^2/\text{ft}^3$   
 $= 0.442 \text{ cm}^2/\text{cm}^3$

Altura relleno : 13.11 ft. = 4 m.

Caida de presión : 0.26 psi. (0.0177 atm)

Presión : 14.7 psi. (1 atm.)

Temperatura : 41°F (5°C)

- Cálculos de diseño : El flujo másico que entra a esta columna es :

COMPONENTE	gm/hr.	f.m ( $y_1$ )
ACHO	13,398.00	0.0093
O <sub>2</sub>	148,076.19	0.1415
N <sub>2</sub>	777,399.95	0.8492
Total	938,874.14	1.0000

Consideraciones para el diseño :

- Presión de operación : 1 atm.
  - Opera isotermicamente a 5°C
  - El 96% acetaldehido es recuperado.
  - Se trata de una solución muy diluida
  - A presión atmosférica y temperaturas bajas. los gases se comportan como ideales.
  - El diseño se realiza para columnas rellena
- Del gráfico de equilibrio se calcula el valor de  $x_1(\text{min}) = 0.00365$ .

El gráfico de equilibrio se obtuvo así :

$$y_1 = \gamma (P_v/P_T) x_1$$

$$\log \gamma_{\text{ACHO}} = \frac{0.69}{(1 + 0.69 x_1/0.78 x_2)^2} \quad \text{Van Laar}$$

$x_{\text{ACHO}}$		$y = (P_v/P_T) x$
0	4.88906	0
$0.1 \times 10^{-3}$	4.88769	$0.26 \times 10^{-3}$
$0.25 \times 10^{-3}$	4.88563	$0.648 \times 10^{-3}$
$0.5 \times 10^{-3}$	4.88220	$1.295 \times 10^{-3}$
$1.0 \times 10^{-3}$	4.87536	$2.587 \times 10^{-3}$
$2.0 \times 10^{-3}$	4.86170	$5.16 \times 10^{-3}$
$4.0 \times 10^{-3}$	4.83450	$10.26 \times 10^{-3}$
$8.0 \times 10^{-3}$	4.78080	$20.29 \times 10^{-3}$
$10.0 \times 10^{-3}$	4.75413	$25.22 \times 10^{-3}$


Los cálculos de diseño tienen los mismos - procedimientos que el absorvedor de la primera etapa (equipo 1.7), por lo cual solamente se indicará los resultados :

Balance global en la columna :

$$G_1 + L_2 = G_2 + L_1 \quad \text{-----(1)}$$

Balance por componente :

$$G_1 y_1 = G_2 y_2 + L_1 x_1 \quad \text{-----(2)}$$

$G_2$  reemplazando valores en ec  
 $y_2$  1 y ec.2 se obtiene :  
 $L_2(\text{min}) = 79,064.52 \text{ mol-gr}$   
 $L_2 = 1.5 L_2(\text{min})$   
 $= 118,596.67 \text{ mol-gr/hr.}$   
 $G_1$   
 $y_1$    $L_1, x_1$   $L_1 = 118,886.32 \text{ mol-gr/hr.}$

Gas que sale del absorvedor :

COMPONENTE	gr/hr	$y_2$
ACHO	653.72	0.00046
$O_2$	148,076.19	0.14279
$N_2$	777,399.95	0.85675
Total	926,129.86	1.00000

Como se trata de soluciones diluidas, la línea de operación es una línea recta :

$$y = 3.66 x + 3.832 \times 10^{-4}$$

La curva de equilibrio :

$$y = 2.533 x + 0.0285 x 10^{-3}$$

Líquido que sale del absorvedor :

ACHO	12,744.60 gr/hr	0.244 % molar
H <sub>2</sub> O	2'134,740.00	99.756
Total	2'147,484.60	100.000

Para anillos Raschig de porcelana de 3/4" :

$$C_F = 255$$

$$G' (\text{inundación}) = 1,063.06 \text{ lbm/hr.ft}^2$$

Para un 60% inundación :

$$G' = 658,60 \text{ lbm/hr.ft}^2$$

A : área de la sección transversal de la torre.

$$= 3.14 \text{ ft}^2 \quad (0.29 \text{ m}^2)$$

D : diametro de la torre.

$$= (4 \times 3.14 / )^{1/2} = 2 \text{ ft.} \quad (0.61 \text{ m.})$$

$\Delta P/z = 0.55$  pulg. agua/ft.

$$D_G = 1.165177 \times 10^{-1} \text{ cm}^2/\text{seg.}$$

$$D_L = 1.131764 \times 10^{-9} \text{ m}^2/\text{seg.}$$

$$S_{CG} = 1.1503 \quad , \quad S_{CL} = 1,062.5056$$

$$\phi_{tw} = 0.04953 \text{ ft}^3/\text{ft}^3$$

$$\phi_{sw} = 0.01980 \text{ ft}^3/\text{ft}^3$$

$$\phi_{ow} = \phi_{tw} - \phi_{sw} = 0.02973 \text{ ft}^3/\text{ft}^3$$

$$H_i = 1.0786$$

$$\phi_o = \phi_{ow} H = 0.03207 \text{ ft}^3/\text{ft}^3$$

$$\phi_s = 0.02045 \text{ ft}^3/\text{ft}^3$$

$$\phi_t = \phi_o + \phi_s = 0.05252 \text{ ft}^3/\text{ft}^3$$

Area interfacial :

$$a_{AW} = 12.476 \text{ ft}^2/\text{ft}^3$$

$$a_A = a_{AW} (\phi_o / \phi_{ow}) = 13.458 \text{ ft}^2/\text{ft}^3$$

Coefficientes volumetricos :

$$F_G a_A = 15.373 \text{ mol-lb/ft}^3\text{hr.}$$

$$F_L a_A = 115.36 \text{ mol-lb/ft}^3\text{hr.}$$

$$H_{TG} = G/F_G a_A = 1.463 \text{ ft.}$$

$$H_{TL} = L/F_L a_A = 0.723 \text{ ft}$$

$$H_{TOG} = H_{TG} + m(G/L) H_{TL} = 1.957 \text{ ft.}$$

y	x	y*	y - y*	Pto.
0.00930	0.00240	0.00610	0.00320	1
0.00046	0.00002	0.00008	0.00038	2

$$(y - y^*)_m = \frac{0.0032 - 0.00038}{\ln(0.0032/0.00038)}$$

$$= 0.00132$$

$$N_{TOG} = \frac{y_1 - y_2}{(y - y^*)_m} = 6.7$$

$$z = N_{TOG} \times H_{TOG} = 13.11 \text{ ft. (4 m.)}$$

$$\Delta P = 0.55 z = 7.21 \text{ pulg. agua.}$$

$$= 0.2603 \text{ psi} = 0.0177 \text{ atm.}$$

Costo compra : S/4'146,536.

Costo instalación : 1'244,078.

Costo total : 5'390,614.

## 2.5 EVAPORADOR :

- Función : Evaporar una parte del producto líquido que sale por los fondos del reactor de oxidación, para poder separar el ACIDO ACETICO (producto principal) de la solución catalítica.
- Características : Es básicamente un evaporador convencional de circulación natural, comúnmente denominado "Evaporador de calandria con tubos verticales" y que opera en forma continua.

$$Q_T: \text{ calor total transferido} = 358,733 \text{ Btu/hr}$$

$A_T$ : área total de transferencia = 33.51 ft<sup>2</sup>

LADO DE LOS TUBOS

Fluido caliente :  
vapor saturado.

Flujo másico :  
408 lbm/hr.

Presión : 114.7 psi.

Temperatura : 338°F

LADO DE LA CORAZA

Fluido frío :  
Producto líquido.

Flujo másico :  
1,643.15 lbm/hr.

Temperatura : 240°F

Presión : 14.7 psia.

Material : acero al carbono.

TUBOS

D.E = 1" (12BWG)

Nº pasos = 1

$L_t = 4$  ft.

Nº tubos = 32

arreglo en cuadro

$P_T = 1/4$  pulg.

CORAZA

D.I y altura adecuada para contener una calandri<sub>a</sub> de 32 tubos de 4 ft. de long.

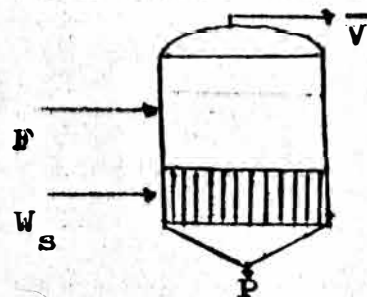
- Cálculos de diseño : El producto líquido que sale del reactor es un flujo de 1,643.1 lbm/hr., el cual se calienta en el evaporador desde 149°F hasta 240°F ( $t_b$ ), a esta temperatura ocurre vaporización de 790 lbm/hr. que tiene la siguiente composición :

Acido acético	726.79 lbm/hr	92 %peso
Agua	63.20	8
<b>Total</b>	<b>789.99</b>	<b>100</b>

La parte no vaporizada sale por la parte inferior del evaporador.

$$T_D = T_R = 240^\circ\text{F}$$

Un esquema sencillo del proceso :



$$F = 1,643 \text{ lbm/hr}, T_F = 149^\circ\text{F}$$

$$\bar{V} = 790 \text{ lbm/hr}, T_V = 240^\circ\text{F}$$

$$P = 853 \text{ lbm/hr}, T_P = 240^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_b = 0.$$

$W_s$  : vapor saturado. (100 psig.)

Tomando como referencia  $T_F$ , se procede a realizar el balance entalpico, sabemos que :

$$Q(\text{perdido}) = W_s \times \lambda_v = Q(\text{ganado}) \\ = F \times C_{e_F}(t_1 - T_F) + \bar{V} \times \lambda_v(\bar{V})$$

De donde despejando se tiene :

$$W_s = \frac{F \times C_{e_F}(t_1 - T_F) + \bar{V} \times \lambda_v(\bar{V})}{\lambda_v(s)}$$

$$C_{e_F} = \sum x_i C_{e_i} = 0.61 \text{ Btu/lbm.}^{\circ}\text{F}$$

$$\lambda_v(\bar{V}, 240^{\circ}\text{F}) = \sum x_i \lambda_{vi} = 350 \text{ Btu/lbm.}$$

$$\lambda_v(s, 338^{\circ}\text{F}) = 880 \text{ Btu/lbm.}$$

Reemplazando se tiene :

$$W_s = Q_T / \lambda_v(s) = (358,733. \text{ Btu/hr}) / (880 \text{ Btu/lb}) \\ = 408 \text{ lbm/hr.}$$

Para calcular el coeficiente global de diseño ( $U_D$ ), se tomará las siguientes asunciones tomadas en la bibliografía revisada (16) :

- En lo referente al diseño de evaporadores se aplican los principios y limitaciones que se aplican a los vaporizadores.
- Los evaporadores standers o comunes se diseñan en base a  $U_D$  "aceptados".
- Las restricciones referentes al flujo de calor y coeficientes en los equipos para vaporización con circulación forzada o natural para vaporizar sustancias orgánicas es:

$$(Q/A)_{\text{max}} : \text{flujo máximo de calor} \\ = 12,000 \text{ Btu/hr.ft}^2$$

$$(h_v)_{\text{max}} : \text{máximo coeficiente película} \\ = 300 \text{ Btu/hr.ft}^2^{\circ}\text{F}$$

Tomando como referencia estas asunciones y



teniendo en cuenta que cuando se emplea vapor condensándose como servicio :

$$h_{i0} = 1,500 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{°F.}$$

$$(U_C)_{\max} = \frac{h_{i0} \times h_o}{h_{i0} + h_o} = \frac{1,500 \times 300}{1,500 + 300}$$

$$= 250 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{°F}$$

O sea que bajo los límites de restricción - tenemos  $(U_C)_{\max}$  y el área mínima requerida será :

$$(A_D)_{\min} = Q_T / (Q/A)_{\max} = \frac{358,733 \text{ Btu/hr}}{12,000 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{°F}}$$

$$= 29.89 \text{ ft}^2$$

Según información bibliográfica (16), los evaporadores de tubos horizontales, los de calandria y canasta emplean tubos de 3/4" a 3" de D.E y hasta 6 ft de largo. Según esto asumiremos que el evaporador está equipado con tubos de 1" D.E y 4 ft. de largo, resultando las características antes mencionadas y el coeficiente global de diseño  $(U_D)$ , que resulta de estas características es :

$$U_D = Q_T / (S_o \times L_t \times N^{\circ} \text{ tubos}) (\Delta t_o)$$

$$\Delta t_o = T_w - t_1 = 338^{\circ}\text{F} - 240^{\circ}\text{F} = 98^{\circ}\text{F.}$$

$$(S_o \times L_t \times N^{\circ} \text{ tubos}) = 0.2618 \times 4 \times 32$$

$$= 33.51 \text{ ft}^2$$

Reemplazando se tiene :

$$U_D = 110 \text{ Btu/nr.ft}^2\text{°F}$$

$R_D$  = factor de obstrucción

$$= (U_C - U_D) / U_C \times U_D = (250 - 110) / (250 \times 110)$$

$$= 0.0051$$

La caída de presión en estos equipos es despreciable (ref.16) debido a que ambos lados

se estan llevando a cabo procesos isotermicos.

Costo compra : S/2'604,184.  
 Costo instalación : 520,836  
 Costo total : 3'125,020

## 2.6 INTERCAMBIADOR - ENFRIADOR :

**Función :** Enfriar el flujo líquida que sale del evaporador (solución catalítica), a una temperatura de 240°F hasta la temperatura de 80°F a la cual debe ser alimentado al reactor.

- **Características :** Es un intercambiador tipo coraza y tubos, que opera en forma continua.  
 $Q_T$ : calor total transferido = 73,786 Btu/hr  
 $A_T$ : área total de transferencia = 43.19 ft<sup>2</sup>

### LADO DE LA CORAZA

Fluido caliente :  
 solución catalítica  
 Flujo másico :  
 853 lbm/hr.  
 Presión : 14,7 psi.  
 Temperatura(1): 240°F  
 Temperatura(2): 80°F

### CORAZA

D.I = 8 pulg.  
 Nº pasos = 1  
 Espaciamiento entre  
 baffles transversales (B) = 2"

### LADO DE LOS TUBOS

Fluido frio :  
 agua de enfriamiento  
 Flujo másico :  
 3,209 lbm/hr.  
 Temperatura(1): 77°F  
 Temperatura(2): 100°F

### TUBOS

D.E = 3/4" (11 BWG)  
 $L_t$  = 11 ft.  
 Nº pasos = 6  
 Nº tubos = 20  
 arreglo en cuadro  
 $P_T$  = 1 pulg.

Material de coraza y tubos : acero al carbono.

### CAIDA DE PRESION :

Dentro de los tubos = 3.43 psia.

Fuera de los tubos = 0.029 psia.

Factor de obstrucción = 0.0008

- Cálculos de diseño : La composición de la solución catalítica es la siguiente :

Acido acético	824.94 lbm/hr	99.64 %
Acetato manganeso	2.96	0.36
	<u>827.90</u>	<u>100.00</u>

Esta solución catalítica es bastante diluida por lo cual se puede considerar como una corriente de ácido acético.

El calor a remover es :

$$Q(\text{removido}) = F \times C_e(\text{AcAc}, T_{\text{prom}})(T_2 - T_1)$$

$$= 73,786 \text{ Btu/hr.}$$

La cantidad de agua de enriamiento es :

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = Q_T / C_{e\text{H}_2\text{O}} (t_2 - t_1)$$

$$= \frac{73,786 \text{ Btu/hr}}{(1 \text{ Btu/lbm.}^\circ\text{F})(100 - 77)^\circ\text{F}}$$

$$= 3,209 \text{ lbm/hr.}$$

El procedimiento de cálculo es el mismo de los anteriores intercambiadores, solamente se indicaran los resultados :

$$\text{MLDT} = 35.68^\circ\text{F}$$

$$h_{i0} = 537 \text{ Btu/hr.ft}^2^\circ\text{F}, h_o = 55 \text{ Btu/hr.ft}^2^\circ\text{F}$$

$$U_C = 48.89 \text{ Btu/hr.ft}^2^\circ\text{F}, U_D = 47.9 \text{ Btu/hr.ft}^2^\circ\text{F}$$

$$V_t : \text{velocidad de circulación de agua en tub.}$$

$$= 3.04 \text{ ft/seg.}$$

$$\Delta P_t = 3.43 \text{ psia.}$$

$$\Delta P_s = 0.029 \text{ psia.}$$

$$\text{Costo compra : } S/2'027,267.$$

$$\text{Costo instalación : } 202,756.$$

$$\text{Costo total : } \underline{2'230,023.}$$

## 2.7 TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE LA SOLUCION CATALICA :

- Funcion : Almacenar la solución catalítica -

recuperada en el proceso, para reciclarla a el reactor de oxidación.

- Características : El equipo es un tanque cilindrico vertical de acero.

Composición del fluido :

- Acido acético 99.64 %molar
- Acetato manganeso 0.36

Gravedad especifica : 1.048

Temperatura : 25°C (77°F)

Tiempo de residencia : 1 semana (6 dias)

Volumen del tanque : 60 m<sup>3</sup> (15,850 gal.)

Diametro del tanque : 4.5 m. (14.76 ft)

Altura del tanque : 3.6 m. (11.8 ft)

- Cálculos de diseño : La cantidad a almacenarse consiste de la cantidad recuperada en el proceso más la cantidad añadida debido a perdidas (5% acetato manganeso y 3% ácido acético), cual es 387,801 gr/hr (854.18 lb/h)

Densidad : 1.048

Tiempo de residencia : 144 hrs (1 semana)

Temperatura de almacenamiento = 25°C (77°F)

$$\text{Vol. liq} = \frac{387,801 \times 24 \times 6}{1.048} = 53.3 \text{ m}^3$$

Para un 10% tolerancia :

Capacidad = 60 m<sup>3</sup>                      Material : aluminio

Diametro : 4.5 m.

Altura : 3.6 m.

Costo compra :                      S/14'237,655.

Costo instalación :                2'847,532.

Costo total :                        17'085,187.

## 2.8 CONDENSADOR DE ACIDO ACETICO :

- Función : Sirve para condensar la mezcla gaseosa (ácido acético - agua) que sale por la parte superior del evaporador.
- Características Es un intercambiador tipo -

coraza y tubos, conocido como condensador horizontal, que opera en forma continua.

$Q_T$ : calor total transferido = 273,340 Btu/hr

$A_T$ : área total transferencia = 13,74 ft<sup>2</sup>

**LADO DE LOS TUBOS**

**TUBOS**

Fluido frío :

D.E = 3/4" (14 BWG)

agua de enfriamiento

$L_t = 3.5$  ft.

Flujo másico :

Nº pasos = 4

8,283 lbm/hr.

Nº tubos = 20

Temperatura(1): 77°F

arreglo en cuadro

Temperatura(2): 110°F

$P_T = 1$  pulg.

**LADO DE LA CORAZA**

**CORAZA**

Fluido caliente :

D.I = 8 pulg.

vapores.

Nº pasos = 1

Flujo másico :

Espaciado entre baffles(B) = 6 pulg.

790 lbm/hr.

Presión : 14.7 psia

Temperatura : 240°F

**CAIDA DE PRESION :**

Dentro de los tubos : 0.917 psia.

Fuera de los tubos : 0.005 psia.

Factor de obstrucción : 0.0026

- Cálculos de diseño : La mezcla de vapores que se alimenta al condensador es :

Acido acético	726.79 lbm/hr	92 % peso.
Agua	63.20	8
	789.99	100

Para esta mezcla de vapores  $T_r = T_b = 240^\circ\text{F}$ , por lo tanto se realizará un proceso de condensación isotérmica, cual se llevará a cabo en un condensador simple.

La cantidad de calor que debe removerse es :

$$Q(\text{removido}) = (\bar{V})(\bar{\lambda}_v)_m = Q_T$$

$$(\bar{\lambda}_v)_m = \lambda_v(\text{mezcla}, 240^\circ\text{F}) = \sum x_i \lambda_{vi}$$

$$= 346 \text{ Btu/lbm.}$$

$$Q_T = (789.99 \text{ lbm/hr})(346 \text{ Btu/lbm})$$

$$= 273,340 \text{ Btu/hr.}$$

La cantidad de agua requerida por el proceso :

$$m(\text{H}_2\text{O}) = Q_T / \sqrt{U_m} (t_2 - t_1)$$

$$= \frac{273,340 \text{ Btu/hr}}{(1 \dots \dots \dots) (\dots \dots \dots)}$$

$$= 8,283 \text{ lbm/hr.}$$

El diseño empleado es el mismo de los intercambiadores anteriores, los resultados son:

$$\text{MLDT} = 145^\circ\text{F}$$

$$h_{i0} = 778 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{ }^\circ\text{F} , h_{o0} = 310 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{ }^\circ\text{F}$$

$$U_C = 220 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{ }^\circ\text{F} , U_D = 140 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{ }^\circ\text{F}$$

$$R_d = 0.0026$$

V : velocidad de circulación del agua.

$$= 3.96 \text{ ft/seg.}$$

$$N_{Re}(\text{coraza}) = 27,094$$

$$\Delta P_s = 0.005 \text{ psia.}$$

$$\Delta P_t = 0.971 \text{ psia.}$$

$$\text{Costo compra : } \quad \quad \quad \text{\$/429,538.}$$

$$\text{Costo instalación : } \quad \quad \quad \text{43,071.}$$

$$\text{Costo total : } \quad \quad \quad \underline{\text{472,609.}}$$

## 2.9 INTERCAMBIADOR - ENFRIADOR :

- Función : Enfriar el ACIDO ACETICO (92 %p) proveniente del respectivo condensador a  $240^\circ\text{F}$  hasta  $77^\circ\text{F}$ , que es la temperatura de almacenamiento.

- Características : Es un intercambiador de coraza y tubos que operará en forma continua.

$$Q_T: \text{ calor total transferido} = 82,542 \text{ Btu/hr}$$

$$A_T: \text{ área total transferencia} = 47.11 \text{ ft}^2$$

**LADO DE LA CORAZA**

Fluido caliente :  
Ácido acético (92%)

Flujo másico :  
780 lbm/hr

Temperatura(1): 240°F

Temperatura(2): 80°F

**LADO DE LOS TUBOS**

Fluido frío :  
agua de enfriamiento

Flujo másico :  
3,589 lbm/hr.

Temperatura(1): 77°F

Temperatura(2): 100°F

Material : acero al carbono.

**CORAZA**

D.I = 8 pulg.

Nº pasos = 1

Espaciado entre  
baffles(B) = 2 pulg

**TUBOS**

D.E = 3/4" (12 BWG)

$L_t = 12$  ft.

Nº pasos = 6

Nº tubos = 20

arreglo en cuadro.

$P_T = 1$  pulg.

**CAIDA DE PRESION :**

Dentro de los tubos = 3.73 psia.

Fuera de los tubos = 0.027 psia.

Factor de obstrucción = 0.005

- Cálculos de diseño : La composición de la mezcla a enfriar es la siguiente :

Acido acético	726.8 lbm/hr.	92 % peso
Agua	63.2	8
	<hr/> 780.0	<hr/> 100

El calor necesario para remover es:

$$Q(\text{removido}) = F \times C_p \times (T_1 - T_2) = Q_T$$

$$= 82,542 \text{ Dtu/hr.}$$

La cantidad requerida de agua de enfriamiento es :

$$m(H_2O) = Q_T / C_p \times (t_2 - t_1) = 3,589 \text{ lbm/hr}$$

Los cálculos de diseño son los mismos de los anteriores intercambiadores, los resultados encontrados son los siguientes :

$$MLDT = 35.68 \text{ °F}$$

$$h_{i0} = 540 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{:F}, \quad h_o = 74.7 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{:F}$$

$$U_o = 65 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{:F}, \quad U_D = 49.2 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{:F}$$

$$\Delta P_t = 3.73 \text{ psia.} \quad \Delta P_a = 0.027 \text{ psia.}$$

Costo compra : S/2'109,014.  
 Costo instalación : 210,960.  
 Costo total : 2'319,974.

## 2.10 TANQUE DE ALMACENAMIENTO DEL PRODUCTO

- Función : Almacenar el producto (Acido acético 92%).

- Características : Es un tanque cilindrico vertical conico.

$$\text{Gravedad especifica} = S_4^{25} = 1.045$$

Temperatura = 25°C

Tiempo de residencia = 600 hrs.

Nº tanques = 2

Volumen del tanque = 110 m<sup>3</sup> (29,000 gal)

Diametro del tanque = 4.5 m.

Altura del tanque = 7.2 m.

Cálculos de diseño : La composición del producto a almacenarse es la siguiente :

Acido acético	319,445 gr/hr.	92 % peso
Agua	27,778	8
	<u>347,223</u>	<u>100</u>

$$SP-GR = 1.045$$

$$\text{Volumen liq.} = \frac{347,223 \times 24 \times 25}{1.045}$$

1 mes

Tolerancia = 10%

Capacidad = 220 m<sup>3</sup>

Se hará uso de 2 tanques de 110 m<sup>3</sup>, de la tabla 10.2 (Petroleum refiner de Wuither)

Diametro = 4.5 m.

Altura = 7.2 m.

Costo compra : S/18'706,681.



Costo instalación : S/ 3'741,346.

Costo total : 22'448,027'

### VI - 6.3 Especificación de bombas y recipientes.

#### BOMBAS :

3.1 Función : Succionar la cantidad de ETANOL (92.4%) requerida por el proceso del tan - que de almacenamiento de etanol.

Características : Bomba tipo centrifuga.

Velocidad de bombeo = 7.65 lt/min.

Gravedad especifica del fluido = 0.793

Presión máxima = 6 m.

Capacidad máxima de bombeo = 26.5 lt/min.

Material : acero inoxidable

Motor : 1/8;H.P

Cálculos de diseño : El diseño de una bomba es muy complicado y difícil de determinar - su exactitud, por lo tanto los cálculos son aproximados, debido a la falta de datos.

Flujo de succión = 364,144.165 gr.

$$\begin{aligned} \text{Velocidad bombeo} &= \frac{364,144.165 \times 10^{-3}}{0.793} \\ &= 7.65 \text{ lt/min.} \end{aligned}$$

Se ha estimado una altura de 6 m, según dato de un diseño de bomba le corresponde una capacidad máxima de 26.5 lt/min.

Costo compra : S/174,373.

Costo instalación : 26,156.

Costo total : 200,529.

3.2 Función : Succión de la corriente que sale del absorvedor y condensador.

Características : Son las mismas de la bomba 3.1. Pero :

Velocidad de bombeo = 13.25 lt/min.

Gravedad especifica = 0.9497

Temperatura = 5°C

**3.3 Función** : Succión para alimentar a la columna de acetaldenado.

**Características** : Bomba centrífuga.

Velocidad de bombeo = 45 lt/min

Gravedad específica = 0.9251

Capacidad máxima = 75.7 lt/min.

Material : acero inoxidable.

Motor : 1 H.P

Temperatura = 114.7°C

**Calculos de diseño** : Son los mismos a los anteriores.

Costo compra : \$/327,369.

Costo instalación : 49,106.

Costo total : 376,475.

**3.4 Función** : Succión del flujo del destilado de la columna de destilación de ACHO.

**Características**: Bomba centrífuga.

Velocidad de bombeo = 5.18 lt/min,

Gravedad específica = 0.8344

Capacidad máxima = 38 lt/min.

Presión máxima = 10 m.

Material : acero inoxidable

Motor : 1/3 H.P

**Calculos de diseño** : El mismo a los anteriores.

Costo compra : \$/216,527.

Costo instalación : 324479

Costo total : 249,006.

**3.5 Función** : Succión del flujo del acetaldenado (destilado) al tanque de almacenamiento

**Características** : Igual a bomba 3.4.

**3.6 Función** : Succión del flujo de alimentación al reactor de oxidación.

**Características** : Igual a bomba 3.4

**Función** : Succión del flujo que sale de la columna de absorción II al absorbedor I.

Características : Igual a 3.3.

3.8 Función : Succión del flujo de productos de el reactor de oxidación.

Características : Igual a bomba 3.4

3.9 Función : Succión para reciclar la solución catalítica.

Características : Igual a bomba 3.4.

3.10 Función : Succión para alimentar la columna de ETOAC,

Características : Igual a 3.3.

3.11 Función : Alimentación al tanque de almacenamiento de ETOAC.

Características : Bomba centrifuga.

Velocidad de flujo = 342 lt/hr.

Gravedad específica = 0.900

Capacidad máxima = 76 lt/hr

Motor : 1/4 H.P

Material : acero inoxidable

Costo compra : S/28,714.

Cósto instalación : 4,395.

Costo total : 33,109.

3.12 Función : Alimentación a la columna de etanol.

Características : Igual a bomba 3.3

3.13 Función : Alimentar el alcohol de recicló al tanque de almacenamiento ETOH.

Características : Igual a bomba 3.11.

#### RECIPIENTES DE REFLUJO

3.14 Función : Separar el vapor y líquido proveniente del vaporizador.,

Características : Tambor vertical.

Diámetro = 0.30 m.

Altura = 1.54 m.

Cálculos de diseño :

Cantidad de vapor = 364,144.165 gr/hr.

Cantidad de líquido = 91,036.04 gr/hr.

$T = 81^{\circ}\text{C}$  y  $P = 1 \text{ atm.}$

$$\rho_1 = 0.8068 \text{ gr/cc} \quad \text{y} \quad \rho_g = 0.0015 \text{ gr/cc}$$

Para caudal de extracción liq-vap inferior a 5 lt/min. se utilizan recipientes verticales  
- Volumen entre el nivel mínimo y el nivel - bajo NB correspondiente a 5 min, de caudal - líquido.

$$= \frac{91,036 \times 10^{-6} \times 5}{0.8068 \times 60} = 0.0094 \text{ m}^3$$

- Volumen entre NB y NA correspondiente 10 min del caudal líquido.

$$= \frac{91,036.04 \times 10^{-6} \times 10}{0.8068 \times 60} = 0.018 \text{ m}^3$$

- Volumen entre NA y nivel máximo correspondiente a 5 min.

$$= \frac{91,036.04 \times 10^{-6} \times 5}{0.8068 \times 60} = 0.0094 \text{ m}^3$$

- Alimentación 0.40 m por encima del nivel máximo.

- Nivel mínimo a 15 cm. por encima del fondo  
La velocidad límite del gas en esta sección :

$$u_c = 4.7 C ((\rho_1 - \rho_g) / \rho_g)^{1/2}$$

$C = 1$  (para recipientes horizontales)

$u_d$  : velocidad límite del gas (cm/seg)

$$= 4.7 \times 1 \times ((0.8068 - 0.0015) / 0.0015)^{1/2}$$

$$= 108.9 \text{ cm/seg.}$$

$$D = \left( (4/\pi) (V/u_c) \right)^{1/2}$$

$$V = 364,144.165 / 0.0015 \times 3,600 = 0.0674 \text{ m}^3/\text{seg.}$$

reemplazando se tiene :

$$D = 0.30 \text{ m.}$$

Altura será superior a 0.50 m., se tomará :

$$2D = 0.60 \text{ m.}$$

$$\begin{aligned} \text{Altura total} &= \text{Altura líquido} + \text{Altura gas.} \\ &= 0.15 \times 1 + 0.532 + 0.40 + 0.60 + 0.15 \\ &= 1.84 \text{ m.} \end{aligned}$$

$$L = 1.54 \text{ m.}$$

Costo compra : S/8,790.

Costo instalación : 1,319.

Costo total : 10,109.

**3.15 Función :** Acumular el condensado de la columna de acetaldehído.

Características : Recipiente horizontal.

Capacidad = 0.394 m<sup>3</sup>.

Díametro = 0.54 m.

Longitud = 1.72 m.

Material : acero.

Cálculos de diseño :

Destilado = 5906.124 mol-gr/hr

Reflujo = 47,111.147 mol-gr/hr.

Peso molecular = 44

$\rho_1 = 0.7871 \text{ gr/cc.}$

Presión = 2.32 atm.

Temperatura = 46.3°C

Según "Petróleo, refinación y tratamiento Químico" de Wulther :

$$\begin{aligned} \text{retención} &= \frac{5906.124 \times 44 \times 10^{-6}}{0.7871 \times 60} \\ \text{5 min.} & \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{extracción} &= 0.0275 \text{ m}^3/\text{hr.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{retención} &= \frac{47.111.147 \times 44 \times 10^{-6} \times 3}{0.7871 \times 60} \\ \text{3 min} & \\ \text{reflujo} & \end{aligned}$$

$$\text{retención total} = 0.16 \text{ m}^3/\text{hr.}$$

Volumen entre NB y NA

$$= 0.32 \text{ m}^3/\text{hr.}$$

Para L/D = 3

$$D = 0.75 \text{ m}^{1/3}$$

$$= 0.54 \text{ m.}$$

Para h = 0.08 m.

$$h/(D/2) = 0.296$$

Del cuadro V.9.1 se tiene :

$$\text{Área del segmento} = 0.294(D/2)^2 = 0.0214 \text{ m.}$$

$$\text{Área de dos segmentos} = 0.0428 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Área entre NB y NA} &= (0.27)^2 - 0.0428 \\ &= 0.1862 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

De donde se deduce :

$$L = 0.32/0.1862 = 1.72$$

$$L/D = 1.72/0.54 = 3.15$$

$$\text{Volumen del recipiente} = 0.394 \text{ m}^3$$

Costo compra : S/18,459.

Costo instalación : 2,637.

Costo total : 21,096.

3.16 Función : Acumular el condensado de la columna de acetato,

Características : Recipiente vertical.

Capacidad = 0.31 m<sup>3</sup>

Diametro = 0.50 m.

Longitud = 1.577 m.

Material : acero.

Cálculos de diseño : Igual a 3.15

Costo compra : S/16,115.

Costo instalación : 2,344.

Costo total : 18,459.

3.17 Función : Acumular el condensado de la columna de etanol.

Características : Recipiente vertical ,

Capacidad = 0.11 m<sup>3</sup>

Diametro = 0.36 m.

Longitud = 1.07 m.

Cálculos de diseño : Igual a 3.15

Costo compra : S/8,790.

Costo instalación : 1,319.

Costo total : 10,109.

**Caldero** : Suministra el calor necesario para vaporizar el dowtherm . No se ha diseñado - las dimensiones de este caldero por ser equipo secundario, solamente se obtuvo su costo por tener en cuenta el calor que debe desarrollarse. En el libro "Cost estimation in Chemical Engineering " por Aries .

calor que debe desarrollar = 784,350 Btu/hr.  
 eficiencia = 0.80

Costo compra :	S/17'642,702.
Costo instalación :	7'939,128.
Costo total :	25'581,830.

**Compresor** : Suministra el aire necesario al reactor de oxidación.

Su características son :

Flujo de aire = 30,097.32 ft<sup>3</sup>/hr.

Razón de compresión = 1.5

Potencia = 22.33 B.H.P

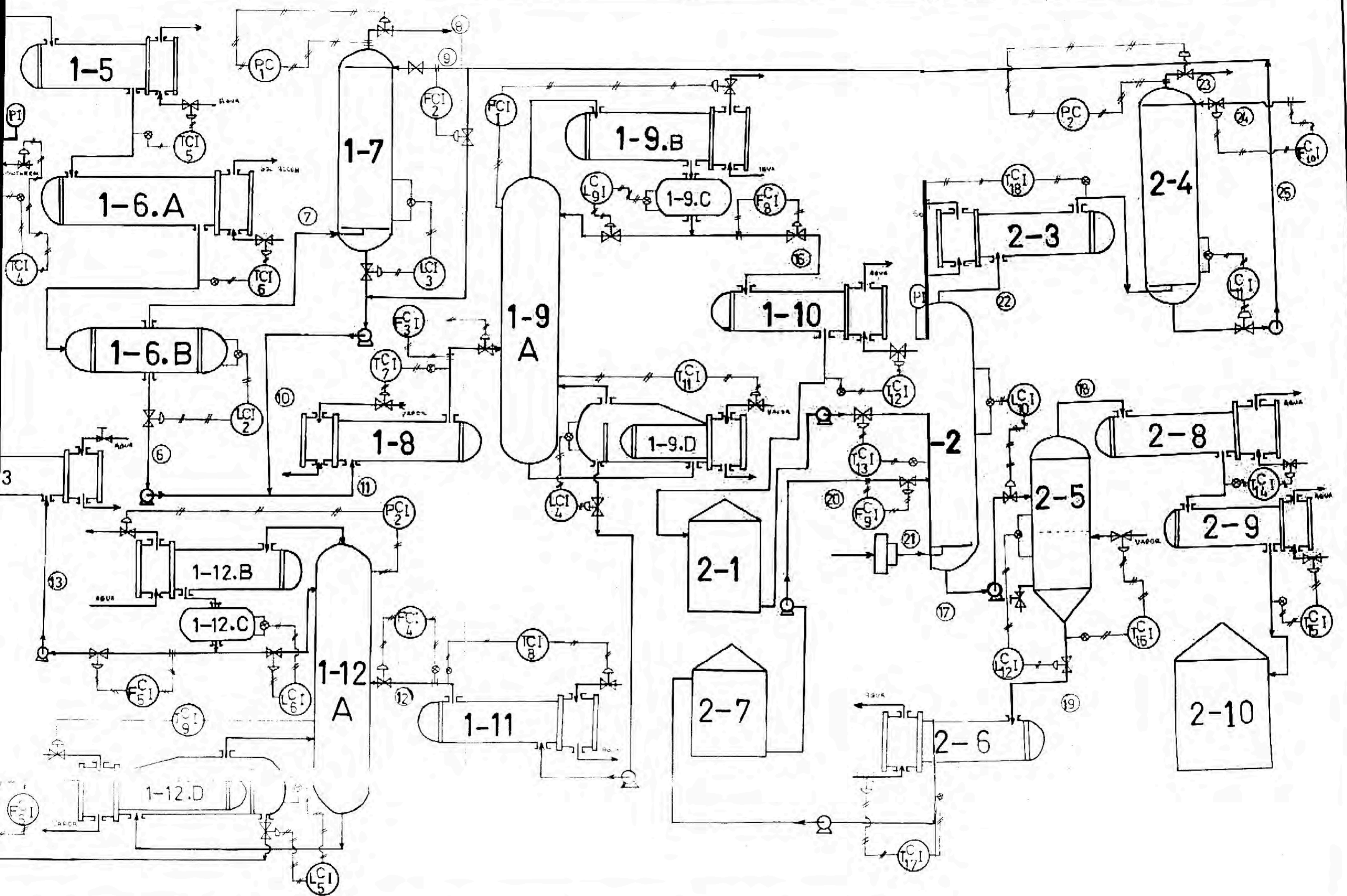
Eficiencia = 0.64

Etapas = 1

Flujo de agua de enfriamiento = 9,227.5 lbm/hr

Calor de compresión = 92,274.33 Btu/hr.

Costo compra :	S/8'078,537.
Costo instalación :	1'615,690.
Costo total :	9'694,227.



	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25
0	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1528.9	726.8	853.2	853.2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
55	37.13	568.14	1.14	1.14	0.00	0.00	567.69	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	2951	1.438	0.00	28.04
0	0.00	106.26	102.88	0.51	102.37	10.24	3.38	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
0	0.00	62.40	60.15	59.55	0.60	0.0007	2.25	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
04	4696.45	4763.1	4757.2	4.69	5012.9	5005.5	0.198	114.20	6320	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	4725.5	4725.5
0	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	2230	2038.5	2036.1	0.00	0.00
30	4733.81	5500	4921.4	65.88	5115.9	5015.7	572.73	1643.2	790	853.2	853.2	2230	2068	2037.5	4725.5	4753.5
	5	114.7	95.3	70.8	97.1	98.1	46.3	70	115.5	115.5	25	27	70	5	25	5
	1.00	2.34	2.34	1.00	1.00	1.00	2.34	5.00	1.00	1.00	5.00	5.00	5.00	1.00	1.00	1.00

presión en atmósferas

PROYECTO DE :  
IMPLEMENTACION DE UNA  
PLANTA DE ACIDO ACETICO

DESIGNACION	ESCALA
DIAGRAMA DE PROCESO E INSTRUMENTACION	INDUST.

A. MUÑOZ E.



CAPITULO VII  
ESTIMACION DE LA  
INVERSION TOTAL

## CAPITULO VII - ESTIMACION DE LA INVERSION TOTAL REQUERIDA

## VII - 1 INTRODUCCION

El presente capítulo trata de los requerimientos de recursos monetarios para la instalación de una planta de ácido acético a partir de alcohol etílico. Se consideran las inversiones que cubren el capital fijo y el capital de trabajo. El método a emplearse está basado en los costos publicados en la revista Chemical Engineering.

## VII - 2 ESTIMACION DE LA INVERSION FIJA

La inversión fija incluye el capital necesario para :

- Equipos del proceso instalado y para funcionamiento y equipos para la generación y distribución de servicios (vapor , agua, aire, etc.), se ha estimado de costos de equipos publicados en Chemical Engineering cost estimation por Aries Newton y actualizados por medio del indice Marshall & Stevens, el costo de instalación es estimado como un % costo del equipo comprado. Los costos de tubería del proceso, instrumentación y servicios auxiliares son determinados como un % costo de equipo instalado. (ver anexo).

Terreno y edificio de manufactura, se ha estimado como un 20% costo de equipo instalado.

- Ingenieria son los costos referentes a la elaboración de estudios y diseños definitivos, se ha estimado como un 10% costo de planta físico.

Puesta en marcha, el costo por este concepto se determina en base a los requerimientos de materia prima, mano de obra insumos y ensayos para dicha prueba. Duración un mes. (ver anexo).

- Contingencias son los gastos imprevistos que afronta la instalación y puesta en marcha de la planta, como mejoras y gastos adicionales de material. Se ha estimado como un 10% costo físico de planta.

Los costos de los equipos y sus instalaciones respec

tivas, han sido dado en el capítulo anterior (VI) "Diseño y especificación de equipos"

### CAPITAL FIJO

RUBRO	S/	S/
- Costo de equipos	171'924,981.	
- Costo de instalación	40'407,660.	
Costo de equipo instalado		212'332,641.
- Costo de tubería Proc.	84'873,148.	
- Costo de instrumentac.	21'218,287.	
- Costo de servicios aux.	4'243,657.	
- Costo de terreno y edificio de manufactura.	42'436,574.	
		152'771,666.
Costo total de planta físico.		365'104,307.
- Ingeniería	36'510,431.	
- Puesta en marcha	25'441,676.	
- Contingencias	36'510,431.	
		98'462,538.
Capital Fijo		463'566,845.

### VII - 3 ESTIMACION DEL CAPITAL DE TRABAJO

El capital de trabajo es la disponibilidad que se requiere para cubrir los desembolsos que permitan iniciar las actividades y sufragar los gastos hasta que se produzcan ingresos suficientes. En general los puntos que constituyen el capital de trabajo según Wessel :

- Inventario de materia prima :  
Un mes de suministro al costo S/ 32'221,666.
- Inventario de materiales en proceso:  
Una semana del costo manufactura. 9'354,354.

- Inventario del producto :	
Un mes del costo de manufactura	37'417,416
- Efectivo disponible para cubrir :	
los gastos normales de salario, materia prima y servicios.	35'320,650
	<hr/>
Total	114'314,086.

## VII - 4 INVERSION TOTAL REQUERIDA

- Inversión Fija	S/ 463'566,845.
- Capital de trabajo	114'314,086.
	<hr/>
Inversión Total	577'880,931.

-----

CAPITULO VIII

FINANCIAMIENTO

## CAPITULO VIII - FINANCIAMIENTO

## VIII - 1 INTRODUCCION

El objetivo de este punto es indicar los requerimientos de dinero y la descripción de condiciones de obtención de la misma. El financiamiento contempla la captación de dinero proveniente de fuentes internas o propias y fuentes de origen externo.

## VIII - 2 FUENTES DE FINANCIAMIENTO

- Recursos de sus propietarios que aportan el capital permanente, en este caso la empresa.
- Recursos de entidades crediticias : Las principales entidades son la Corporación Financiera de Desarrollo (COFIDE) , y el Banco Industrial del Perú .

1- Corporación Financiera de Desarrollo : Los préstamos del fondo, pueden constituir entre el 25% y el 75% de la inversión del proyecto. Este monto incluye tanto la moneda nacional para comprar locales, como las divisas necesarias para la adquisición de bienes y servicios. Para una empresa no pública descentralizada de 2da. prioridad, las características son las siguientes al Diciembre de 1979 :

ACTIVO FIJO : Plazo de gracia : 1 a 3 años  
 Plazo total máx.: 8 años.  
 Taza de interés : 33%  
 1% administración + 1% comisión

Capital de trabajo

Plazo de gracia : hasta 6 meses  
 Plazo total max.: 4 años  
 Taza de interés : 35%  
 1% administración + 1% comisión

2- Banco Industrial del Perú : Financiera encargada del apoyo y promoción de actividades industriales.  
 Cuantía menor S/1'000,000 a 10'000,000

Cuantía mayor S/10'000,000 a más

Largo plazo : 5 a 8 años

Mediano plazo : 3 a 5 años

Periodo de gracia : 6 a 12 meses

Interés : 37.5%

No se ha dado mucho detalle de esta fuente de financiamiento porque el financiamiento se llevará a cabo con COFIDE.

#### FUENTES DE FINANCIAMIENTO

	<u>APORTE PROPIO</u> S/	<u>A FINANCIAR</u> S/
Equipo, tubería, instrum. y servicios aux.		322'667,733.
Terreno y edificio de ma- nufactura.		42'436,574.
Ingeniería	36'510,431.	
Puesta en marcha	25'441,676.	
Contingencias	36'510,431.	
Capital de trabajo		98'462,538.
	<hr/> 98'462,538.	<hr/> 463'566,845.

#### VIII - 3 CALCULOS DEL FINANCIAMIENTO

##### FINANCIAMIENTO : CAPITAL FIJO

##### MONEDA NACIONAL

ANO	PRESTAMO	AMORTIZACION	INTERES
1	365'104,207.00		120'484,388.30
2	365'104,207.00		120'484,388.30
3	365'104,207.00	73'020,841.40	120'484,388.30
4	292'083,365.60	73'020,841.40	96'387,510.65
5	219'062,524.20	73'020,841.40	72'290,633.00
6	146'041,682.80	73'020,841.40	48'193,755.30
7	73'020,841.40	73'020,841.40	24'096,877.60

## FINANCIAMIENTO : CAPITAL DE TRABAJO MONEDA NACIONAL

AÑO	PRESTAMO	AMORTIZACION	INTERES
1	114'314,086.00	28'578,521.50	40'009,930.00
2	85'735,564.50	28'578,521.50	30'007,447.60
3	57'157,043.00	28'578,521.50	20'004,965.00
4	28'578,521.50	28'578,521.50	10'002,482.50

## AMORTIZACION E INTERES ANUAL

AÑO	AMORTIZACION	INTERES
1	28'578,521.50	160'494,318.30
2	28'578,521.50	150'491,835.90
3	101'599,362.90	140'489,353.30
4	101'599,362.90	106'389,993.15
5	73'020,841.40	72'290,633.00
6	73'020,841.40	48'193,755.30
7	73'020,841.40	24'096,877.60



CAPITULO IX  
PRESUPUESTO DE  
INGRESOS Y COSTOS

## CAPITULO IX - PRESUPUESTO DE INGRESOS Y COSTOS

## IX - 1 PROGRAMA DE PRODUCCION

Según el estudio de mercado está basado el siguiente programa de producción :

AÑO	CANTIDAD (Ton.)	%CAPACIDAD INSTALADA
1	2,077	83.08
2	2,120	84.80
3	2,118	84.72
4	2,203	88.00
5	2,500	100.00
6	2,500	100.00
7	2,500	100.00
8	2,500	100.00
9	2,500	100.00
10	2,500	100.00

## IX - 2 PRESUPUESTO DE INGRESOS

Considerando que los requerimientos del mercado representan las ventas. Los ingresos por ventas es el único rubro de ingreso, debido a que no es necesario efectuar alguna gestión financiera adicional. El precio de venta del producto se ha fijado en S/378/kg. , que es el precio que aparece en el mercado nacional.

AÑO	INGRESO POR VENTAS S/
1	785'106,000.
2	801'360,000.
3	800'604,000.
4	832'734,000.
5	945'000,000.
6	945'000,000.
7	945'000,000.
8	945'000,000.

9	945'000,000
10	945'000,000

### IX - 3 PRESUPUESTO DE COSTOS

Para determinar los costos que se producirán para satisfacer la demanda, calcularemos el costo de fabricación o manufactura, los gastos de administración y ventas, los que nos permitirán determinar los costos de operación, como un renglón aparte consideraremos los gastos financieros para el cálculo del costo total de producción.

#### IX-- 3.1 COSTO DE MANUFACTURA O FABRICACION

Comprende el costo de manufactura fijo y el costo de manufactura variable :

Costo de manufactura variable : Esta constituido por aquellos costos que varían con la producción :

1. Costo de materia prima : Etanol de 92.4% de pureza se usa como materia prima, cuyo costo en el mercado nacional es S/135./lt. al 1º de agosto 1980.

2. Catalizador y Químicos : Para la 1ra. etapa del proceso se hace uso de :

Catalizador Cu.Cr.Co.: Este catalizador mencionado en el capítulo VI, dura varios años, pero tiene regeneraciones periódicas debido a la acumulación de carbón sobre él, esta remoción se lleva a cabo por una oxidación con aire caliente. Se ha fijado que la vida del catalizador es 3 años con regeneraciones periódicas.

No se puede hablar de consumo de catalizador por ton. de producto por lo especificado antes. El costo de este catalizador viene hacer los costos de la operación de regeneración cuales son: reemplazo de catalizador perdido, mano de obra y el agente de combustión, aire caliente, todos estos costos aparecen como uno solo, costo unitario / ton. prod. igual S/135. (ref.30).

- Dowtherm A : El fluido Dowtherm A exhibe excepcional estabilidad a 750°F(400°C), es vendido por Dow Chemical. El líquido Dowtherm es vaporizado en calderos de circulación natural, sede su calor de vaporización como calor de transferencia a el reactor y luego es reciclado al caldero para repetir de nuevo la operación es decir es un circuito cerrado. Su composición es 73.5% oxido de difenilo y 26.5% difenil. Por lo tanto no existe consumo de Dowtherm por ton. de producto, solamente costo unitario/ton.prod. igual S/2,340 que es la perdida durante la operación. (ref.30).

Para la 2da.etapa del proceso se hace uso de :

- Catalizador acetato de manganeso : La cantidad de este catalizador que entra al reactor de oxidación es 3.94 kg/ton.prod., el cual es reciclado, pero se ha estimado que un 5% de este catalizador debe reponerse por perdida en la recuperación, por lo tanto el consumo de catalizador/ton.prod. es igual 0.20.

1 kg. acetato de manganeso cuesta S/460.

Por lo tanto : S/92./ton.prod.

3.Servicios : Son los requerimientos de :

- Agua de enfriamiento :

USO	CONSUMO (kg/hr)
Intercambiadores	16,055.61
Condensadores	50,436.22
Serpentines	24,335.04
Compresor	2,796.21
Total	93,623.08

93,623.08 kg/hr = 94 m<sup>3</sup>/hr.

costo : S/3.70/m<sup>3</sup> ( a agosto 1980, Soc.Par.)

consumo : m<sup>3</sup>/ton.prod. = 270.8

Por lo tanto : S/1001.96/ton.prod

## - Agua de proceso :

USO	CONSUMO (kg/hr)
Columna extractiva	118.500
Absorvedor	2,137.305
Total	2,255.805

2,255.805 kg/hr. = 2.5 m<sup>3</sup>/hr.

costo : S/3.50/m<sup>3</sup> (Soc.Param.Ltda, agosto 1980)

consumo : m<sup>3</sup>/ton.prod. = 6.70

entonces : S/23.45/ton.prod.

## - Solución alcohólica (50%) :

USO	CONSUMO (kg/hr.)
Condensador	1,518.76
Intercambiadores	1,524.48
Serpentines	37.57
Total	3,080.81

3,080.81kg/hr. = 3.45 m<sup>3</sup>/hr.

costo : S/35./m<sup>3</sup> (a agosto 1980, Soc.Par.Lta)

consumo : m<sup>3</sup>/ton.prod. = 9.94

entonces : S/347.90/ton.prod.

## - Vapor (100 psig) :

USO	CONSUMO (kg/hr)
Evaporador	185.50
Vaporizador	220.58
Reboilers	1,526.72
Intercambiadores	549.28
Total	2,482.08

costo : S/2,058./ton.prod. (Soc.Param.Ltda, 8/80)

consumo : ton./ton.prod. = 7.2

entonces : S/14,817.60/ton.prod.

- Electricidad : Comprende la energía necesaria consumida por los motores de los equipos e iluminación. (ver anexo).

Se encontró que :

S/2,122.97/ton.prod.

Combustible : Consumido por el caldero del Dowtherm, se hará uso de Petroleo Diesel N°2 (ver anexo). Se encontró :

consumo : 20.45 gal/ton.prod.

Por lo tanto : S/3,272./ton.prod.

5.Subproductos : Como subproducto del proceso de producción se obtienen : Acetato de etilo (90.4%) e Hidrogeno (86.6%).

costo de Acetato de etilo : S/200/kg.

costo de Hidrogeno como combustible : S/47.27/kg.

Costo de manufactura fijo : Esta constituido por aquellos costos que no varian con la producción :

1.Labor : Esta comprendido por :

- Personal de operación : Son los obreros que operan en la planta. 4 hombres/turno.

Personal de proceso : Son las personas que controlan y dirigen el proceso de producción, como los ingenieros y el supervisor. 1 ingeniero/tur. y 2 supervisores.

Personal de mantenimiento : Constituido por 1 mecánico y 2 ayudantes.

(ver anexo)

2.Mantenimiento : Se ha estimado en un 3.5% del capital fijo invertido en el area de fabricación que corresponde a 7'807,175/año. (ver anexo).

3.Depreciación : Comprende la depreciación del equipo (10%), la depreciación del edificio de manufactura (5%) y la depreciación del catalizador(33.3%) El método de depreciación es el de linea recta.

(ver anexo). La suma asiende a 19'349,273.20/año

4.Seguro e impuestos : 2% capital fijo invertido en el área de fabricación. El valor calculado es S/4'454,012.40/año.

## COSTO DE MANUFACTURA

COSTO MANUFACTURA VARIABLE	UNID	COSTO UNID (S//UNID.)	CONSUMO UNID. (UNID/t.prod)	COSTO UNID (S./t.pro)	COSTO ANUAL S/.
1. MATERIA PRIMA					
Etanol (92.4%)	lt.	135.00	1145.66	154,664.00	386'660,000.
2. CATALIZADORES Y QUIMICOS					
Cat. Cu-Cr			N.U	135.00	337,500.
Dowtherm A			N.U	2,340.00	5'850,000.
Cat. acet.Mn	kg	460.00	0.20	92.00	230,000.
3. SERVICIOS :					
Agua enfriamiento	m <sup>3</sup>	3.70	270.80	1,001.96	2'504,900.
Agua proceso.	m <sup>3</sup>	3.50	6.70	23.45	58,625.
Vapor	t	2,058.00	7.20	14,817.60	37'044,000
Soluc. alcon.	m <sup>3</sup>	35.00	9.94	347.90	869,750.
Electricidad	kw-hr	8.03	264.38	2,122.97	5'307,425.
Combustible.	gal.	160.00	20.45	3,272.00	8'180,000.
4. OTROS					
5. SUBPRODUCTOS :					
Acetato etilo	t	200,000.00	0.086	17,200.00	43'000,000.
Hidrogeno	t	47,270.00	0.040	1,909.70	4'774,250.
COSTO VARIABLE TOTAL				159,706.58	399'267,950
COSTO MANUFACTURA FIJO		BASE EVALUACION :			
1. LABOR		Operación, mantenimiento y proces.		3,859.20	9'648,000.
2. MANTENIMIENTO		3.5% capital fijo inv. en área fabr,		3,122.87	7'807,175.
3. DEPRECIACION		10% equipo total + 5% edific.manuf. + 33.33% cat. Cu-Cr		7,739.71	19'349,273.
4. SEGUROS E IMPUESTO		2% capital fijo en area fabric.		1,781.60	4'454,013.
5. GASTOS GENERAL PLANT		Gastos indirectos		3,413.00	8'532,500.
COSTO FIJO TOTAL				19,916.38	49'790,950.
COSTO MANUFACTURA TOTAL				179,622.96	449'058,900.

5. Gastos generales de planta : Comprende los gastos de laboratorio, vacaciones, gratificaciones y horas extras de trabajo de los trabajadores, gastos de limpieza y otros materiales indirectos. El valor calculado es S/8'532,500/año. (ver anexo).

#### IX - 3.2 GASTOS GENERALES

Comprende los gastos administrativos, gastos de venta y gastos financieros :

Gastos administrativos : Esta compuesto por el personal administrativo, gastos de útiles de oficina, es decir todos aquellos gastos incurridos en dirigir y controlar la política administrativa de la empresa. Es un poco difícil para nosotros determinar este rubro por lo cual solamente se tomará un % costo de manufactura, dato del libro Cost estimation in Engineering Chemical por Aries. El 2.5% costo de manufactura el cual es S/11'226,472.

Gastos de ventas : Son aquellos gastos incurridos para obtener y asegurar ordenes de pedido desde el momento que esta listo en almacen hasta que se efectue la entrega al cliente. Se ha estimado como un 4% costo de manufactura, cual es S/17'962,356.

Gastos financieros : Son los intereses de la deuda y gastos de obligación del plazo. (Ver cap. VIII - 3 Cálculos del financiamiento) .

#### IX - 4 DETERMINACION DEL PUNTO DE EQUILIBRIO

El punto de equilibrio es aquel punto en que es alcanzado el equilibrio , que no presenta ni perdidas, ni ganancias ya que los ingresos acumulativos totales en este punto son suficientes para compensar los costos variables y fijos totales incurridos. Al rebasar las operaciones en este punto, los beneficios comienzan a aparecer, mientras que a volúmenes inferiores se incurre en perdidas.



El punto de equilibrio se puede determinar de la siguiente manera :

$$\text{Punto de equilibrio} = \frac{C.F.T}{P_v - C.V.U}$$

C.F.T : costo fijo total

C.V.U : costo variable/Ton.prod.

$P_v$  : precio de venta/Ton.prod.

El siguiente cuadro muestra los cálculos del punto de equilibrio :

RUBROS	AÑO 1	AÑO 2
Costos Fijos :		
-Costo de manufac.fijo	49'790,950.60	49'790,950.60
-Gastos administrativo	11'226,472.00	11'226,472.00
-Gastos ventas	17'962,356.00	17'962,356.00
-Gastos financieros	189'072,839.80	179'070,357.40
Costo fijo total	268'052,618.40	258'050,136.00
Costo variable :	331'710,000.00	338'577,000.00
-Costo manufac.var.		
Costo variable total	331'710,000.00	338'577,000.00
Ventas	785'106,000.00	801'360,000.00
Punto de equilibrio	49%	47.5%

Se concluye que produciendo más del 50% se obtienen beneficios.

-----

CAPITULO X

ESTADOS FINANCIEROS

## CAPITULO X - ESTADOS FINANCIEROS

En este capítulo se va desarrollar el estado financiero básico de ganancia y perdidas, el cual determina la situación financiera y económica de la empresa y el estado financiero auxiliar, el presupuesto de caja.

### X - 1 ESTADO DE GANANCIAS Y PERDIDAS

Conocido también como estado de rendimiento, nos muestra el total de gastos e ingresos y la diferencia entre ambos durante el periodo contable es la utilidad o pérdida del ejercicio, nos permite por ello apreciar la utilidad real que el proyecto produce.

El cuadro de ganancias y perdidas presenta un resumen de su obtención. Esta compuesto por la utilidad bruta, que es la diferencia entre las ventas y costo de fabricación, a esta utilidad bruta se les resta los gastos de operación. y se obtiene la utilidad de operación, se le resta a esta utilidad la participación y deducción (participación del trabajador 10% utilidad de operación, comunidad laboral 15% e ITINTEG 2% utilidad de operación), obteniéndose la utilidad antes de impuesto, al cual se le aplica el impuesto a la renta (según D.L 22 400 del 21-12-78, el impuesto a la renta para personas jurídicas cuyo monto de S/50'000,000 - 500'000,000 es una tasa 40%) obteniéndose la utilidad neta.

El cuadro de ganancias y perdidas, se ha calculado para 6 años, tomando como base los costos actuales a agosto de 1980. No se ha incluido variaciones de costos en los rubros de los años futuros, ni se ha tomado en cuenta la inflación, entonces este estado puede ser actualizado haciendo nuevos cálculos.

### X - 2 PRESUPUESTO DE CAJA

En este estado hemos analizado el movimiento de los fondos, a través de los ingresos y egresos en caja, de los rubros anteriormente calculados. Se ha calculado para 6 años, toman-

## ESTADO DE GANANCIAS Y PERDIDAS

RUBRO	AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3	AÑO 4	AÑO 5	AÑO 6
VENTAS	785'106,000.00	801'360,000.00	800'604,000.00	832'734,000.00	945'000,000.00	945'000,000.00
COSTO MANUFACTURA	373'076,000.00	380'800,000.00	380'441,000.00	395'709,000.00	449'058,900.60	449'058,900.60
UTILIDAD BRUTA	412'030,000.00	420'560,000.00	420'163,000.00	437'025,000.00	495'941,099.40	495'941,099.40
GASTOS ADMINISTRATIVOS	11'226,472.00	11'226,472.00	11'226,472.00	11'226,472.00	11'226,472.00	11'226,472.00
GASTOS VENTAS	17'962,356.00	17'962,356.00	17'962,356.00	17'962,356.00	17'962,356.00	17'962,356.00
GASTOS FINANCIEROS	189'072,839.80	179'070,357.40	242'088,716.20	207'989,356.05	145'311,474.40	121'214,596.70
UTILIDAD OPERACION ANTES DE DEDUCCIONES	193'768,332.20	212'300,814.60	148'885,455.80	199'846,815.95	321'440,797.00	345'537,674.70
PARTICIPACION Y DEDUCCION:						
-PARTICIPACION DEL TRA- BAJADOR.	19'376,833.00	21'230,081.50	14'888,545.60	19'984,681.60	32'144,079.70	34'553,767.50
-COMUNIDAD LABORAL	29'065,249.00	31'845,121.00	22'332,817.00	29'977,021.00	48'216,120.00	51'830,650.00
-ITINTEC	3'875,366.60	4'246,016.20	2'977,709.00	3'996,936.20	6'428,816.00	6'910,753.40
UTILIDAD ANTES DE IMPUES- TO.-	141'450,883.60	154'979,595.90	108'686,384.20	145'888,177.15	234'651,781.30	252'242,503.80
IMPUESTO A LA RENTA	56'580,353.40	61'991,838.40	43'474,553.70	58'355,270.90	93'860,712.50	100'897,001.50
UTILIDAD NETA:	84'870,530.20	92'987,757.50	65'211,830.50	87'532,906.25	140'791,068.80	151'345,502.30

FLUJO DE CAJA

RUBROS	AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3	AÑO 4	AÑO 5	AÑO 6
<b>I- INGRESOS</b>						
a) Ventas	785'106,000.00	801'360,000.00	800'604,000.00	832'734,000.00	945'000,000.00	945'000,000.00
b) Préstamos:						
-Capital Fijo	-	-	-	-	-	-
-Capital Trabajo	114'314,086.00	-	-	-	-	-
c) Depreciación	19'349,273.20	19'349,273.20	19'349,273.20	19'349,273.20	19'349,273.20	19'349,273.20
d) Caja Anterior	-	218'533,889.40	330'870,920.10	415'432,023.80	522'164,433.25	682'304,775.25
<b>II- EGRESOS</b>						
a) Costo Manufactura	373'076,000.00	380'800,000.00	380'441,000.00	395'709,000.00	449'058,900.60	449'058,900.60
b) Gasto Administrat.	11'226,472.00	11'226,472.00	11'226,472.00	11'226,472.00	11'226,472.00	11'226,472.00
c) Gastos Ventas	17'962,356.00	17'962,356.00	17'962,356.00	17'962,356.00	17'962,356.00	17'962,356.00
d) Gastos Financieros:						
- Interés	160'494,318.30	150'491,835.90	140'489,353.30	106'389,993.15	72'290,633.00	48'193,755.30
- Amortización	28'578,521.50	28'578,521.50	101'599,362.90	101'599,362.90	73'020,841.40	73'020,841.40
e) Impuestos	56'580,353.40	61'991,838.40	43'474,553.70	58'355,270.90	93'860,712.50	100'897,001.50
f) Participación y Deducción	52'317,448.60	57'321,218.70	40'199,071.60	53'958,638.80	86'789,015.70	93'295,170.90
g) Otros				149,770.00		
<b>SALDO DE CAJA</b>	218'533,889.40	330'870,920.10	415'432,023.80	522'164,433.25	682'304,775.25	852'999,550.75

do como base los costos actuales, (Agosto 1980) . No se ha incluido variaciones de costos en los rubros de los años futuros , ni se ha tomado en cuenta la inflación , entonces, este estado puede ser actualizado haciendo nuevos cálculos.

#### X - 2 PRESUPUESTO DE CAJA

En este estado hemos analizado el movimiento de los fondos, a través de los ingresos y egresos en caja de los rubros anteriormente calculados. Se ha calculado para 6 años, tomando como base los costos actuales, no se presenta variación en los años futuros, ni tomado en cuenta la inflación, estos cálculos pueden ser nuevamente actualizados. El presupuesto se presenta en el cuadro de flujo de caja.

## CAPITULO XI

### TASA INTERNA DE RETORNO

## CAPITULO XI - TASA INTERNA DE RETORNO

La tasa interna de retorno o rentabilidad media de un proyecto, es aquella tasa de actualización que hace nullo el beneficio neto actualizado del mismo.

La TIR refleja el rendimiento de los fondos invertidos por la empresa.

### TASA INTERNA DE RETORNO DE LA EMPRESA

AÑO	FLUJO CAJA	FLUJOS ACTUALIZADOS	
		(262%)	(263%)
0	-98'462,538.00	-98'462,538.00	-98'462,538.00
1	218'533,889.40	60'368,457.00	60'202,153.00
2	330'870,920.10	25'248,826.00	25'109,893.00
3	415'432,023.80	8'757,348.50	8'685,188.00
4	522'164,433.25	3'040,699.00	3'007,322.00
5	682'304,775.25	1'097,576.00	1'082,538.00
6	852'999,550.75	379,050.00	372,829.00
		429,418.00	-2,615.00

El TIR es aproximadamente igual a 263%, lo cual refleja la rentabilidad.



A N E X O

## ANEXO

## COSTO DE EQUIPO E INSTALACION :

Los costos de los equipos han sido obtenidos del libro "Cost estimation in Engineering Chemical por Aries Newton. (1954) y han sido actualizados por el indice M & S que aparece en - la revista Chemical Engineering (1980).

$$\text{INDEX}(1) = 184.6 \quad (1954)$$

$$\text{INDEX}(2) = 725.7 \quad (1981)$$

$$(\text{COSTO EQUIPO})_2 \cong (\text{COSTO EQUIPO})_1 \times \frac{\text{INDEX}(2)}{\text{INDEX}(1)}$$

Con respecto a la instalación :

Intercambiadores	10 %costo equipo compra.
Evaporador	20
Columnas	30
Condensadores	10
Reboilers	10
Reactor I	15
Reactor II	25

## COSTO DE TUBERIA DEL PROCESO :

Se ha estimado en base a datos publicados en la revista Chemical Engineering. Para plantas de fluido se puede estimar e en el rango de 30 a 60 % costo equipo instalado.

Para un 40% costo equipo instalado = S/84'873,148.

## COSTO DE INSTRUMENTACION :

Se ha estimado de la misma revista anterior.

Para un 10% costo equipo instalado = 21'218,287'

## COSTO SERVICIOS AUXILIARES :

Se ha estimado de la misma revista. Para menor adición a las existentes 0 a 5 % costo equipo instalado.

Para un 2% costo equipo instalado.

## - PUESTA EN MARCHA :

Comprende los siguientes costos, para un mes de prueba y en  
entrenamiento, (a agosto 1980) :

## 1. Costo materia prima e insumos :

Etanol	S/21'481,110.
Cat. y Quim.	356,527.
Servicios	2'998,039.
	<hr/>
	24'835,676

## 2. Costo de mano de obra directa :

Personal de operación :  $8 \times 22,000 = S/176,000$

Personal de proceso :  $2 \times 90,000 + 2 \times 80,000$   
 $= S/516,000$

Laboratorio : S/90,000

Total = S/25'441,676.

## - ELECTRICIDAD :

Bombas :	7 H.P
Caldero :	26 H.P
Compresor :	23 H.P
Iluminación :	40 H.P
Total	96 H.P = 71.6 Kw

Con margen de seguridad 95 Kw a contratar.

Según datos de Electroperú (Julio, 1980), se calcula del si-  
guiente modo :

- Máxima demanda : 60% potencia contratada.

Para tarifa 32 : Para potencia contratada de 50 a 999 Kw.

Suministro con alimentación a tensiones nominales entre -  
2,300 y 13,800 voltios.

Máxima demanda (mínima mensual facturable) : S/1,600/Kw-mes

Por lo tanto ;

$57\text{Kw} \times 1,600/\text{Kw-mes} = S/91,200/\text{mes},$

- Energía activa : S/7.10/Kw-hr.

$$\frac{56 \text{ H.P} \times 24 \text{ hr/día} + 40 \text{ H.P} \times 12 \text{ hr/día}}{1.34 \text{ H.P/Kw}} = 1,360 \frac{\text{Kw-hr}}{\text{día}}$$

- S/9,656./día es decir S/241,400./mes
- Energía reactiva : S/4.20/Kw-hr.
- energía reactiva = 0.62 x energía activa  
= 843.2 Kw-hr/día
- S/3,541.44/día es decir S/88,536/mes
- Sumando se tiene : S/421,136/mes
- impuesto (5%) : S/21,056.80
- Total : S/442,193.
- entonces : S/2,122.97/ton.prod.

COMBUSTIBLE :

El combustible usado en el caldero es Petroleo Diesel Nº2 con las siguientes características :

Poder calorifico , Btu/lbm : 19,670

Gravedad especific.,API, a 60°F : 35

Peso, lbm/gal. : 7.07

Viscosidad (100°F) : 45

Pto. ebullicion, °F : 720

Pto. inflamación;°F : 160

Pto. congelación,°F : - 135

Precio : S/160/gal.

Cálculo de la cantidad de combustible :

$$\frac{\text{calor suministrado}}{\text{poder calorifico del combustible}} = \frac{784,350 \text{ Btu/hr}}{19,670 \text{ Btu/lbm}}$$

$$= 39.88 \text{ lbm/hr.}$$

considerando un rendimiento de 80%

cantidad de combustible:50 lbm/nr.

$$\text{volumen a considerar} = \frac{50 \text{ lbm/hr}}{7.07 \text{ lbm/gal}} = 7.1 \text{ gal/hr.}$$

consumo : 20.45 gal/ton.prod.

entonces , S/3,272./ton.prod.

- LABOR :

- Personal de operación : Se ha calculado del grafico Cost in Engeneering CHEmical por Aries .

Para Nº etapas de proceso = 10 y condiciones promedio :

$$M = 15.2 P^{0.25} = 26 \frac{\text{hr-hombre}}{\text{dia x etapas del proceso}}$$

P : etapas del proceso

Nºhombres x hr/dia  $\approx$  260

Nº hombres = 11

Turno : 3

Nº hombres /turno = 4

Sueldo mensual/hombre = 22,000

Total : S/3'168,000./año

- Personal de proceso :

Supervisor : 2 , sueldo mensual/superv. : S/90,000.

Ingeniero : 1/turno , sueldo mensual/ing. : S/80,000

Total : S/5'040,000/año

- Personal de mantenimiento ;

Ayudantes : 2 , sueldo mensual/ayudant.: S/30,000

Mecanico : 1 , sueldo mensual : S/60,000

Total : S/1'440,000

DEPRECIACION :

Equipo : 10 % S/17'177,521.10

Edificio de manufac. : S/2'121,828.70 (5%)

Catalizador ; 33.33 % S/49,923.40

Total : S/19'349,273.20

- GASTOS GENERALES DE PLANTA :

- Laboratorio ;

Quimico : 1 , sueldo mensual : S/65,000

Ayudante ; 1 , sueldo mensual : S/22,000

Total : S/3'132,000

- Vacaciones : 1 mes , S/1'065,000

- Gratificación : (1/2 sueldo) , S/532,500

- Horas extras : S/804,000

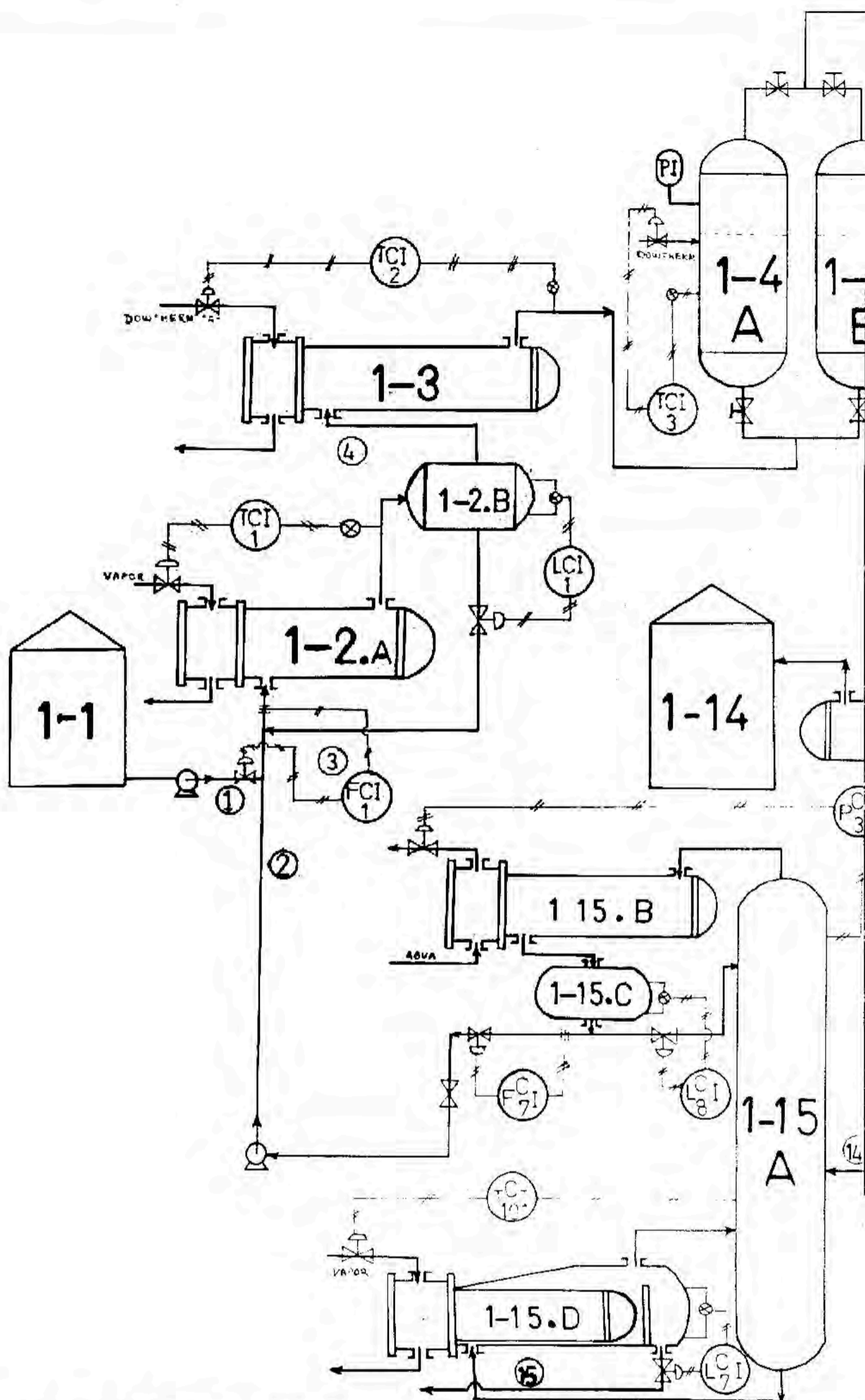
- Limpieza :

Hombres : 2 , sueldo mensual/hombre : S/22,000

Total : S/6'127,500 (incluye vac. y gratif.)

- Utiles de asco y otros mater.: 28% Total

Total : S/8'532,500.

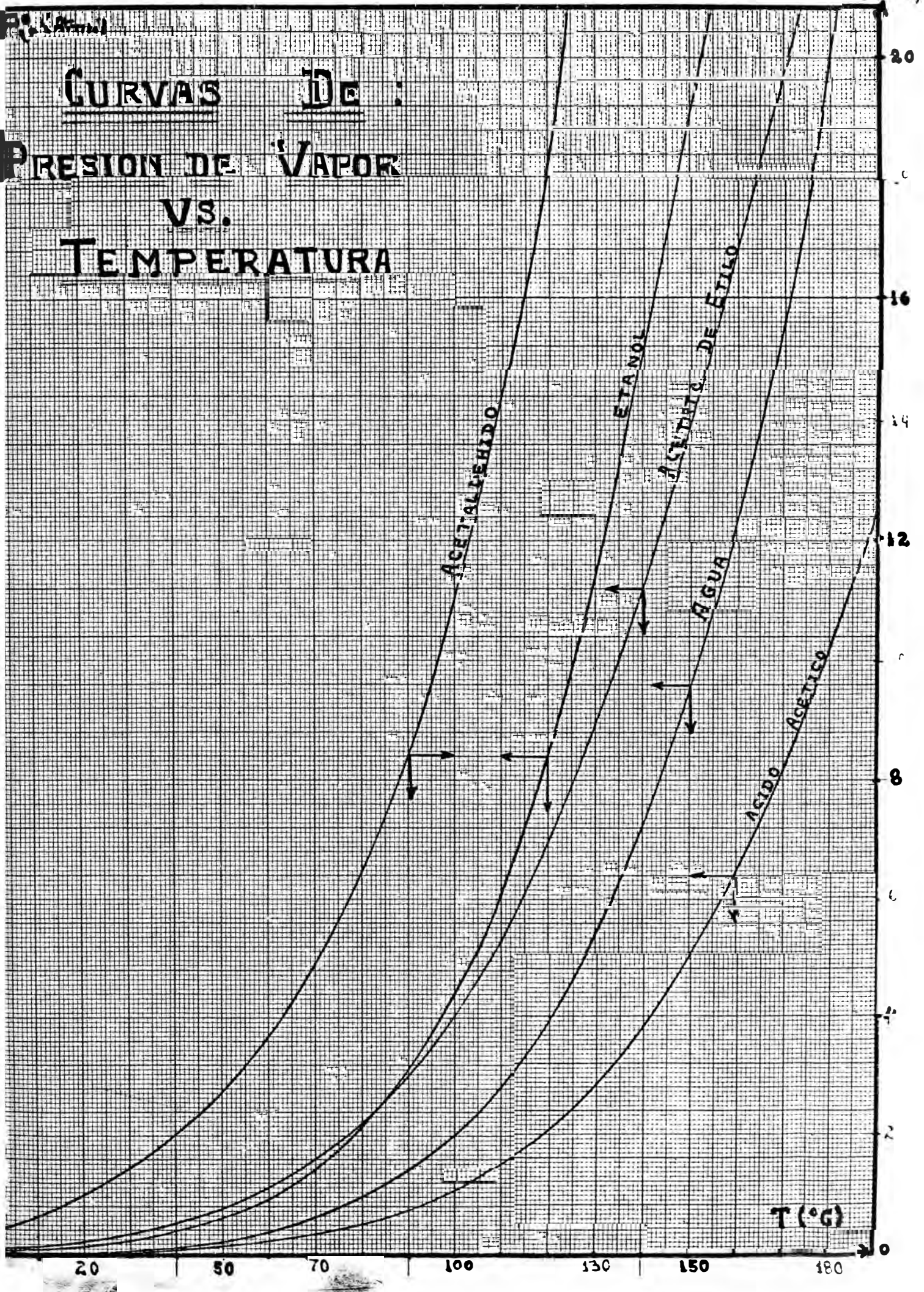


PUNTO COMPON.	1	2	3	4	5	6	7	8
CH <sub>3</sub> COOH	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CH <sub>3</sub> COH	0.00	0.00	0.00	0.00	544.90	531.01	13.23	4.1434
CH <sub>3</sub> CH <sub>2</sub> OH	644.9	92.14	184.26	737.03	106.26	106.17	0.092	0.00
CH <sub>3</sub> COOC <sub>2</sub> H <sub>5</sub>	0.00	0.60	0.15	0.60	62.39	62.30	0.088	0.00
AGUA	56.1	7.42	15.87	63.49	61.04	61.022	0.018	0.00
INERTES	0.00	0.00	0.00	0.00	26.74	0.00	26.74	26.74
LUJO TOTAL	701	100.16	200.3	801.12	801.4	760.50	40.40	31.075
TEMPERATUR.	25	78.6	79	79	33.0	5	5	5
PRESION	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00

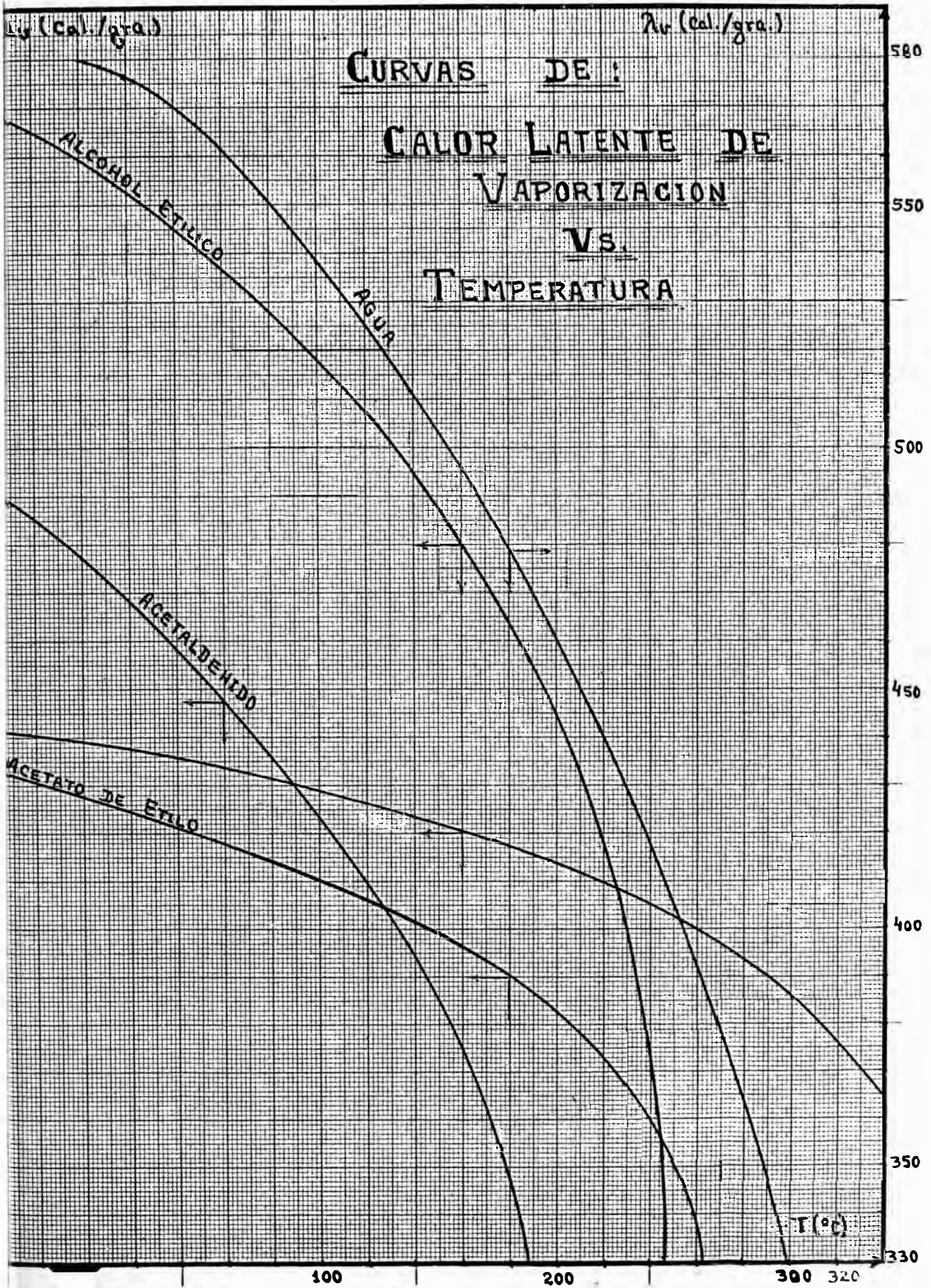
NOTA: flujos en lbma/hr. — temperatura en °C

P<sup>v</sup> (atm.)

CURVAS DE :  
PRESION DE VAPOR  
VS.  
TEMPERATURA



T (°C)



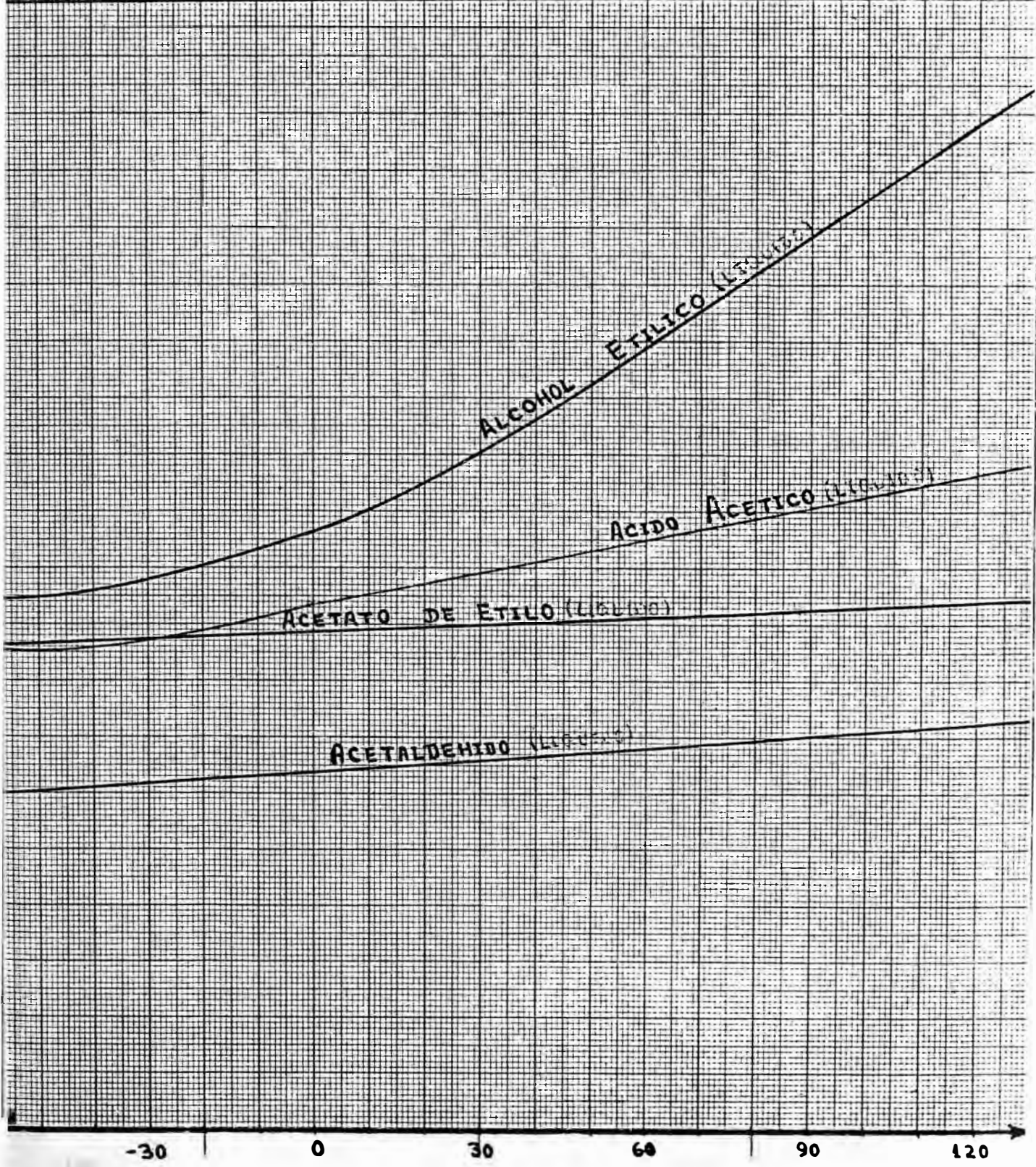


c (BTU/lb<sup>m</sup> x °F)

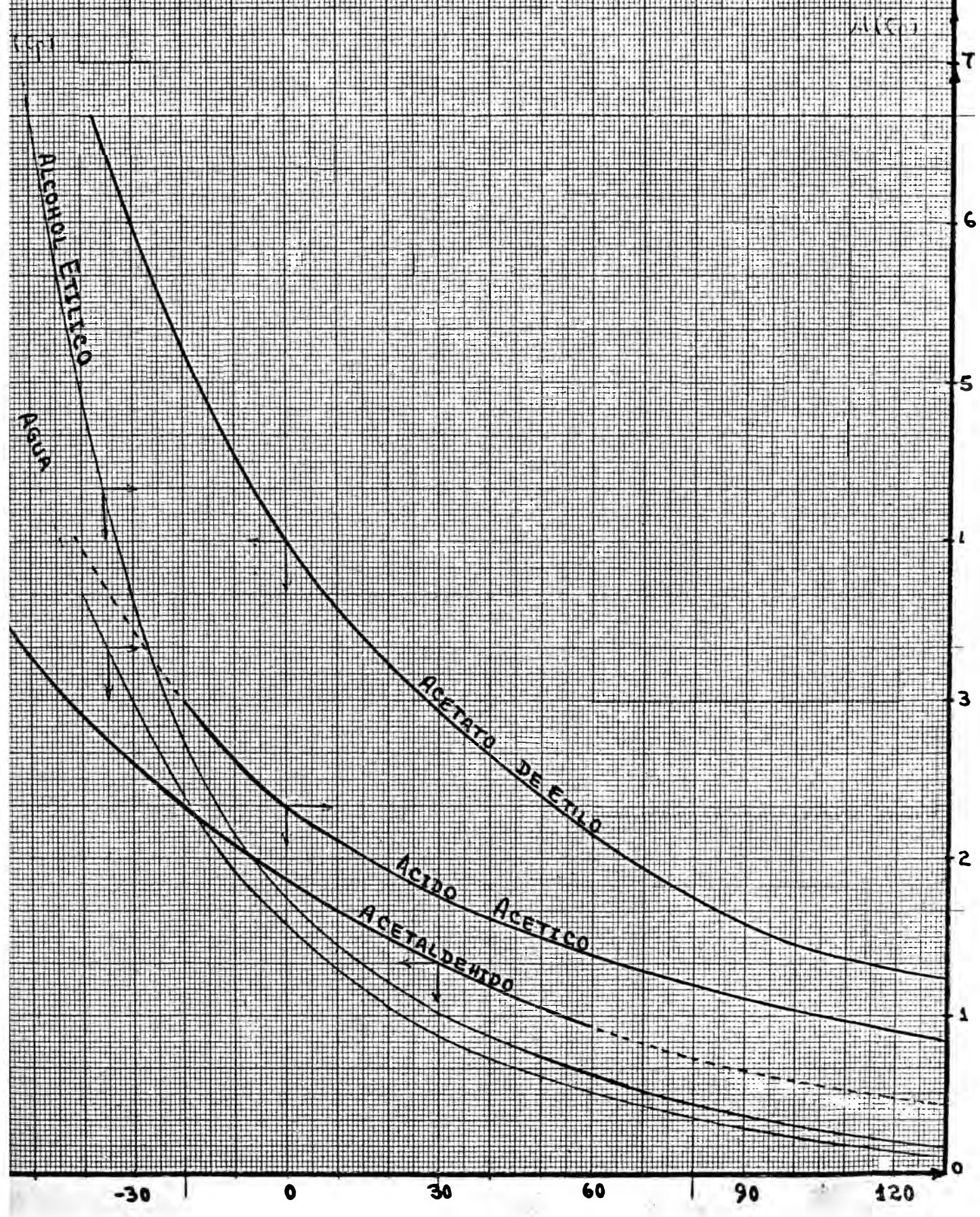
# CURVAS DE :

## CAPACIDAD CALORIFICA Vs. TEMPERATURA

AGUA (LÍQUIDA)



# CURVAS DE : VISCOGIDAD Vs. TEMPERATURA



CURVAS DE:

CONDUCTIVIDAD TERMICA  
(GASES Y VAPORES)

vs.

TEMPERATURA

BTU  
hr.ft.<sup>2</sup>.°F

K  
hr.ft.<sup>2</sup>.°F

ACETATO DE ETILO

HIPOGENIO

HIPOGENIO

OXIGENO

ETANOLO

ACETALDEHIDO

AGUA

T(°C)

100

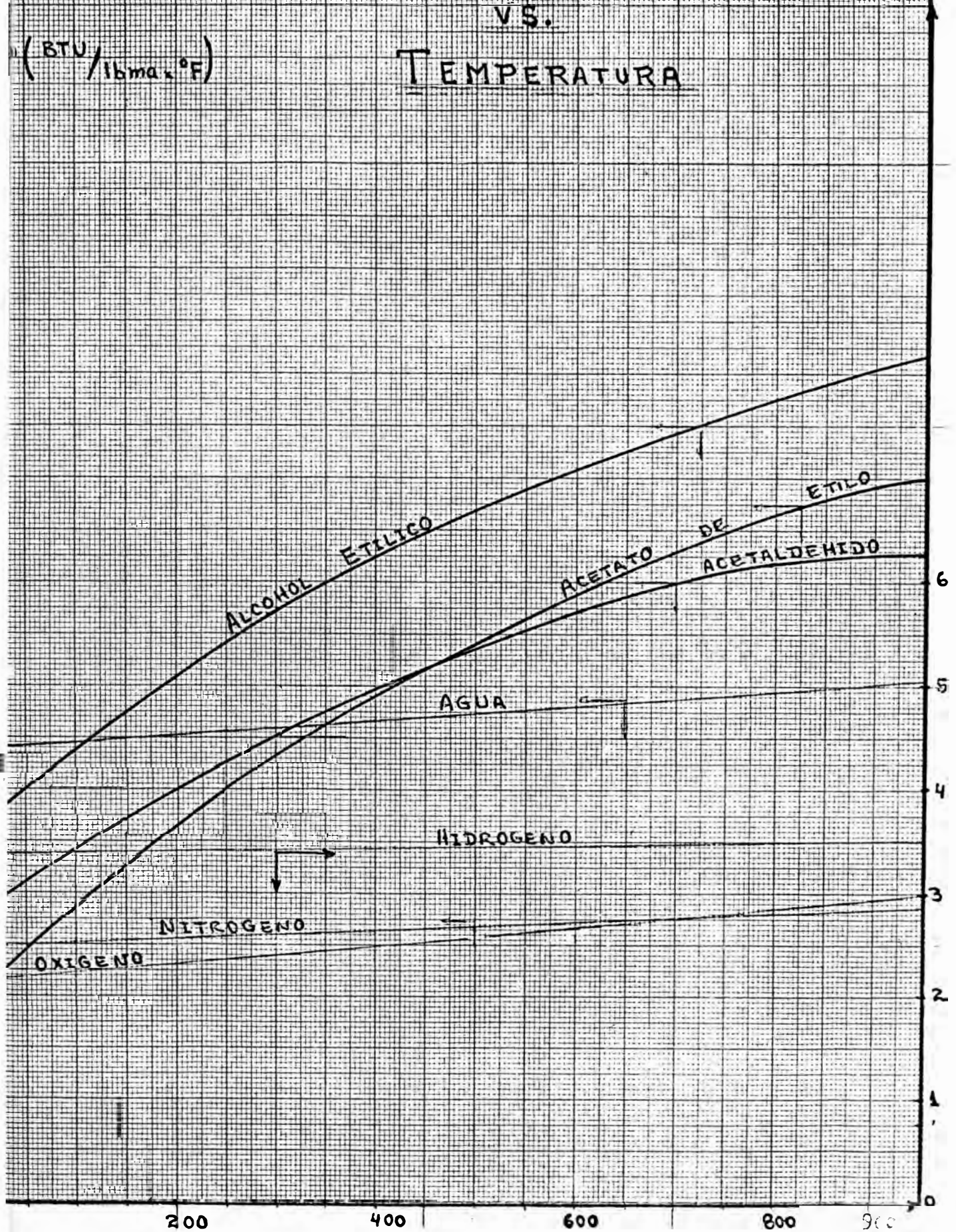
200

300

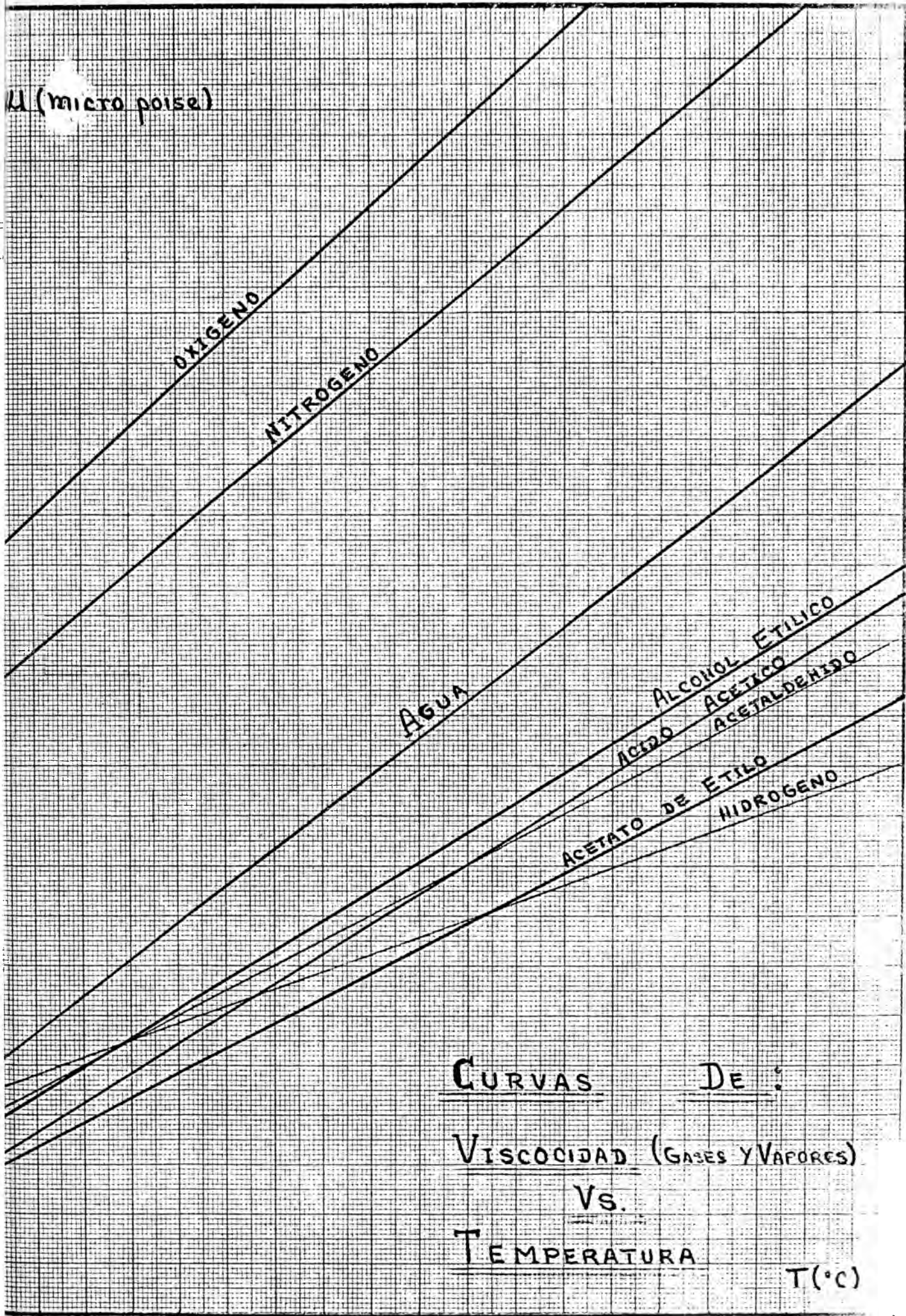
350

CURVAS DE:  
CAPACIDAD CALORIFICA (VAPORES Y GASES)  
 VS.  
TEMPERATURA

(BTU/lbmas °F)



$\mu$  (micro poise)



100

200

300

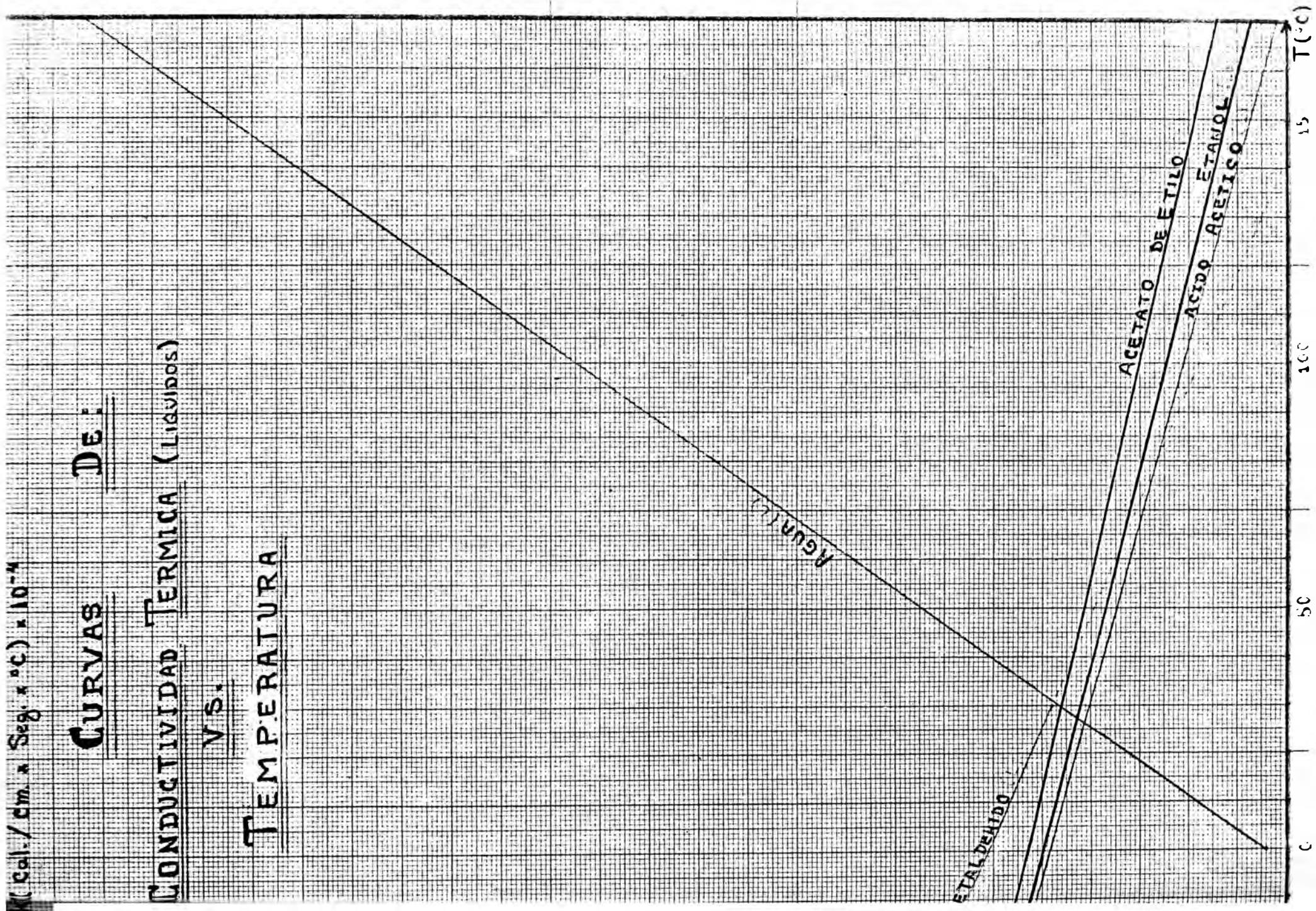
$K$  (Cal./cm. x Seg. x °C) x  $10^{-4}$

# CURVAS DE:

CONDUCTIVIDAD TERMICA (LÍQUIDOS)

VS.

TEMPERATURA



ETANOL

AGUA (L.)

ACETATO DE ETILO

ACIDO ACETICO

ETANOL

T (°C)

0

50

100

150

**TABLA 8. VALORES APROXIMADOS DE LOS COEFICIENTES TOTALES PARA DISEÑO. LOS VALORES INCLUYEN UN FACTOR DE OBSTRUCCION TOTAL DE 0.003 Y CAIDA DE PRESION PERMISIBLE DE 5 A 10 LB/PLG<sup>2</sup> EN LA CORRIENTE QUE CONTROLE**

**Enfriadores**

Fluido caliente	Fluido frío	$U_D$ total
Agua	Agua	250-500 <sup>4</sup>
Metanol	Agua	250-500 <sup>4</sup>
Amoniaco	Agua	250-500 <sup>4</sup>
Soluciones acuosas	Agua	250-500 <sup>4</sup>
Sustancias orgánicas ligeras <sup>1</sup>	Agua	75-150
Sustancias orgánicas medias <sup>2</sup>	Agua	50-125
Sustancias orgánicas pesadas <sup>3</sup>	Agua	5-75
Gases	Agua	2-50
Agua	Salmuera	100-200
Sustancias orgánicas ligeras	Salmuera	40-100

**Calentadores**

Fluido caliente	Fluido frío	$U_D$ total
Vapor de agua	Agua	200-700 <sup>4</sup>
Vapor de agua	Metanol	200-700 <sup>4</sup>
Vapor de agua	Amoniaco	200-700 <sup>4</sup>
Vapor de agua	Soluciones acuosas:	
Vapor de agua	menos de 2.0 cp	200-700
Vapor de agua	Más de 2.0 cp	100-500 <sup>4</sup>
Vapor de agua	Sustancias orgánicas ligeras	50-100
Vapor de agua	Sustancias orgánicas medias	100-200
Vapor de agua	Sustancias orgánicas pesadas	6-60
Vapor de agua	Gases	5-50 <sup>4</sup>

**Intercambiadores**

Fluido caliente	Fluido frío	$U_D$ total
Agua	Agua	250-500 <sup>4</sup>
Soluciones acuosas	Soluciones acuosas	250-500 <sup>4</sup>
Sustancias orgánicas ligeras	Sustancias orgánicas ligeras	40-75
Sustancias orgánicas medias	Sustancias orgánicas medias	20-60
Sustancias orgánicas pesadas	Sustancias orgánicas pesadas	10-40
Sustancias orgánicas pesadas	Sustancias orgánicas ligeras	30-60
Sustancias orgánicas ligeras	Sustancias orgánicas pesadas	10-40

<sup>1</sup> Las sustancias orgánicas ligeras son fluidos con viscosidades menores de 0.5 centipoises e incluyen benceno, tolueno, acetona, etanol, metil-etil-cetona, gasolina, kerosén y nafta.

<sup>2</sup> Las sustancias orgánicas medias tienen viscosidades de 0.5 a 1.0 centipoises e incluyen kerosén, strawoil, gasoil caliente, aceite de absorbedor caliente y algunos crudos.

<sup>3</sup> Sustancias orgánicas pesadas tienen viscosidades mayores de 1.0 centipoises e incluyen gasoil frío, aceites lubricantes, petróleo combustible, petróleo crudo reducido, breas y asfaltos.

<sup>4</sup> Factor de obstrucción 0.001.

<sup>5</sup> Caída de presión de 20 a 30 lb/plg<sup>2</sup>.

<sup>6</sup> Estas tasas están influenciadas grandemente por la presión de operación.

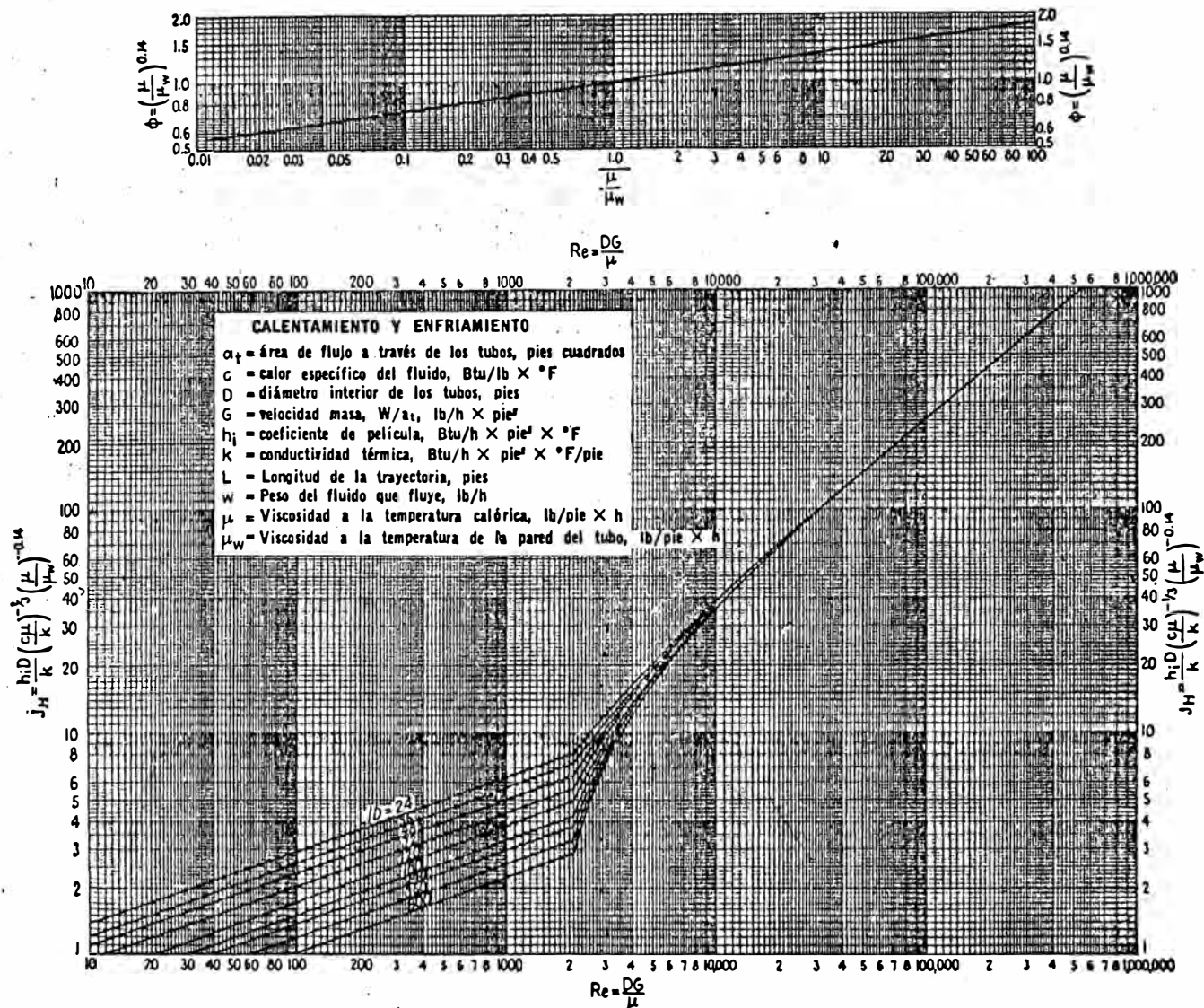


FIG. 24. Curva de transferencia de calor lado de tubos. (Adaptada de Sieder y Tate)



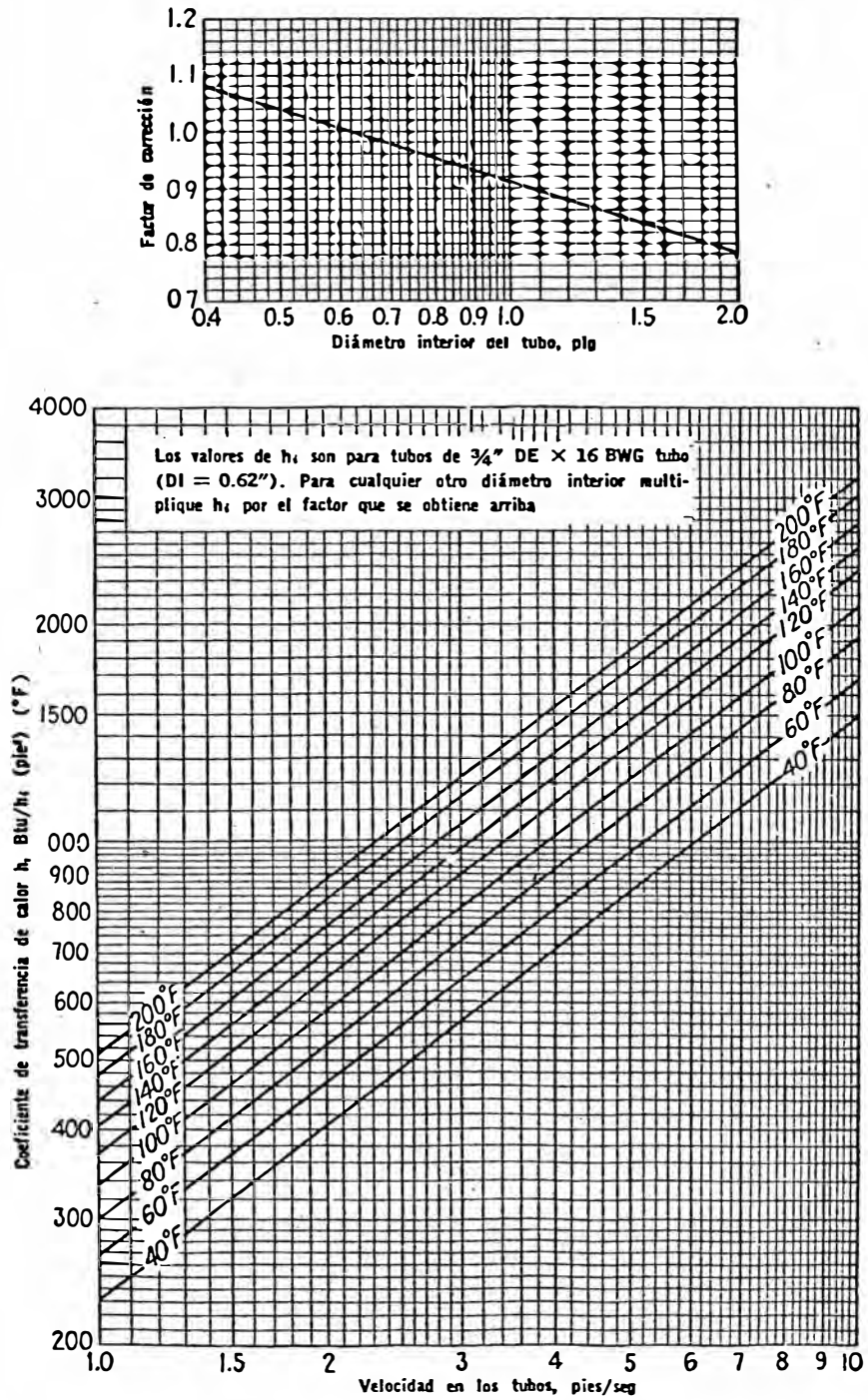


FIG. 25. Curva de transferencia de calor, agua en los tubos. [Adaptada de Eagle y Ferguson, Proc Roy., Soc. A127, 540 (1930)]

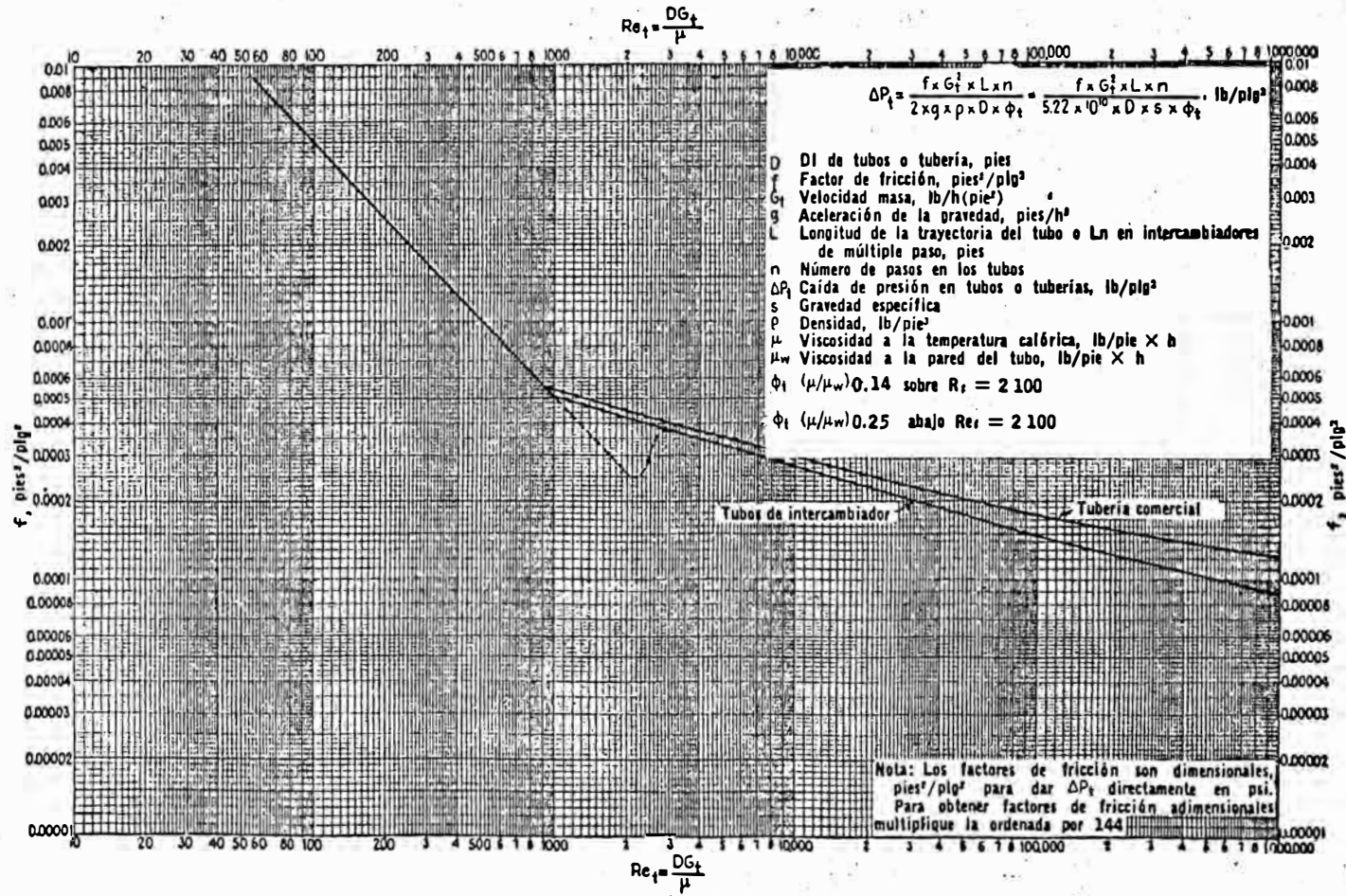


FIG. 26. Factores de fricción, para lado de tubo. (Standards Exchanger Manufacturers Association, 2a. ed., New York, 1949)

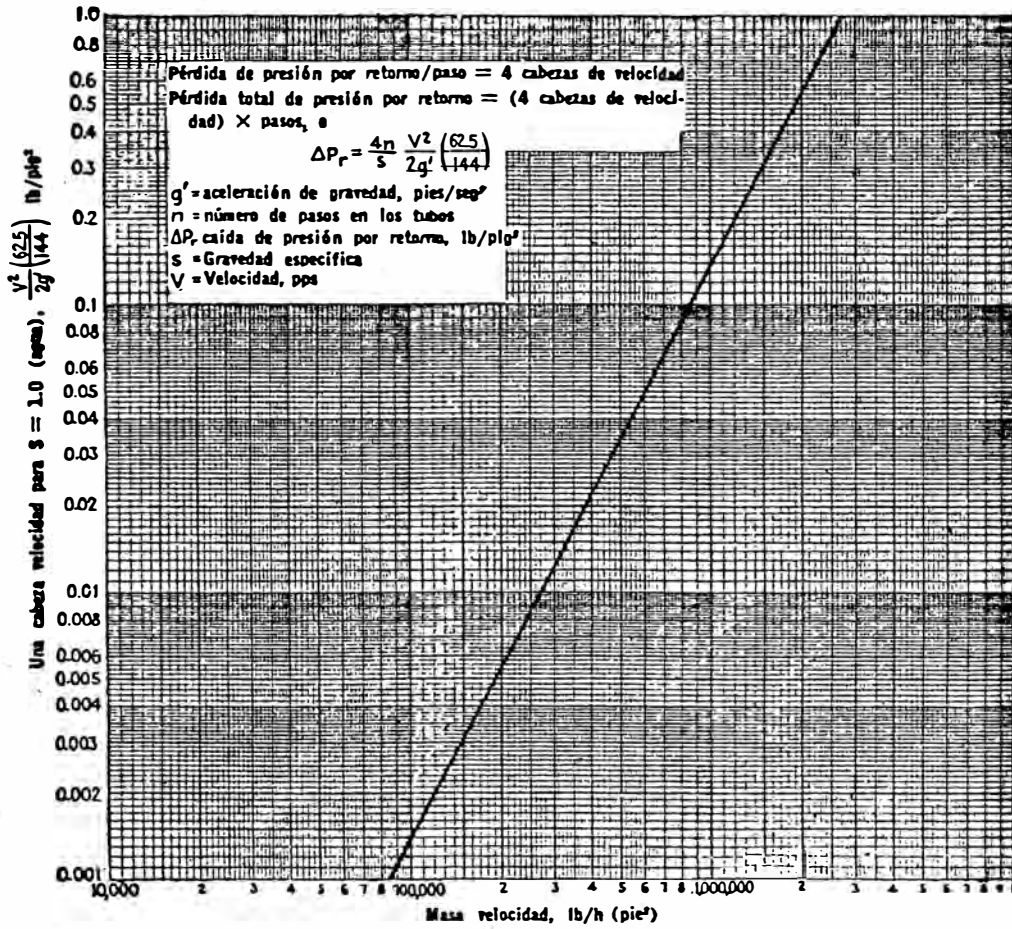


FIG. 27. Pérdida de presión por retorno, lado de tubos

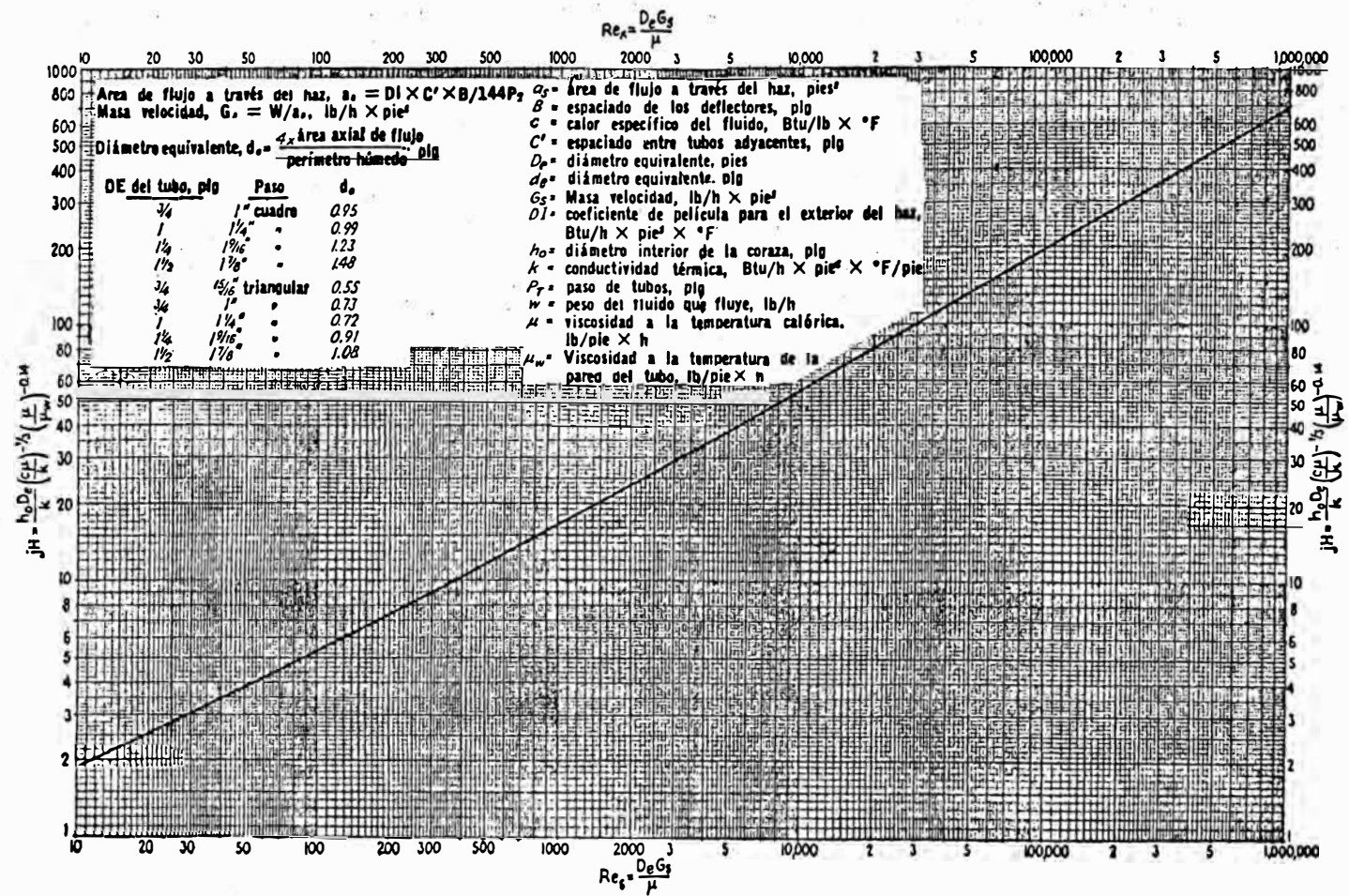


FIG. 28. Curva de transferencia de calor para lado de la coraza con haz de tubos con deflectores segmentados 25%

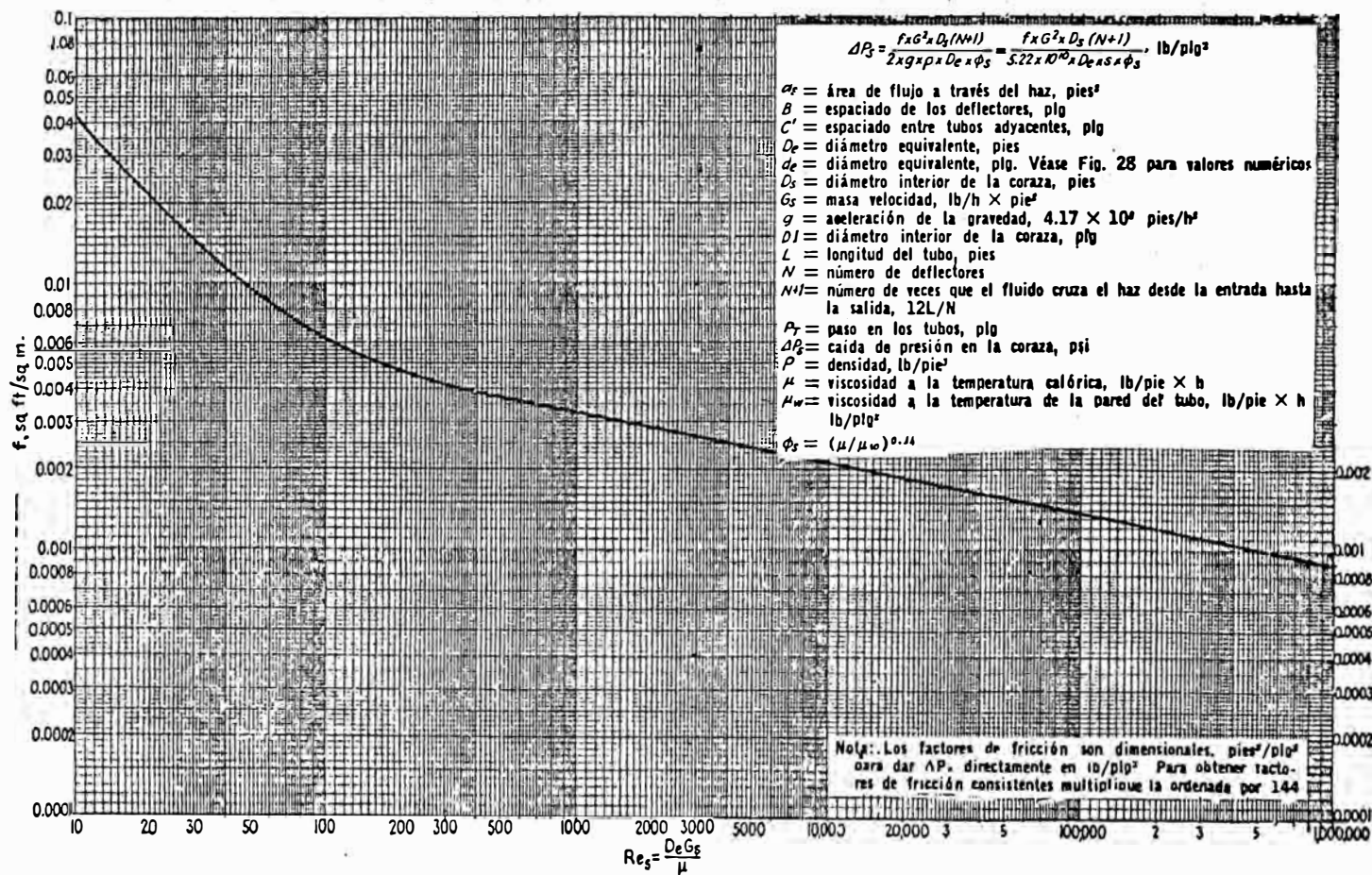


FIG. 29. Factores de fricción lado de la coraza, para haces de tubos con deflectores segmentados 25%