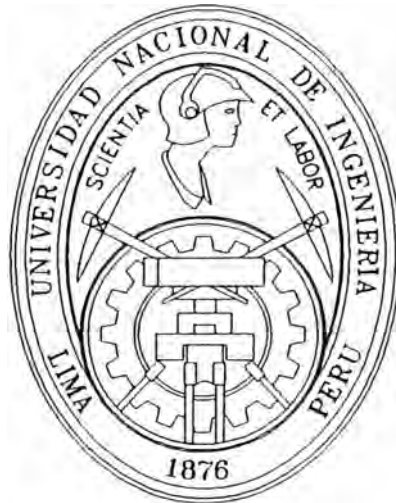


**UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA  
FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA Y MANUFACTURERA**



**EVALUACION TECNICO ECONOMICA DE UNA  
PLANTA DE METIL ISOBUTIL  
CETONA A PARTIR DE LA ACETONA**

**TESIS**

**PARA OBTENER EL TITULO PROFESIONAL DE**

**INGENIERO QUIMICO**

**PRESENTADO POR:**

**LUIS AZAÑA BOCANEGRA  
LUIS ALBERTO TORRES CHAVEZ**

**LIMA-PERU  
1997**

A la memoria de mi Padre Eloy;  
a mi Madre Paula y a mi Tía  
Josefa por su cariño, comprensión  
y apoyo; y a mi Señora María por  
alentarme en todo momento.

Luis Azaña B.

A mis padres, con especial  
gratitud a mi madre por su gran  
espíritu de lucha; a mis hermanos,  
sobrinos y a mi novia Herlis.

Luis Torres Ch.

## INDICE

<b>I.</b>	<b>INTRODUCCION</b>	10
<b>II.</b>	<b>RESUMEN</b>	12
<b>III.</b>	<b>METIL ISOBUTIL CETONA - MIBK</b>	15
3.1	Introducción	15
3.2	Propiedades Físicas	15
3.3	Análisis	15
3.3.1	Análisis Cualitativo	15
3.3.2	Análisis Cuantitativo	16
3.4	Peligro de Fuego y Extinción	17
3.5	Peligros para la Salud y Atención de la Persona Expuesta	17
3.6	Contaminación del Agua por MIBK	19
3.7	Almacenamiento y Manipuleo	20
3.8	Reacciones Químicas	20
3.9	Usos del MIBK	21
<b>IV.</b>	<b>MATERIAS PRIMAS</b>	23
4.1	Acetona	23
4.1.1	Introducción	23
4.1.2	Propiedades Físicas	23
4.1.3	Análisis	23
4.1.4	Peligro de Fuego y Extinción	23

4.1.5	Peligros para la Salud de Personas Expuestas	24
4.1.6	Contaminación de la Acetona en Efluentes	26
4.1.7	Almacenamiento y Manipuleo	26
4.1.8	Reacciones Químicas	27
4.1.9	Métodos de Obtención de Acetona	28
4.1.10	Usos de la Acetona	29
4.2	Hidrógeno	31
4.2.1	Introducción	31
4.2.2	Propiedades Físicas y Químicas	32
4.2.3	Análisis	32
4.2.4	Almacenamiento y Transporte	34
4.2.5	Reacciones Químicas	34
4.2.6	Métodos de obtención de Hidrógeno	35
4.2.7	Usos del Hidrógeno	36
<b>V.</b>	<b>ESTUDIO DE MERCADO</b>	<b>37</b>
5.1	Introducción	37
5.2	Industria Petroquímica en el Perú	40
5.2.1	Antecedentes	40
5.2.2	Perspectivas Actuales	42
5.3	Marco Legal de la Industria Petroquímica Dentro de la Comunidad Andina de Naciones (CAN) y Situación del MIBK	46
5.4	Mercado del MIBK en la CAN	48
5.5	Proyecciones de Demanda de MIBK	50



5.6	Disponibilidad de Materias Primas	56
5.7	Evaluación de Precios de MIBK y Acetona	56
5.8	Determinación de la Capacidad de Planta	60
5.9	Aspectos Legales y Análisis del Entorno de Riesgos y Oportunidades para Instalar una Planta de MIBK en el Perú	62
5.9.1	Gobierno	62
5.9.2	Económico	62
5.9.3	Social	63
5.9.4	Demográfico	63
5.9.5	Aspectos Legales	63
5.9.6	Tributario	65
5.10	Localización de la Planta	67
<b>VI.</b>	<b>INGENIERIA DEL PROYECTO</b>	<b>69</b>
6.1	Descripción de la Patente	69
6.1.1	Sumario	69
6.1.2	Pruebas de Laboratorio	69
6.1.3	Selección de la Prueba	73
6.2	Métodos de Obtención del MIBK	75
6.2.1	Proceso de Tres Etapas - Método Tradicional	75
6.2.2	Proceso de Una sola Etapa - Método Actual	76
6.3	Descripción del Proceso de Obtención del MIBK	78

6.3.1	Proceso Industrial de la Firma DEUSTCHE TEXACO	78
6.3.2	Proceso a Nivel Planta Piloto	80
6.4	Descripción del Proceso Propuesto	86
6.5	Bases de Diseño	91
6.6	Balance de Materia	92
6.6.1	Primer Bloque (Lazo Cerrado)	93
6.6.1.1	Reactores (R-1 y R-2)	94
6.6.1.2	Separadores de Líquido Gas (S-1 y S-2)	95
6.6.1.3	Columna de Destilación (D-1)	98
6.6.2	Segundo Bloque (Lazo Cerrado)	100
6.6.2.1	Separador Líquido - Líquido (S-4)	101
6.6.2.2	Columna de Destilación (D-2)	102
6.6.3	Resumen de Resultados del Balance de Materia	104
6.7	Balance de Energía	105
6.7.1	Flujo de calor en los Equipos	105
6.7.2	Flujo de Calor en los Condensadores E-6 y E-10	112
6.7.3	Flujo de Calor en los Reboilers E-7 y E-11	114
6.7.4	Calor Total de Reacción en los Reactores R-1 y R-2	118

6.7.5	Determinación de la Temperatura en corrientes	121
6.7.6	Requerimientos de Agua de Enfriamiento y Vapor	123
6.8	Aspectos de Seguridad Industrial y Medio Ambiente	127
6.8.1	Objetivos	127
6.8.2	Identificación y Disposición Final de las Emisiones Sólido, Líquido y Gaseoso del Proyecto en Estudio	128
6.8.3	Pautas Generales de Seguridad Industrial	131
6.9	Diseño de Equipos	139
6.9.1	Reactores	139
6.9.2	Recipientes a Presión	141
6.9.3	Columnas de Destilación	142
6.9.4	Intercambiadores de Calor	143
6.9.5	Bombas	144
6.9.6	Compresor	145
6.9.7	Tanques de Almacenamiento	146
6.10	Materiales de Construcción	147
6.11	Requerimientos de Materias Primas	147
6.12	Requerimientos de Mano de Obra, Servicios e Insumos	148
6.12.1	Mano de Obra Directa	148
6.12.2	Servicios Auxiliares	149
6.12.3	Insumos	150

<b>VII. INVERSION TOTAL</b>	152
7.1 Inversión de Capital Fijo	152
7.1.1 Bases	152
7.1.2 Estimación de la Inversión de Equipos en Términos FOB-EE.UU	152
7.1.3 Estimación de la Inversión de Capital Fijo	160
7.2 Inversión de Capital de Trabajo	164
 <b>VIII COSTO DE PRODUCCION, DEPRECIACION, VENTAS Y FINANCIAMIENTO</b>	167
8.1 Costos de Producción	167
8.1.1 Bases	167
8.1.2 Costo de Materias Primas	169
8.1.3 Costos Variables	169
8.1.4 Costos Fijos	169
8.1.5 Costo Total y Unitario de Producción	172
8.2 Depreciación	172
8.3 Ventas	174
8.4 Financiamiento	176
 <b>IX. ESTADOS FINANCIEROS</b>	177
9.1 Estado de Pérdidas y Ganancias Proyectado	177
9.2 Flujo de Caja Proyectado	178
9.3 Balance General Proyectado	179
9.4 Razones Financieras	180

9.4.1	Indices de Rentabilidad	187
9.4.2	Indices de Operación	190
9.4.3	Indices de Apalancamiento	192
9.4.4	Indices de Liquidez	194
<b>X.</b>	<b>JUSTIFICACION ECONOMICA DEL PROYECTO</b>	<b>196</b>
10.1	Rentabilidad del Proyecto	196
10.1.1	Valor Actual Neto (VAN)	196
10.1.2	Tasa Interna de Retorno (TIR)	197
10.1.3	Relación Beneficio-Costo (B/C)	197
10.1.4	Indice de Valor Presente (IVP)	198
10.1.5	Periodo de Recupero (PR)	198
10.2	Análisis de Sensibilidad	200
10.2.1	Precio de Venta de MIBK	200
10.2.2	Precio de la Materia Prima	203
10.2.3	Tasa de Interés	206
10.2.4	Porcentaje de Financiamiento	206
<b>XI.</b>	<b>CONCLUSIONES</b>	<b>210</b>
<b>XII.</b>	<b>RECOMENDACIONES</b>	<b>213</b>
<b>XIII</b>	<b>BIBLIOGRAFIA</b>	<b>215</b>
<b>14.</b>	<b>APENDICES</b>	<b>221</b>

## I. INTRODUCCION

El presente trabajo es el resultado de una evaluación técnico-económica para instalar una Planta en el Perú, de producción de METIL ISOBUTIL CETONA - MIBK a partir de la Acetona e Hidrógeno, teniendo como mercado principal la colocación del producto en los países miembros de la Comunidad Andina de Naciones CAN, vía exportación definitiva.

La importancia de este estudio pone énfasis en como se pueden generar proyectos rentables en el Perú, teniendo como escenario la colocación del producto en el exterior a precios competitivos del Mercado Internacional.

La Acetona y el MIBK son productos de la Industria Petroquímica, por lo general en los países en los cuales existen Complejos Petroquímicos la Acetona es producida y sirve a su vez como materia prima para producir MIBK; en el caso del Perú la Industria Petroquímica prácticamente no existe, dentro de 6 años recién se podría avizorar un desarrollo de este Sector a partir del Gas de Camisea; por lo que la Planta ha sido diseñada para funcionar fuera de un Complejo Petroquímico donde previamente se tenga que importar Acetona.

Todo proyecto requiere de una Inversión Inicial, cuyo Monto debe de ser financiado en parte; en este aspecto el Gobierno Peruano ha dictado una serie de medidas de

carácter tributario, laboral, industrial, inversión, liberalización de la economía, comercio exterior, promoción de las exportaciones y otros; con la finalidad de incentivar la participación de los Inversionistas nacionales o extranjeros en las diferentes actividades económicas, observándose un gran flujo de ingreso de capitales desde el exterior hacia nuestro país.

Parte de este flujo de capitales o capitales de Entidades Financieras del exterior o del interior está orientado al Sector Industrial para préstamos de Inversión de Capital Fijo, que bien podría ser aprovechado principalmente en proyectos de exportación rentables, a fin de generar divisas y revertir la Balanza Comercial deficitaria del Perú.

La tendencia del Perú de seguir avanzando en la apertura de su economía al mundo y a su vez la de integrarse comercialmente con otros bloques regionales tiene como una de sus finalidades la de mejorar su oferta exportable o de introducir nuevos productos a otros mercados a precios competitivos.

La Planta de MIBK deberá contar con su propia Planta de Producción de Hidrógeno y deberá ser instalada en una Zona Industrial que cuente con Servicios y cercano a un Puerto Marítimo para la descarga de Acetona a granel y el embarque de MIBK para su exportación.

## II. RESUMEN

La Tesis se ha dividido en 14 Capítulos.

El Capítulo 1 está referido a la INTRODUCCION, en donde se destaca el objetivo principal del proyecto, que es el generar divisas.

En el Capítulo 3 se efectuó un estudio del producto Metil Isobutil Cetona-MIBK, destacando sus propiedades físicas y químicas, almacenamiento, manipuleo y usos.

En el Capítulo 4 se efectuó un estudio de las Materias Primas Acetona e Hidrógeno, incidiendo en los mismos aspectos del MIBK.

En el Capítulo 5 se efectuó el Estudio de Mercado, se hizo un análisis del tema de la globalización, su relación con los procesos de integración a nivel mundial, la situación de la Industria Petroquímica en el Perú y la CAN y sus perspectivas futuras, la estimación de la proyección de la Demanda de MIBK a nivel de la CAN, evaluación y fijación de los Precios de Exportación y precio para el mercado interno de MIBK y el Costo de Importación de la Materia Prima Acetona, los aspectos legales para producir MIBK en el Perú y su influencia en el factor de localización de la Planta.



En el Capítulo 6 se efectuó el estudio de la Ingeniería del Proyecto. Se describió la Patente, los Métodos de obtención del MIBK, la descripción del Proceso Industrial de MIBK, el aspecto termodinámico se enfocó teniendo en cuenta que se está trabajando con sustancias polares, se enfocó el Balance de Materia y el Balance de Energía obteniéndose el Diagrama de Flujo de la Planta con las condiciones de presión, temperatura, composición, flujo másico de cada línea. También se contempló los Aspectos de Seguridad Industrial y de Medio Ambiente, los cuales son necesarios para instalar una Planta. Finalmente se diseñaron los equipos, se seleccionaron los materiales de construcción para cada uno de ellos y se calcularon los requerimientos de materias primas, mano de obra, servicios e insumos, necesarios para el tamaño de planta propuesto.

En el Capítulo 7 se determinó la Inversión de Capital Fijo y de Capital de Trabajo, considerando lo necesario para que la planta opere convenientemente.

En el Capítulo 8 se estimaron el Costo de Producción Total y Unitario, la Depreciación, los Ingreso por Ventas y Cuadro de Financiamiento de la Deuda.

En el capítulo 9 se efectuó el Estudio de los Estados Financieros proyectados de Pérdidas y Ganancias, Flujo de Caja y Balance General, efectuando un análisis de las Razones Financieras.

En el Capítulo 10 se efectuó el estudio de la Justificación económica del Proyecto, basado en los criterios de rentabilidad y el análisis de sensibilidad.

En el Capítulo 11 se plasmaron las Conclusiones a las que se llegó en esta Tesis.

En el Capítulo 12 se dan las recomendaciones necesarias para la implementación de este proyecto.

En el Capítulo 13 se presenta la Bibliografía utilizada para la elaboración de esta Tesis.

En el Capítulo 14 se muestran los APENDICES sobre propiedades, procedimientos de cálculo, programas, Tablas y Gráficos.

### III. METIL ISOBUTIL CETONA

#### 3.1 Introducción (1,2)

El Metil Isobutil Cetona, 4-Metil-2-Pentanona, hexona, isopropil acetona, MIBK,  $\text{CH}_3\text{COCH}_2\text{CH}(\text{CH}_3)_2$ , de Peso Molecular 100.16, es un líquido incoloro, inflamable, estable, de olor ligeramente agradable, clasificado como un compuesto de ebullición medio, es miscible con muchos solventes orgánicos y con minerales y aceites vegetales.

#### 3.2 Propiedades Físicas (1,3,4)

Las propiedades físicas del MIBK se muestran en la TABLA A.2 del APENDICE A.

#### 3.3 Análisis

##### 3.3.1 Análisis Cualitativo (5)

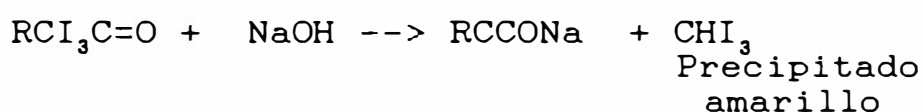
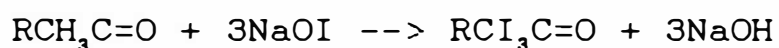
Las cetonas se caracterizan por la adición de reactivos nucleofílicos al grupo carbonilo, en especial derivados del amoníaco. Así por ejemplo una cetona reacciona con la 2,4-dinitrofenilhidracina para formar un sólido insoluble rojo:



Precipitado

Las cetonas se identifican por lo general por medio de los puntos de fusión de derivados, tales como las 2,4-dinitrofenilhidrazonas, oximas y semicarbazonas.

Las metilcetonas (MIBK) son caracterizadas por medio del ensayo del yodoformo.



### 3.3.2 Análisis Cuantitativo (6)

Los ensayos para determinar las especificaciones del MIBK se muestran en la TABLA 3.1 :

TABLA 3.1 (6)

ANALISIS	METODO DE ANALISIS
Pureza	ASTM D-3329-74
Densidad 20/20 °C	ASTM D-1298-67
Color (Pt-CO)	ASTM D-1209-62
Destilación	ASTM D-1078-63
Agua (*)	ASTM D-1364-64
Acidez	ASTM D-1613-64T
Alcohol	ASTM D-1362-58

(\*) El límite de agua es tal que no produce turbidez cuando se agrega un volumen de MIBK con 19 volúmenes de n-heptano.

### **3.4 Peligro de Fuego y Extinción (1)**

El MIBK es inflamable según el Código de Regulaciones Federales; de acuerdo a la NAS (National Academic of Sciences) su índice de peligrosidad al fuego está en la escala de 3 que significa que el punto de inflamación esté por debajo de 37.7 °C y su punto de ebullición por encima de 37.7 °C (ver TABLA A.2); de acuerdo a la NFPA (National Fire Protection Association) su índice de flamabilidad (color rojo) está en la escala de 3 que significa que puede encenderse a condiciones de temperatura ambiente.

Si en su manipuleo ocurre arrastre de vapor, éste puede explosionar si se inflama en una área cerrada y de suceder se deberá proceder a apagar el fuego usando anteojos y aparatos completos y seguros para la respiración de la persona; se deberá extinguir el fuego con productos químicos secos, tales como alcohol espumoso o dióxido de carbono; se recomienda no usar agua, sólo usarlo para enfriar los contenedores o recipientes expuestos al fuego.

### **3.5 Peligros para la Salud y Atención de la Persona Expuesta (1,7)**

La exposición de una persona al Vapor de MIBK causa irritación ligera a sus ojos (de acuerdo a la NAS, su índice de peligrosidad está en la escala de 1) y

nariz, si es inhalado puede causar vértigo o pérdida de conocimiento, en estas circunstancias la persona expuesta deberá ser evacuada a una zona con aire fresco, si su respiración se ha detenido se le dará respiración artificial, y si la respiración es dificultosa se le dará oxigenación. El límite de inhalación permitido es de 100 ppm en una hora.

**La exposición de una persona al líquido de MIBK** causa irritación a la piel (de acuerdo a la NAS, su índice de peligrosidad está en la escala 1) y a los ojos, a la persona expuesta deberá quitársele las vestimentas y los calzados contaminados. Si la persona ha ingerido MIBK y está consciente, hacerlo beber agua o leche. El límite de Toxicidad por ingestión es: Grado 2, LD50 = 0.5 a 50 g/Kg (ratas).

**Límites de exposición en el lugar de trabajo.-** El MIBK se encuentra en la lista de sustancias tóxicas, razón por la cual se encuentra regulado por la OSHA quién vierte estándares de seguridad y salud. Los límites de exposición permisible del aire a respirar, de acuerdo a la OSHA son: 205 mg/m<sup>3</sup> (50 ppm.) a TWA y 300 mg/m<sup>3</sup> (75 ppm) a STEL. TWA corresponde el límite de exposición promedio máximo basado generalmente sobre un período de un día de trabajo y STEL, corresponde a una concentración

máxima de exposición para un tiempo de trabajo de 10 a 30 minutos.

### 3.6 Contaminación del Agua por MIBK (1)

Es desconocido el efecto que causa las bajas concentraciones de MIBK en agua sobre la vida acuática, si se presenta derrames de MIBK en el mar, causará ensuciamiento en los bordes de las playas, puede ser peligroso si entra en contacto con agua para consumo humano y de suceder se deberá poner en conocimiento a las autoridades de Salud.

La BOD (Demanda Biológica de Oxígeno) teórico es 1.8% para 0.5 días y de 12% para 5 días.

De acuerdo a la NAS, los índices de contaminación del agua son:

TABLA 3.2 (1)

TOXICIDAD HUMANA INDICE: 2	TOXICIDAD ACUATICA INDICE: 1	EFFECTOS SOBRE CARACTERISTICAS FISICAS DEL H <sub>2</sub> O INDICE: 2
Ligeramente tóxico; LD50 = 0.5 a 5 g/Kg.	Entre 1000 a 10000 ppm.	Aromatización ligera; Mezcla incolora; Mezcla de agua-aceites insolubles; Punto de ebullición de mezcla 150 a 450 °F.

### 3.7 Almacenamiento y Manipuleo (1, 2)

El MIBK es almacenado a temperatura ambiente en tanques atmosféricos, no requiere de atmósferas inertes. Puede transportarse en vagones tanques a granel, en bidones o en cilindros.

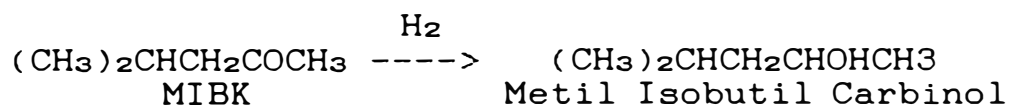
Para el manipuleo del MIBK por parte del personal se requiere contar con extinguidores de fuego, guantes de caucho, anteojos y máscara de protección para el rostro.

### 3.8 Reacciones Químicas (2)

Entre las reacciones más importantes de las Cetonas, tenemos:

**a) Oxidación.**- Las cetonas no son oxidadas por los oxidantes usuales, pero pueden sufrir la fisión oxidante cuando se tratan con oxidantes fuertes, como ácido nítrico caliente. Asimismo, las metilcetonas se oxidan suavemente por medio de un hipohalogenito en la reacción del haloformo y se usa para detectar estas cetonas.

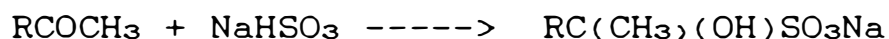
**b) Reducción.**- Las cetonas son reducidas a alcoholes secundarios por adición de hidrógeno en un medio catalítico:





También se usan agentes reductores químicos tales como el hidruro de litio y aluminio ( $\text{LiAlH}_4$ ).

**c. Adición.**- El bisulfito de sodio se adiciona a las cetonas que contienen un grupo metilo para formar bisulfitos de cetona, que puede considerarse como la sal sódica de ácidos hidroxisulfónicos:



Para el MIBK:  $\text{R} = -\text{CH}(\text{CH}_3)_2$

### 3.9 Usos del MIBK (2, 6, 8)

El MIBK es el solvente más importante de las cetonas de punto de ebullición medio, puede mezclarse en todas las proporciones con solventes orgánicos, hidrocarburos aromáticos y alifáticos, aceites minerales y vegetales. Sus usos más frecuentes son:

- En la Industria de pinturas en mezclas disolventes para lacas a la nitrocelulosa, resinas acrílicas y preparación de thinners.
- Como un solvente para lubricantes basados en acetocelulosa-butirato para aeroplanos.
- Como un agente reductor de viscosidad para soluciones de resinas fenólicas.
- Como un componente en la fabricación de aditivos antioxidantes para el caucho.
- En la extracción y purificación de penicilina y otros antibióticos o productos farmacéuticos.

- Como un efectivo agente de desparafinación de aceites lubricantes y purificación de aceites minerales, vegetales, animales y ácido esteárico.
- En la agricultura como disolvente de germicidas, fungicidas o insecticidas.

En la separación de sales de uranio y plutonio, niobio y tántalo, zirconio y hafnio.

- En la denaturalización del etanol.
- Como solvente activo para adhesivos y pegamentos diversos.

## **IV. MATERIAS PRIMAS**

### **4.1 Acetona**

#### **4.1.1 Introducción (1)**

La Acetona, 2-Propanona, dimetil cetona, propanona,  $\text{CH}_3\text{-CO-CH}_3$ , de Peso molecular 58.08, es un compuesto orgánico, es la más simple de las cetonas, es un líquido incoloro, inflamable, estable, de olor un tanto pungente y aromático, es uno de los más importantes solventes orgánicos.

#### **4.1.2 Propiedades Físicas (1,2)**

Las propiedades físicas de la Acetona se muestran en la TABLA A.3 del APENDICE A.

#### **4.1.3 Análisis**

La identificación de la Acetona, se puede determinar por los mismos métodos empleados para el MIBK.

#### **4.1.4 Peligro de Fuego y Extinción (1)**

La Acetona es inflamable según el Código de Regulaciones Federales; de acuerdo a la NAS su índice de peligrosidad al fuego está en la

escala de 3 que significa que el punto de inflamación esté por debajo de 37.7 °C y su punto de ebullición por encima de 37.7 °C (Ver TABLA A.3 del APENDICE A); de acuerdo a la NFPA su índice de flamabilidad (color rojo) está en la escala de 3 que significa que puede encenderse a condiciones de temperatura ambiente.

Si en su manipuleo ocurre arrastre de vapor, éste puede explosionar si se inflama en una área cerrada y de suceder se deberá proceder a apagar el fuego; usando equipos de protección para la persona y para extinguir el fuego se deberá usar productos químicos secos, alcohol espumoso o dióxido de carbono; se recomienda no usar agua, sólo usarlo para enfriar los contenedores o recipientes expuestos al fuego.

#### **4.1.5 Peligros para la Salud y Atención de Personas Expuestas. (1)**

La Exposición de una Persona al Vapor de Acetona causa irritación a los ojos, nariz y garganta, si es inhalado puede causar dificultades para respirar o causar la pérdida del conocimiento, en estas circunstancias la persona expuesta deberá ser

evacuada a una zona con aire fresco, si su respiración se ha detenido se le dará respiración artificial y si la respiración es dificultosa se le dará oxigenación. El límite de inhalación permitida es de 1000 ppm en 30 minutos.

De acuerdo a la NAS, el índice de peligrosidad del Vapor de Acetona está en la escala de 1, que significa que su efecto es ligero.

**La Exposición de una Persona al Líquido de Acetona** causa irritación a los ojos, no causa irritación a la piel; si ha penetrado en los ojos mantener los párpados abiertos y limpiar con abundantes chorros de agua y si entró en contacto con la piel lavar bien con agua; si la persona ha ingerido grandes cantidades de acetona y está consciente y no tiene convulsiones, inducirlo a vomitar y darle ayuda médica.

El límite de Toxicidad por ingestión es: Grado 1; LD50 - 5 a 15 g/Kg (perro).

De acuerdo a la NAS, el índice de peligrosidad del líquido de Acetona está en la escala de 0, que significa que no causa efectos.

#### 4.1.6 Contaminación de la Acetona en Efluentes (1)

La Acetona en altas concentraciones es peligroso para la vida acuática, puede ser peligroso si entra en contacto con agua para consumo humano y de suceder se deberá poner en conocimiento de las autoridades de Salud. La BOD (Demanda Biológica de Oxígeno) teórica es de 122% en 5 días.

De acuerdo a la NAS, los índices de contaminación del agua son:

**TABLA 4.1 (1)**

TOXICIDAD HUMANA INDICE: 1	TOXICIDAD ACUATICA INDICE: 1	EFFECTOS SOBRE CARACTERISTICAS FISICAS DEL AGUA INDICE: 1
Prácticamente no tóxico; LD50 = 5 a 15 g/Kg.	Entre 1000 a 10000 ppm.	Aromatización ligera; Mezcla soluble con ligeras trazas de aceites.

#### 4.1.7 Almacenamiento y Manipuleo (1)

La Acetona es almacenada a temperatura ambiente en tanques atmosféricos, no requiere de atmósferas inertes. Se transporta al igual que el MIBK.

Para el manipuleo de la acetona por parte del personal se requiere contar con extinguidores de fuego, anteojos de seguridad o máscara de protección para el rostro y guantes de caucho sintético.

#### 4.1.8 Reacciones Químicas (2,9)

La Acetona da las reacciones típicas de las Cetonas. Forma compuestos cristalizados con los bisulfitos alcalinos; los agentes reductores convierten a la acetona en alcohol isopropílico  $\text{CH}_3\text{CHOHCH}_3$ ; no se oxida fácilmente ni se altera con el ácido nítrico a la temperatura ordinaria y es estable con el permanganato neutro; los oxidantes más potentes como el permanganato alcalino y el ácido crómico, la descomponen en ácidos acético y fórmico, y este se descompone en dióxido de carbono y agua; la acetona no reacciona con la solución de plata amoniacal ni con la solución de Fehling.

Los derivados industriales de la acetona son: metilisobutilcarbinol, óxido de mesitilo, isoforona, metacrilato de metilo y metilisobutilcetona.

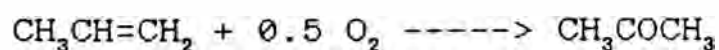
#### 4.1.9 Métodos de Obtención de la Acetona (8,9)

Los métodos más importantes para obtener la Acetona son:

**a) Coproducción en el Proceso de Obtención del Fenol.-** La alquilación del benceno con propileno, en presencia de un catalizador de Friedel y Crafts, produce cumeno. Se hace burbujear aire en el cumeno y el átomo de carbono terciario, cuya reactividad es mayor por el anillo aromático cercano, se oxida para dar hidroperóxido de cumeno, el cual se descompone con facilidad mediante una pequeña cantidad de ácido sulfúrico a 45-65 °C para convertirse en fenol y acetona. Dado el mercado del fenol, la ruta de peroxidación del cumeno es la más económica para obtener acetona.

**b) Oxidación Directa del Propeno.-** Otro método para obtener acetona, es la oxidación directa del propeno (Wacker-Hoechst). El propeno se hace reaccionar con el oxígeno del aire en fase líquida en presencia de un sistema de catalizadores que contiene PdCl<sub>2</sub>, a 110-120 °C y 10-14 bar y se oxida directamente a acetona:

cat.





El producto principal es la acetona, con una selectividad del 92%. Junto a ella se obtiene algo de aldehído propiónico como subproducto, con una selectividad del 2-4%. La conversión de propeno es superior al 99%.

**c) Deshidrogenación del Isopropanol.**- También se obtiene acetona de isopropanol, siendo la deshidrogenación, la más usual industrialmente. El proceso de la Standard Oil para una conversión de un 98% alcanza una selectividad de acetona de 90%. Por un proceso industrial empleado por la DEUSTCHE TEXACO puede conseguirse la deshidrogenación ya sea a 250-270 °C y 25-30 bar en la fase gaseosa en presencia de un catalizador de cobre soportado con una conversión de isopropanol del 80 %.

La deshidrogenación también se puede hacer en fase líquida según el proceso de la IFP. Además hay también otra oxidación en fase gaseosa de isopropanol, que lo emplea la Shell y DuPont para obtener  $H_2O_2$ .

#### **4.1.10 Usos de la Acetona (2,8)**

La Acetona es uno de los más importantes solventes orgánicos. Es soluble en agua, es un solvente de rápida evaporación para muchas

gomas y resinas, incluyendo nitrocelulosa, acetato de celulosa y resinas de vinil cloruro-acetato.

Sus usos más frecuentes son:

-Es un solvente valioso , particularmente en procesos en la producción de rayón acetato y plásticos, cueros artificiales, films fotográficos, plásticos de piroxilina, cordita (explosivo) y pólvora sin humo.

-Es un solvente en lacas, lubricantes para cueros y aeroplanos, pasta de caucho, como removedor de lacas, barnices y pinturas.

-En la desparafinación de aceites lubricantes y como un solvente para coagulantes de látex.

-La Acetona es un absorbente para el acetileno donde su poder de absorber grandes volúmenes permite ahorrar y economizar embarques de acetileno en cilindros.

-Es también utilizado en combinación con hielo seco para obtener bajas temperaturas.

-La Acetona es producido sintéticamente y es un producto de alta pureza y calidad uniforme. Es un solvente relativamente volátil para aceites y grasas y encuentra aplicaciones en el desgrasado y limpieza de relojes y en la limpieza de tubos al vacío y otras partes electrónicas.

-Es un importante solvente en la separación de la clorofila.

-Es usado en la extracción, cristalización, y precipitación de vitaminas, antibióticos y otros farmacéuticos.

-Es un denaturalizante de alcoholes.

-Es materia prima para la producción industrial del metacrilato de metilo, el MIBK, el metil isobutil carbinol, el bisfenol, la cetona, el alcohol diacetona, el óxido de mesitilo, la forona y otros.

## 4.2 Hidrógeno

### 4.2.1 Introducción (2)

El Hidrógeno H, número atómico 1, peso atómico 1.0080, es el primer elemento en la Tabla Periódica y tiene la valencia 1. En las condiciones normales es un gas incoloro, insípido, diatómico,  $H_2$ , y es la sustancia más ligera entre todas las conocidas.

Su presencia en la atmósfera, se encuentra en proporción algo menor que 1 p.p.m. En el estado combinado, el hidrógeno hace 11.99% de agua (en peso) y es un componente esencial de todos los ácidos, de los hidrocarburos y de las materias vegetales y animales. Se halla

también en la mayoría de los compuestos orgánicos.

El hidrógeno tiene 2 isótopos el Deuterio  $D_2$  y el Tritio  $H_3$ .

#### 4.2.2 Propiedades Físicas y Químicas

Las Propiedades Físicas y Químicas del Hidrógeno se muestran en la TABLA A.4 del APENDICE A.

#### 4.2.3 Análisis (2)

En la fabricación del hidrógeno, es necesario analizar el gas en sus fases de su producción y purificación, sus principales impurezas son: dióxido de carbono, monóxido de carbono e hidrocarburos saturados; oxígeno y nitrógeno. Se tiene los siguientes métodos de análisis:

a) **Método ORSAT.**— Se usa en los casos en que basta que el error no exceda de  $\pm 0.2\%$ ; consiste en quemar los componentes de la mezcla que contiene al hidrógeno y analizar los productos de la combustión, separando los gases dióxido de carbono, hidrocarburos no saturados y monóxido de carbono, se inflama luego el gas restante en atmósfera de oxígeno sobre un alambre de platino calentado al rojo

vivo, el hidrógeno es convertido en agua y el metano en dióxido de carbono y agua. Partiendo de la pérdida de volumen resultante de la combustión y del volumen de dióxido de carbono hallado por absorción en solución de hidróxido potásico, se calculan los porcentajes de hidrógeno y metano.

**b) Método de Concentración.**— Se usa cuando el Hidrógeno tiene una pureza de, por lo menos, 98%. La exactitud de este método tiene un error de  $\pm 0.002\%$ . Se miden minuciosamente varios litros de gas que se quieren analizar y se hacen pasar por un tubo que contiene gel de sílice, que está sumergido en nitrógeno líquido. A esta baja temperatura la sílice absorbe selectivamente todas las impurezas del hidrógeno, mientras la mayor parte del hidrógeno pasa sin ser absorbido. Se mide el Volumen total desorbido y luego se analiza por el método ORSAT. Partiendo del Volumen total de gas que ha pasado a través del gel de sílice, del volumen total de gas recogido por desorción y del análisis de este gas, se determina el porcentaje de los componentes del gas.

#### 4.2.4 Almacenamiento y Transporte (2)

Se almacena en gasómetros de baja presión, del tipo húmedo o del tipo seco, o en tanques de acero de alta presión. El hidrógeno se transporta en cilindros de acero que tienen un volumen de 2640 pulgadas cúbicas (43.262 litros) bajo una presión de 140 Kg/cm<sup>2</sup>.

#### 4.2.5 Reacciones Químicas (2)

El hidrógeno se combina con oxígeno para formar agua, la reacción se produce lentamente a temperaturas inferiores a 550 °C, pero a temperaturas altas la reacción es explosiva.

Cuando arde hidrógeno con oxígeno la reacción es exotérmica.

El hidrógeno reacciona con los halógenos. La actividad disminuye en la serie del flúor al yodo.

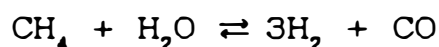
Por la reacción del hidrógeno con nitrógeno a presiones elevadas (300-1000 atm.), se produce amoníaco sintético.

Las reacciones del hidrógeno con el monóxido de carbono ofrecen interés comercial, y por medio de ellos pueden hacerse diversos productos como carbono, metano, acetaldehído, metanol y etanol.

#### 4.2.6 Métodos de Obtención del Hidrógeno (8)

Los métodos industriales de obtención son:  
Por procesos petroquímicos y por procesos electroquímicos.

**a) Procesos Petroquímicos.**- Se obtiene por reacción del vapor de agua e hidrocarburos (gas natural, metano, CH<sub>4</sub>):



La escisión (reformado con vapor) de hidrocarburos es fundamentalmente una reducción del agua por el carbono de los materiales orgánicos empleados.

Una segunda posibilidad de producción de hidrógeno resulta de algunas reacciones químicas que tienen lugar en procesos de transformación de fracciones ligeras en la destilación del petróleo en las refinerías, en los cuales por ciclación y aromatización se libera hidrógeno.

**b) Procesos Electroquímicos.**- El hidrógeno se puede obtener técnicamente por electrólisis de H<sub>2</sub>O, HF, clorhídrico al 22 25 %, así como por electrólisis de cloruros alcalinos (método del diafragma) o indirectamente por reacción química secundaria, como electrólisis de cloruros alcalinos (cátodo de mercurio con formación de amalgama de sodio).

#### 4.2.7 Usos del Hidrógeno (2)

El hidrógeno es usado en la síntesis de amoníaco, tratamiento hidrogenante-desulfuración, hidrocraqueo, síntesis de metanol, hidrogenación de aceites y grasas vegetales y animales para producir manteca vegetal, margarina, escamas de manteca de cerdo, etc; también en la hidrogenación de otros aceites para usarlos en la fabricación de jabón, lubricantes, pinturas y barnices; el hidrógeno se combina con el cloro para producir ácido clorhídrico en escala industrial.

El hidrógeno se usa para soldar metales aprovechando el intenso calor de la llama oxígeno-hidrógeno. Hoy se prefiere el acetileno, aún hay aplicaciones especiales que exigen todavía el empleo de hidrógeno.

Las propiedades reductoras del hidrógeno se utilizan mucho en metalurgia. Puede usarse en la reducción directa de óxidos metálicos, como en la producción del wolframio y el molibdeno y en la reducción del mineral de hierro a hierro esponjoso.

Otras aplicaciones del hidrógeno son la refrigeración de los generadores eléctricos y de los condensadores sincrónicos.



## **V. ESTUDIO DE MERCADO**

### **5.1 Introducción (10)**

Hoy en día, en un mundo donde las economías de los países se aperturan a otros mercados, se debe conocer de antemano las relaciones comerciales que tiene el país donde se producirá el producto con los otros países a donde se proyecta exportar y a su vez las relaciones comerciales que tengan esos países con otros países o bloques comerciales.

Un país no puede ignorar el fenómeno de la globalización de la economía, el cual es producto del avance tecnológico, fruto de las innovaciones y descubrimientos del Siglo XX, es el intercambio de bienes y servicios entre países y continentes.

Un gobierno deberá tener en cuenta que las leyes fiscales, laborales, ecológicas, comerciales, industriales, de inversión u otras medidas que dicte serán comparadas y evaluadas con respecto a los de otros países, en base a ello los inversionistas decidirán donde invertirán, crearán Empresas, empleos y como consecuencia se conseguirán mejores niveles de vida; un empresario deberá identificar las técnicas que usan no sólo nuestros competidores de la misma región, sino de todo el mundo, con quienes tarde o temprano se estará compitiendo; y

desde el punto de vista profesional, implica una capacitación plena y el conocimiento de los adelantos tecnológicos.

La globalización está ligada a la Organización Mundial de Comercio-OMC, que plantea una apertura negociada del comercio mundial. Se espera que la aplicación de la reducción de las barreras arancelarias mundiales en una media de casi el 40%, se traduzca en un aumento del volumen del comercio mundial de mercancías de entre un 9 y un 24 por ciento.

Actualmente, muchos países están liberalizando su economía al mundo y forman a su vez bloques de integración regionales con otros países, ambos apuntando a la competitividad internacional.

Los bloques de Integración regional formados en América Latina son: CAN, ALADI, MERCOSUR, MCCA, CARICOM, G-3 y el TLC; existiendo la tendencia de crear una Zona de Libre Comercio a nivel continental (ALCA) cuyas negociaciones concluirían el 2005, para empezar a funcionar el 2010.

Otro bloque es la APEC (ASIA PACIFIC ECONOMIC COOPERATION) formado en 1989, que lo integran 18 países: Australia, Brunei, Canadá, Chile, China, Hong Kong, Indonesia, Japón, Corea del Sur, Malasia, México, Nueva Zelandia, Papua N. Guinea, Filipinas, Singapur, Taiwán, Tailandia y Estados Unidos. Perú

formará parte de dicho Acuerdo en 1998. APEC pretende alcanzar en el año 2010 el comercio e inversión libres y abiertos para las economías desarrolladas y lo mismo en el 2020 para las economías en desarrollo; siendo el nivel de integración propuesto el de una Zona de Libre Comercio.

La Unión Europea UE, actualmente en su fase de Mercado Común, es el proceso de integración más avanzado en el mundo y está integrada por 15 países, los cuales son: Austria, Bélgica, Dinamarca, Finlandia, Francia, Alemania, Grecia, Irlanda, Italia, Luxemburgo, Portugal, España, Suecia, Gran Bretaña y Países Bajos. Este proceso avanza hacia la Unión monetaria y Económica, y posteriormente hacia la Unión Política.

Cabe esperar que con el inicio del Siglo XXI se proyecte una imagen de mercado mundial estructurado en tres grandes grupos regionales: ASIA-PACIFICO, EUROPA y las AMERICAS.

El Perú mantiene actualmente dos niveles arancelarios de 12% y 20%, forma parte de la Comunidad Andina de Naciones(CAN) en fase de Unión Aduanera, las exportaciones a dicho Mercado representan el 7.2% del total, concentrada en productos básicos como harina de pescado, cobre, entre otros, e importa el 18.4% de este bloque. La

balanza comercial con la CAN es deficitaria, porque el Perú tiene poca oferta exportable.

El Perú, también forma parte de ALADI, ha firmado Acuerdos Comerciales Bilaterales con: Argentina, Brasil, Paraguay, Uruguay, Chile, México y ha firmado un Acuerdo Comercial con Cuba. Respecto al Mercosur, el Perú exporta hacia ese bloque el 4.9% del volumen total, mientras que se importa el 8.8%. El Perú como integrante de la CAN, considera importante las relaciones con la Unión Europea, los Estados Unidos y el Japón. La Unión Europea otorga actualmente condiciones ventajosas para el acceso de productos andinos. Estados Unidos también ofrece mecanismos preferenciales para las exportaciones andinas con la Ley de Preferencias Arancelarias Andinas (LPPA).

## **5.2 Industria Petroquímica en el Perú**

### **5.2.1 Antecedentes.**

A Julio de 1990, el desarrollo de la Industria Petroquímica en el Perú, no era muy avanzado, contándose a dicha fecha con las plantas descritas en TABLA 5.1.

TABLA 5.1 (11)

PLANTA	CAPACIDAD (TM/AÑO)
Alcohol isopropílico	10500
Acetona	5000
Negro de Humo	7700
Fibras Acrílicas	27000
Resinas de Poliester	7500
Polimetacrilatos	7000
Xantatos	3400
Resinas de Politereftalato de Metilo	6000
Etileno (vía sucroquímica)	4800
Cloruro de vinilo (vía sucroquímica)	11000
PVC suspensión (vía sucroquímica)	7200

Asimismo, a dicha fecha se contaba con un complejo de Amoníaco-Urea con una capacidad nominal de 99,000 y 168,000 TM/AÑO respectivamente, ubicado en Talara.

En la actualidad las Industrias Petroquímicas mencionadas no existen.

En el caso de la Acetona la ruta para su producción en el Perú era a partir del IPA.

En determinado momento el Precio

Internacional de la Acetona empezó a caer alcanzando precios similares al IPA, debido a que se produce Acetona a partir del cumeno, que es la ruta más económica (9). La Planta de Acetona de Talara dejó de funcionar por ser antieconómica, no produciéndose Acetona en el Perú ni en ningún otro país de la CAN.

#### **5.2.2 Perspectivas actuales (10).**

Con el descubrimiento del Gas de Camisea en 1987 se hicieron una serie de estudios y proyectos para su explotación pero nunca se llevaron a cabo, cuando el Perú empezó a ser un país importador de hidrocarburos se pensó seriamente en utilizar este recurso, es así que el actual Gobierno ha firmado el 17 de Mayo de 1996 un Contrato para la explotación de los Lotes 88-A y 88-B con la Firma Anglo-Holandesa SHELL-MOBIL para su explotación, el cual consiste en:

#### **Etapas del Proyecto del Gas de Camisea**

##### **a) Período inicial (de 2 años)**

Perforar 3 pozos

Reprocesar 250 km. de información sísmica

Realizar levantamientos geológicos

Realizar estudios de protección ambiental

Realizar estudio de ingeniería  
Preparar estudio de mercado de gas en  
Lima

**Con Terceros**

Central Térmica (600 MW)

Dos líneas de transmisión (al SICN y SIS)

**b) Programa mínimo (de 4.5 años)**

Desarrollar la extracción comercial

Construcción de Planta de separación de  
líquidos y sistema de reinyección.

Construcción de dos ductos a la costa  
central (de Supe a Chincha).

Planta en la costa central para despacho  
de hidrocarburos

**c) Inicio de las operaciones productivas**

(a partir del 6.5 año hasta el término  
del contrato).

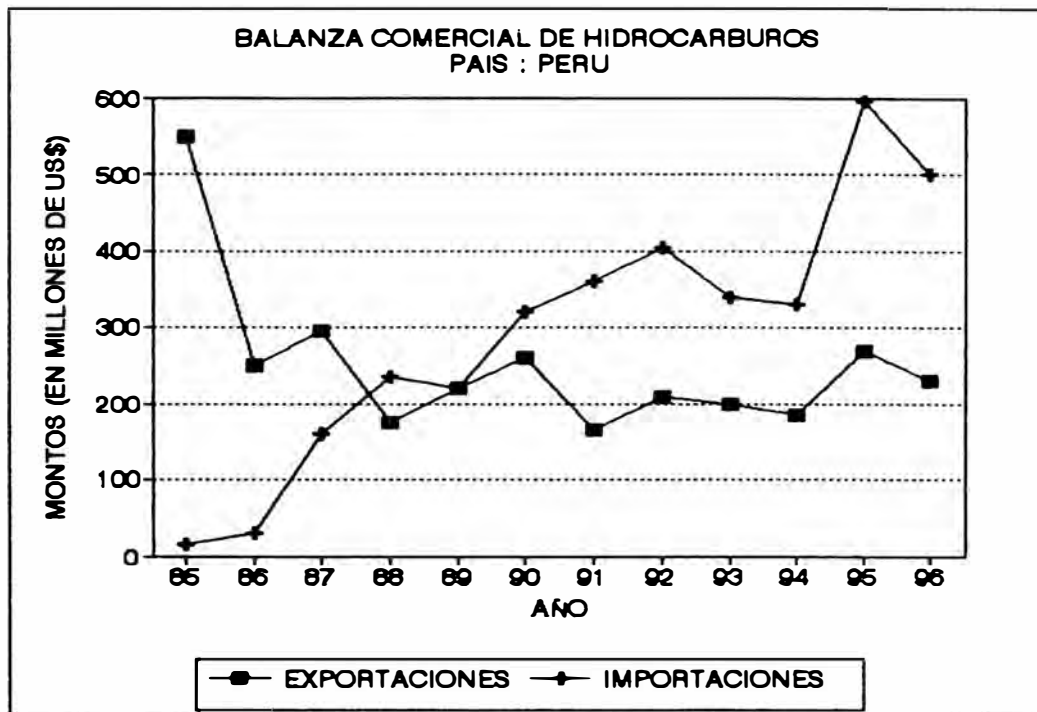
La inversión por parte de Shell Mobil en la primera etapa ascenderá a US\$ 200 millones; la inversión para la construcción de la termoeléctrica de 600 MW y la línea de transmisión posiblemente superará los US\$ 500 millones. En la segunda etapa la inversión ascenderá a US\$ 2500 millones aproximadamente. En la primera etapa, el gas de Camisea permitirá producir energía eléctrica a menores

costos, que interconectados a los Sistemas Norte y Sur beneficiará a las Industrias contribuyendo a reducir sus costos de producción.

En la Segunda etapa con la construcción de los ductos de gas y condensados se tendrá otros beneficios; en el caso de gas permitirá a las Industrias disponer de combustible de menor costo, y para el caso de los condensados su fraccionamiento permitirá obtener GLP, gasolina, kerosene y diesel; con lo que se cubrirá la demanda interna de hidrocarburos y se generarán a su vez excedentes para la exportación; revirtiéndose la balanza comercial de hidrocarburos que es negativa y llega a US\$ 400 millones anuales, tal como se muestra en la FIGURA 5.1.

A largo plazo, existe un Compromiso de la Firma Shell Mobil de instalar una Planta Petroquímica en Pisco usando el Gas de Camisea; por lo que se concluye que el Proyecto del Gas de Camisea no proveerá la Materia Prima Acetona al Proyecto en estudio, siendo ésta importada; es factible que proporcione Hidrógeno.





FUENTE: MINISTERIO DE ENERGIA Y MINAS

FIGURA 5.1 (10)

### 5.3 Marco Legal de la Industria Petroquímica Dentro de la Comunidad Andina de Naciones (CAN) y Situación del MIBK.

En el año 1975 se publicó la Decisión 91 (12), que aprobó el Programa Sectorial de Desarrollo de la Industria Petroquímica.

El artículo 4 estableció que la elaboración de los productos no asignados que figuraban en el ANEXO III-B, podrán llevarse a cabo en cualquiera de los países miembros, entre los cuales figuraba el MIBK con la Partida Nabandina 29.13.01.03.

Dicha norma estableció en su artículo 15 inc. a) que los productos incluidos en el ANEXO III-B quedarán liberados de gravámenes; asimismo estableció en su artículo 18 que los países se obligaban a aplicar los gravámenes del AEC que aparecen en el ANEXO V cuando sean originarias y procedentes de Terceros países, aplicándose al MIBK un AEC de 30% sobre el Valor CIF.

En el año 1991 se publicó la Decisión 296 (12), que aprobó el Programa de Integración Industrial Petroquímico que sustituye a la Decisión 91, y tiene como participantes a los países miembros del GRAN, excepto Ecuador.

Esta norma contempló en su artículo 3, que los productos objeto del Programa Petroquímico son los que señalan en el ANEXO I, entre los cuales está el

MIBK clasificado en la Partida NANDINA 2914.13.00. En los artículos 6 y 7 del mismo cuerpo legal, se estableció que los productos contemplados en el ANEXO I, podían ingresar libre de gravámenes y restricciones de todo orden que incidan sobre las importaciones, siempre y cuando sean originarios y procedentes de uno de los países miembros. Asimismo en el artículo 8 se estableció un AEC para terceros países de 10% para el MIBK y que figura en el ANEXO I.

En Diciembre de 1994 se publicó el AEC con la Decisión 370 (12), el cual estableció para el MIBK un AEC de 10% para las importaciones de terceros países.

Actualmente, a nivel de la CAN, con Decisión 414 (12) publicado el 30-07-97 se adoptó el reingreso gradual del Perú a la Zona de Libre Comercio-ZLC, sin adoptar el Arancel Externo Común-AEC; pero dado el Mercado de MIBK existente en la CAN que importa de terceros países con un AEC del 10%; puede instalarse una Planta de MIBK y exportar a dicho mercado libre de gravámenes y restricciones de todo orden y a un menor Costo de Flete Marítimo Internacional por ser países cercanos.

La Industria Química y Petroquímica andina (13) tiene amplias posibilidades para su desarrollo, a partir de una sustitución selectiva de productos o

mediante la ampliación de capacidades de producción instaladas. Del universo de los productos químicos no fabricados en la subregión, existen 75 ítems procedentes de terceros países que registraron importaciones superiores a 5 MMUS\$, que podrían ser objeto de mayor análisis a efectos de determinar su viabilidad técnico-económica para su producción subregional. Asimismo existen 58 subpartidas producidas en la Subregión, que registran importaciones desde terceros países superiores a 10 MMUS\$, se podría estudiar la posibilidad de ampliar la capacidad instalada de producción para atender las demandas.

#### **5.4 Mercado de MIBK en la CAN**

A nivel de la CAN, ninguno de los países miembros tiene instalado una Planta de MIBK, la totalidad de la demanda es cubierta por importaciones de Terceros Países.

En la TABLA 5.2 se muestran las Importaciones de MIBK en TM/AÑO efectuado por cada uno de los países desde el año 1976 al año 1994; asimismo en la FIGURA 5.2 se muestra el Gráfico de Demanda de MIBK vs. Período, en el que se observa que la cantidad demandada de MIBK de mayor a menor corresponde a Venezuela, Colombia, Ecuador, Perú y Bolivia respectivamente.

TABLA 5.2 (14)  
 DEMANDA HISTORICA DE MIBK (TM/AÑO) EN LA CAN

AÑOS	COLOMBIA	VENEZUELA	PERU	ECUADOR	BOLIVIA	TOTAL
1976	899.0	2116.0	261.0	186.0	3.3	3464.3
1977	708.0	3001.0	296.0	412.0	9.3	4426.3
1978	876.0	2110.0	69.0	644.0	19.8	3638.8
1979	900.0	2667.0	390.0	788.0	3.9	4748.9
1980	874.0	2484.0	260.0	1228.0	0.0	4846.0
1981	799.5	2785.0	271.0	564.5	7.0	4427.0
1982	602.0	1858.0	296.0	1146.0	9.5	3911.5
1983	596.0	1994.0	142.0	846.0	6.0	3683.0
1984	624.0	4473.0	178.0	962.0	3.0	6240.0
1985	1668.0	2271.0	230.0	774.0	0.0	4943.0
1986	649.0	2873.0	204.0	781.0	0.0	4507.0
1987	999.0	2433.0	480.0	301.0	0.0	4213.0
1988	1751.0	4526.0	462.0	1028.0	0.0	7757.0
1989	1194.0	999.0	531.0	1036.0	0.0	3760.0
1990	1374.0	1605.0	222.0	727.0	2.0	3930.0
1991	1105.0	1453.0	403.0	960.0	9.0	3930.0
1992	905.0	1858.0	78.0	410.0	14.0	3265.0
1993	1024.0	1393.0	179.0	460.0	31.0	3087.0
1994	4046.0	502.0	276.0	475.0	38.0	5337.0

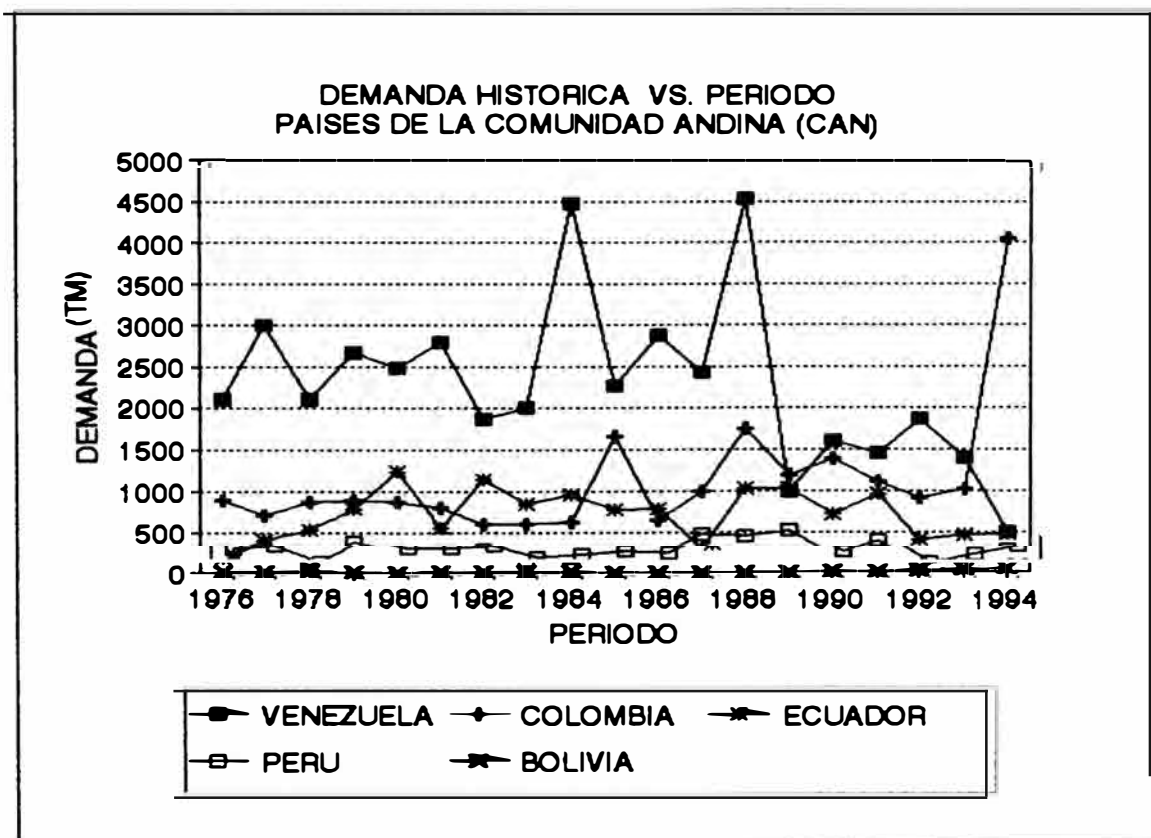


FIGURA 5.2

Siendo el Consumo de MIBK prácticamente nulo por parte de Bolivia, no se considera a este País en el estudio de Mercado.

### **5.5 Proyecciones de Demanda de MIBK**

Como el MIBK es un Producto Industrial su Demanda depende del PBI Manufacturero, Precio del Producto y Población.

Al ser el MIBK utilizado a nivel de CAN como insumo para la Industria de Pinturas, la Demanda depende básicamente del PBI Manufacturero Total o PBI del Sector de Otras Industrias Químicas - CIUU Grupo 242-3ra. Revisión (15); no influyendo el Precio y la Población en la Demanda al no ser el MIBK un producto de consumo final.

El CIUU Grupo 242 abarca las Clases 2421, 2422, 2423, 2424 y 2429 que corresponden a los Sectores de las Industrias de plaguicidas; pinturas, barnices y revestimientos; farmacéuticos; jabones, detergentes y artículos de tocador; y otros productos químicos respectivamente. El MIBK es utilizado en las Industrias de las Clases 2421, 2422 y 2423, principalmente para pinturas.

En las TABLAS 5.3 y 5.4 se muestran las Variaciones Porcentuales Anuales de la Tasa de Crecimiento del PBI Manufacturero y del PBI de Otras Industrias Químicas - CIUU 242, respectivamente.

TABLA 5.3 (16)

DATOS DEL PBI MANUFACTURERO ( MILES DE US\$ DE 1980 )  
 Y  
 TASA DE CRECIMIENTO ANUAL DEL PBI MANUFACTURERO  
 1976 - 1994

AÑOS	COLOMBIA		VENEZUELA		PERU		ECUADOR	
	PBI (MUS\$ 1980)	TASA CREC.	PBI (MUS\$ 1980)	TASA CREC.	PBI (MUS\$ 1980)	TASA CREC.	PBI (MUS\$ 1980)	TASA CREC.
1976	4905		6903		3110		1514	
1977	4840	-1.33	7040	3.48	3059	-1.64	1639	8.28
1978	4892	1.07	7364	4.60	2934	-4.09	1807	10.25
1979	4909	0.35	7607	3.30	3059	4.26	1949	7.86
1980	5534	12.73	7799	2.52	3234	5.72	1984	1.80
1981	5466	-1.23	7606	-2.47	3255	0.65	2204	11.09
1982	5324	-2.60	7915	4.06	3221	-1.04	2214	0.45
1983	5416	1.73	7780	-1.71	2676	-16.92	2247	1.49
1984	5714	5.50	8134	4.55	2821	5.42	2164	-3.69
1985	6916	3.54	8533	4.91	2962	5.00	2141	-1.06
1986	6436	8.79	9130	7.00	3462	16.88	2071	-3.27
1987	6758	5.00	9361	2.53	3634	13.63	2139	3.28
1988	6913	2.29	9777	4.44	3396	-13.93	2225	4.02
1989	7072	2.30	8882	-11.20	2789	-17.81	2140	-3.62
1990	7482	5.80	8856	-0.30	2605	-6.40	2271	6.12
1991	7796	4.20	8872	2.50	2654	1.88	2405	5.90
1992	7648	-1.90	9050	2.01	2482	-6.48	2486	3.37
1993	7865	2.71	8805	-2.71	2673	7.70	2444	-1.69
1994	8020	2.10	8532	-3.10	3047	13.99	2495	2.09

TABLA 5.4 ( 17 )

DATOS DEL INDICE DE PBI-OTRAS INDUSTRIAS QUIMICAS-CIUU 242 (AÑO BASE 1985)  
 Y  
 TASA DE CRECIMIENTO ANUAL DEL PBI-OTRAS INDUSTRIAS QUIMICAS  
 1985 - 1994

AÑOS	COLOMBIA		VENEZUELA		PERU		ECUADOR	
	INDICE DE PBI-OIQ	TASA CREC.	INDICE DE PBI-OIQ	TASA CREC.	INDICE DE PBI-OIQ	TASA CREC.	INDICE DE PBI-OIQ	TASA CREC.
1985	100.0		100.0		100.0		100.0	
1986	112.4	12.4	103.8	3.8	135.6	35.6	98.7	-1.3
1987	118.5	6.1	115.6	11.6	165.9	30.3	91.1	-7.6
1988	123.7	5.2	118.8	3.2	152.8	-13.1	94.4	3.3
1989	130.7	7.0	98.5	-20.3	116.7	-36.1	94.4	0.0
1990	136.3	7.6	104.4	6.9	119.9	3.2	101.9	7.5
1991	139.3	1.0	126.5	22.1	128.5	8.6	122.5	20.6
1992	146.0	6.7	131.5	5.0	132.8	4.3	128.5	6.0
1993	151.0	5.0	110.7	-20.8	140.1	7.3	140.5	12.0
1994	155.9	4.9	107.2	-3.5	149.7	9.6	157.5	17.0

Para proyectar la DEMANDA (D) en función del PBI MANUFACTURERO TOTAL o PBI de OTRAS INDUSTRIAS QUIMICAS en los próximos años, se evaluaron los modelos econométricos descritos en APENDICE B.1, donde además se muestra el Procedimiento de Cálculo que determina la Demanda de MIBK en función del PBI para cada País de la CAN.

Los resultados con los Coeficientes de Regresión (COR) se muestran a continuación:

COLOMBIA :

$$D = -111.016 + 0.1834 * PBI_{Man} ; \quad COR=0.90$$

VENEZUELA :

$$D = 16393.61 - 0.69 * PBI_{Man} - 4.41 * 10^{-4} * (PBI_{Man})^2 + 3.77 * 10^{-8} * (PBI_{Man})^3 ; \quad COR=0.87$$

PERU:

$$D = -644.0975 + 0.3033 * PBI_{Man} ; \quad COR=0.92$$

ECUADOR :

$$D = -1149.1993 + 0.9294 * PBI_{Man} ; \quad COR=0.96$$

La TABLA 5.5 muestra las proyecciones del PBI Manufacturero desde los años 1995 al 2010, considerándose estimaciones de tasas de crecimiento porcentuales del PBI de 4% para Perú y Colombia y de



2% para Venezuela y Ecuador(16, 17). En el caso de Perú según fuentes del MITINCI el PBI de Productos Químicos Diversos entre Enero-Marzo 97/96 ha crecido en 12.5%, el PBI Manufacturero ha crecido en 7.3% para el mismo período; respecto a los demás países de la CAN en los últimos años se ha observado tasas de crecimiento mayores a los que se estiman.

En la TABLA 5.6 se muestra la Demanda Proyectada de MIBK desde el año 1995 al 2010 y en la FIGURA 5.3 un Gráfico que describe el comportamiento, donde Venezuela, Colombia, Ecuador y Perú son los países en ese orden de mayor a menor consumo los que demandarán el MIBK.

Se considera como Año Cero 1999 y como Período de Operación 10 años contados desde el 2000 al 2009.

TABLA 5.5

DATOS DEL INDICE DE PEI MANUFACTURERO ESTIMADOS  
Y  
TASA DE CRECIMIENTO ANUAL DEL PEI ESTIMADOS  
1995 - 2010

AÑOS	COLOMBIA		VENEZUELA		PERU		ECUADOR	
	PEI MANUF. (MUS\$ 1990)	TASA CREC.	PEI MANUF. (MUS\$ 1990)	TASA CREC.	PEI MANUF. (MUS\$ 1990)	TASA CREC.	PEI MANUF. (MUS\$ 1990)	TASA CREC.
1994	8020.0		8532.0		3047.0		2495.0	
1995	8340.8	4.0	8702.6	2.0	3168.9	4.0	2544.9	2.0
1996	8674.4	4.0	8876.7	2.0	3295.7	4.0	2596.8	2.0
1997	9021.4	4.0	9054.2	2.0	3427.5	4.0	2647.7	2.0
1998	9382.3	4.0	9235.3	2.0	3564.6	4.0	2700.7	2.0
1999	9757.6	4.0	9420.0	2.0	3707.2	4.0	2754.7	2.0
2000	10147.9	4.0	9608.4	2.0	3855.5	4.0	2809.8	2.0
2001	10553.8	4.0	9800.5	2.0	4009.7	4.0	2866.0	2.0
2002	10975.9	4.0	9998.6	2.0	4170.1	4.0	2923.3	2.0
2003	11415.0	4.0	10196.5	2.0	4336.9	4.0	2981.8	2.0
2004	11871.6	4.0	10400.4	2.0	4510.3	4.0	3041.4	2.0
2005	12346.4	4.0	10608.4	2.0	4690.7	4.0	3102.2	2.0
2006	12840.3	4.0	10820.6	2.0	4878.4	4.0	3164.3	2.0
2007	13353.9	4.0	11037.0	2.0	5073.5	4.0	3227.5	2.0
2008	13888.0	4.0	11257.7	2.0	5276.5	4.0	3292.1	2.0
2009	14443.6	4.0	11482.9	2.0	5487.5	4.0	3367.9	2.0
2010	15021.3	4.0	11712.6	2.0	5707.0	4.0	3425.1	2.0

**TABLA 5.6**  
**DEMANDA PROYECTADA DE MIBK (TM/AÑO) EN LA CAN**

AÑOS	COLOMBIA	VENEZUELA	PERU	ECUADOR	TOTAL
1995	1418.7	1837.4	317.0	1216.0	4789.15
1996	1479.9	1888.9	355.5	1263.3	4987.55
1997	1543.5	1976.5	395.5	1311.6	5227.07
1998	1609.7	2103.8	437.0	1360.6	5511.32
1999	1678.5	2274.4	480.3	1411.0	5844.19
2000	1750.1	2492.3	525.3	1462.2	6229.86
2001	1824.5	2761.8	572.0	1514.4	6672.81
2002	1902.0	3087.5	620.7	1567.7	7177.84
2003	1982.5	3474.3	671.3	1622.0	7750.10
2004	2066.2	3927.5	723.9	1677.5	8395.09
2005	2153.3	4452.8	778.6	1734.0	9116.73
2006	2243.9	5056.3	835.5	1791.7	9927.34
2007	2336.1	5744.4	894.7	1850.5	10827.69
2008	2436.1	6524.3	956.2	1910.5	11827.03
2009	2537.9	7403.3	1020.3	1971.7	12933.13
2010	2643.9	8389.5	1088.8	2034.1	14154.27

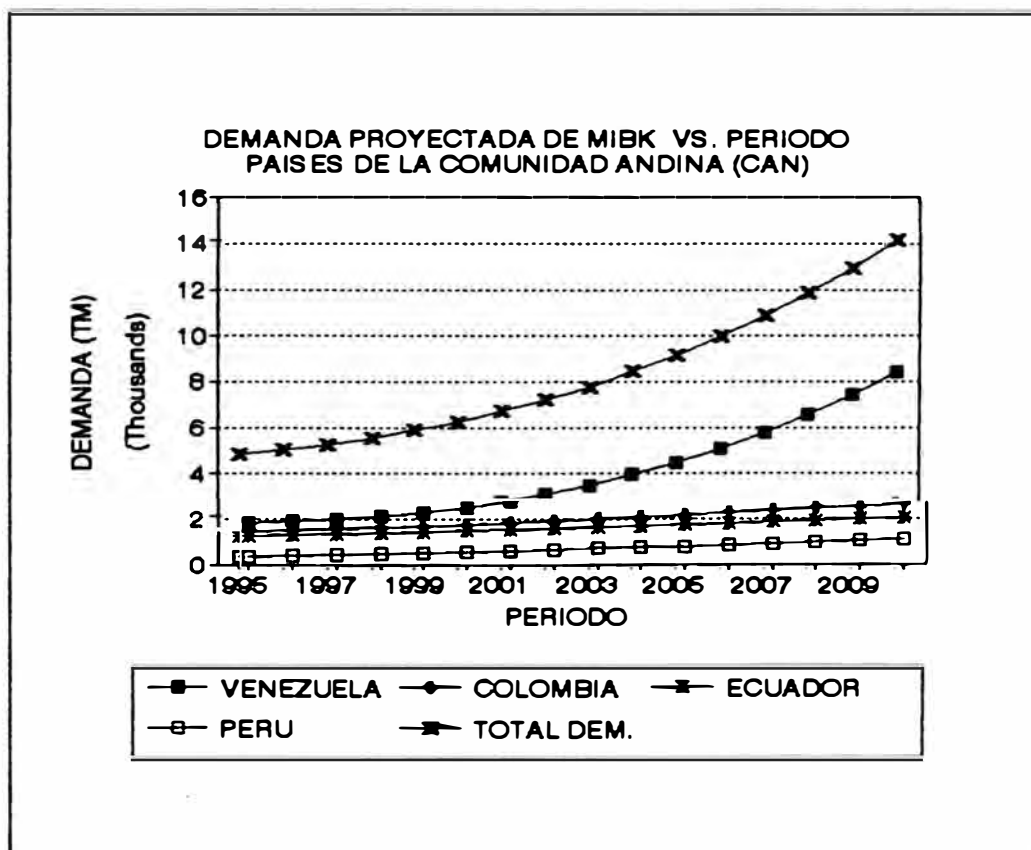


FIGURA 5.3

## **5.6 Disponibilidad de Materias Primas**

Actualmente, no existe en el Perú, una Planta de producción de ACETONA (13), por lo que este insumo se importará totalmente a granel en buques tanque de Estados Unidos y puede descargarse por tubería o en Camiones Cisterna a un Tanque de Almacenamiento ubicado en la Planta. Los proveedores se mencionan en el APENDICE B.2.

Respecto al Hidrógeno, el Proyecto contará con una pequeña Planta de Producción de Hidrógeno que cubrirá los requerimientos.

## **5.7 Evaluación de Precios de MIBK y Acetona**

Debido a que el Mercado del MIBK en la CAN es cubierta por importaciones de Terceros Países, se debe conocer el Precio de Importación, a efectos de fijar el Precio de Exportación de MIBK a Colombia, Venezuela y Ecuador y el Precio para el Mercado Interno. Asimismo, siendo la ACETONA insumo para producir el MIBK e importada de Terceros Países se debe conocer el Precio de Importación de Terceros Países al Perú.

En base al Procedimiento de Cálculo establecido en el APENDICE B.2 se obtuvo los Resultados que se muestran en la TABLAS 5.7, 5.8 y 5.9.

En la TABLA 5.7 se muestra los Costos de Importación de MIBK. El Precio FOB-PERU para los países de

Venezuela, Colombia y Ecuador fijado para exportación se obtiene igualando el Costo de Importación de MIBK procedentes de Perú y EE.UU.:  
 $(\text{FOB-PERU} + \text{FLETE} + \text{SEGURO}) = (\text{FOB-EE.UU.} + \text{FLETE} + \text{SEGURO} + \text{DERECHO ARANCELARIO})$ ; el FOB-EE.UU para cada país se calcula en base al Valor Promedio de los últimos 3 años ponderados al peso y el Derecho Arancelario es el 10 % del Valor CIF.

Para evaluar el Proyecto se elegirán Precios FOB-PERU que no superen los Precios de 1244, 1375 y 1392 US\$/TM para Venezuela, Colombia y Ecuador, respectivamente, precios con los que se igualan los Costos en CIF + DERECHO ARANCELARIO procedentes de EE.UU., país que es el mayor proveedor de dicho mercado, el cual se muestra en la TABLA 5.8.

Para el Caso de la venta de MIBK en el Mercado Interno, se determina que se venderá en 1481 US\$/TM que iguala el Costo de Importación en CIF + DERECHO ARANCELARIO procedente de Argentina, descartándose el Costo de Importación procedente de EE.UU. debido a que el Proveedor principal es Argentina.

En la TABLA 5.9 se muestra el Costo de Importación de la Acetona, cuando será utilizada para producir MIBK para exportación y MIBK para consumo interno; siendo menor para exportación debido a que la Acetona se acoge a Admisión Temporal y no está afecta al pago de tributos a la importación.

**TABLA 5.7**

**COSTOS DE IMPORTACION DE MIBK (US\$/TM MIBK) PROCEDENTE DE EE.UU. PARA LOS PAISES DE LA CAN Y DE ARGENTINA PARA PERU**

COMPONENTES DEL COSTO	VENEZUELA	COLOMBIA	ECUADOR	PERU	PERU (1)
FOB EE.UU. (US\$/TM)	1170	1170	1170	1321	1181
FLETE (US\$/TM)	68	130	138	185	145
SEGURO (US\$/TM)	4	4	4	5	4
CIF (US\$/TM)	1242	1304	1312	1511	1330
TASA ARANCELARIA (%)	10	10	10	12	11.28
DERECHO ARANCELARIO (US\$/TM)	124	130	131	181	150
CIF + DERECHO ARANC. (US\$/TM)	1367	1435	1444	1692	1481

**CIF = FOB + FLETE + SEGURO**

(1) FOB-ARGENTINA; TASA ARANCELARIA = 0.94% DE 12 = 11.28, PAR No. 4 - ALADI  
 TASA ARANCELARIA = 10 % ARANCEL EXTERNO COMUN (AEC) DE CAN (EXCEPTO PERU)  
 PERU APLICA SU ARANCEL NACIONAL DE 12 %  
**COSTO DE IMPORTACION = CIF + DERECHO ARANCELARIO**

**TABLA 5.8**

**FIJACION DE PRECIOS DE MIBK PARA EXPORTACION Y CONSUMO INTERNO**

COMPONENTES DEL COSTO	VENEZUELA	COLOMBIA	ECUADOR
COSTO DE IMPORTACION (US\$/TM)	1367	1435	1444
(-) FLETE (US\$/TM)	118	55	47
(-) SEGURO (US\$/TM)	5	5	5
FOB - PERU (US\$/TM)	1244	1375	1392

**FLETE Y SEGURO POR TRANSPORTE DE PERU A VENEZUELA, COLOMBIA Y ECUADOR. SE ESTIMA EL PRECIO FOB-PERU QUE IGUALE EL COSTO DE IMPORTACION. PARA EL MERCADO INTERNO: PRECIO = COSTO DE IMPORTACION = 1481 US\$/TM**

**TABLA 5.9**

**COSTO DE IMPORTACION DE ACETONA A GRANEL PROCEDENTE DE  
EE.UU. PARA PERU**

COMPONENTES DEL COSTO	(1)	(2)
FOB EE.UU. , (US\$/TM)	335	335
FLETE , (US\$/TM)	90	90
SEGURO , (US\$/TM)	3	3
CIF - PERU , (US\$/TM)	428	428
TASA ARANCELARIA , (%)	0	12
DERECHO ARANCELARIO , (US\$/TM)	0	51
TASA DE IGV , (%)	0	18
IGV , (US\$/TM)	0	86
TASA DE OTROS COSTOS , (% FOB)	3	3
OTROS COSTOS , (US\$/TM)	10	10
TOTAL COSTO DE IMPORTACION , (US\$/TM)	438	575

(1) COSTO DE ACETONA PARA PRODUCIR MIBK PARA EXPOR-  
TACION.

(2) COSTO DE ACETONA PARA PRODUCIR MIBK PARA EL  
MERCADO INTERNO.

## 5.8 Determinación de la Capacidad de Planta

La capacidad de una Planta de MIBK está en función de 05 factores:

- Tecnología
- Demanda
- Materia Prima
- Inversión
- Financiamiento

En cuanto a la Tecnología (18), una Planta de 8000 TM/año está operando en Alemania y una Planta de 4000 TM/año está operando en Argentina bajo la licencia de DEUTSCHE TEXACO AG, hoy absorbida por RWE-DEA/CONDEA-GROUP; proceso de un solo paso que es aplicado por los diferentes Fabricantes de MIBK en el mundo.

En cuanto a la Demanda, se proyecta en el año 2000 el inicio de operación siendo la proyectada de 6230.00 TM de MIBK, aumentando en un 107% en el año 2009, final del proyecto.

En cuanto a las Materias Primas, si bien la ACETONA será importada no existe desabastecimiento de este insumo en el mercado mundial, dado el mercado del fenol, la ruta de peroxidación del cumeno es la más económica para obtener Acetona como subproducto; el hidrógeno estará disponible al ser producido en la misma Planta de MIBK.



En cuanto a la Inversión y Financiamiento, las condiciones normativas dictadas por el actual gobierno en lo referente a la promoción de las Inversiones y apertura económicas, el ingreso de capitales al Perú provenientes de todas partes del mundo, garantizan en cierta forma el financiamiento de los proyectos rentables; siendo el Costo de Capital actualmente para Empresas Medianas Industriales de 15%, según fuentes de Entidades Financieras Locales.

El Tamaño de Planta se fija en 5500 TM/Año, que es el necesario para cubrir la Demanda de MIBK de la CAN desde el primer año de operación, aprovechando las ventajas competitivas del ARANCEL CERO frente al AEC y las Tarifas de Fletes de Transporte Marítimo Internacional por la cercanía del Perú a dichos Mercados. El Tamaño está dentro del rango de 4000 y 8000 TM/año de Plantas Comerciales rentables existentes en otros países; no existiendo inconvenientes respecto al abastecimiento de materias primas y el acceso al financiamiento.

## **5.9 Aspectos Legales y Análisis del Entorno de Riesgos y Oportunidades para Instalar una Planta de MIBK en el Perú**

### **5.9.1 Gobierno**

Disposiciones como la liberalización del Comercio Exterior, Crecimiento de la Inversión Privada mediante Convenios de Estabilidad Jurídica, reducción del Estado; ha permitido que crezcan las inversiones en el Perú.

### **5.9.2 Económico (10)**

Actualmente el Tipo de Cambio real es negativo, el cual no favorece a los exportadores, en la medida de lo posible la devaluación debe ser mayor a la inflación la inflación ha sido controlada a 02 dígitos, siendo la meta reducirlo a un dígito; se ha logrado la reinserción en el Sistema Financiero Internacional generando inversiones y un mayor crecimiento económico; el PBI ha crecido en los 04 últimos años en las tasas de 6.5, 13.1, 7.0, 1.7%, proyectándose una Tasa de crecimiento de 4% para 1997, siendo el objetivo lograr tasas de crecimiento mayores al 4% en el corto plazo

para crecer en el mediano plazo a tasas del 7% anual.

### **5.9.3 Social**

A la fecha, se ha controlado el Terrorismo en el Perú, por lo que no representa un riesgo para la inversión; los Sindicatos Laborales prácticamente no existen, se refleja en una tendencia decreciente en las huelgas, los trabajadores implicados y las horas-hombre perdidas.

### **5.9.4 Demográfico**

Un Índice de Natalidad creciente, da una proyección de población creciente, asegura una mayor demanda de productos.

### **5.9.5 Aspectos Legales**

La Acetona y el MIBK son utilizados ilícitamente en la elaboración del clorhidrato de cocaína; por lo que estas sustancias están sujetas a control y fiscalización en el Perú; según lo establecido en las Normas Legales (19): Decreto Ley No. 25623, Circular No. 46-70-92-SUNAD, Decreto Supremo No. 008-93-ITINCI, Decreto Supremo No. 018-93-ITINCI, Resolución

Directoral No. 136-96-MITINCI-DNI-DIQPF, Circular No. 46-37-93-ADUANAS, Circular 46-38-93-ADUANAS/INTA/NPA, Circular No. 46-04-94-ADUANAS-INTA, Decreto Supremo No. 001-94-IN, Decreto Supremo No. 007-97-ITINCI y Circular 46-25-97-ADUANAS/INTA.

Los requisitos más importantes a cumplir por una Empresa Productora y exportadora de MIBK e importadora del insumo Acetona necesario para su proceso de producción son:

- a) Llevar un Registro Especial de Ventas en el que se consignará diariamente el Número de Factura, fecha de venta, cantidad expresada en Kg/litro del insumo o producto vendido, nombre y apellido o razón social del comprador sea persona natural o jurídica, número de RUC, domicilio comercial y real, lugar donde ha sido entregada la mercadería, y nombre y apellidos de quienes reciben los insumos.
- b) Tener Licencia de Funcionamiento para fabricar MIBK, previa verificación de las instalaciones de la Planta, la que se efectuará por el MITINCI.
- c) Llevar un Registro especial de Producción de MIBK debidamente legalizado que contendrá información diaria sobre la materia prima

ACETONA, así como la cantidad producida de MIBK. En este Registro Especial deberá señalarse también la procedencia de la ACETONA.

d) Presentar mensualmente y con carácter de declaración jurada al MITINCI, el movimiento que figure en el Registro a que se refiere el punto a).

e) Informar sobre los volúmenes de Acetona utilizados así como su origen y procedencia, al MITINCI.

f) Presentar ante Aduanas, previo a la exportación del MIBK la Autorización emitida por la Oficina General de Productos Químicos Supervisados por el MITINCI.

El incumplimiento de estas disposiciones conllevarán a las sanciones previstas en el Decreto Ley No. 25623 y modificatorias; sin perjuicio de las acciones penales que correspondan.

#### **5.9.6 Tributario (19)**

Actualmente los bienes de capital a importarse para instalar la Planta de MIBK en el Perú, están afectos a un derecho arancelario Ad/Valorem CIF de 12% y el Impuesto General a las Ventas IGV de 18%,

dando un consolidado en Tributos a la importación de 32.16% del Valor CIF. Cabe precisar, que la tasa del derecho Ad/Valorem CIF se ha reducido recientemente de 15% a 12%, aperturando más nuestra economía al mundo, a efectos de reducir los costos de inversión y de producción y ser más competitivo en un mercado globalizado.

La Materia Prima Acetona podrá ingresar al Perú, bajo el régimen de Promoción a las Exportaciones de Admisión Temporal con la suspensión del pago de los tributos a la importación, para lo cual se requiere que esta materia prima sea utilizada en la producción de MIBK el cual será exportado, la cantidad de acetona utilizada en la producción de MIBK para cubrir el mercado nacional deberá seguir el régimen de una importación normal pagando todos los tributos que le corresponden a su importación.

El producto MIBK producido que es exportado, no está afecto a ningún tributo.

Recientemente se han dictado una serie de medidas para incentivar el desarrollo del eje sur y norte, con la creación de los Ceticos (Centros de Exportación, Transformación, Industria, Comercialización y Servicios),

dados por los Decretos Legislativos 842, 843, 864, 865, Decretos Supremos 016-96-MTC, 023-96-ITINCI y 005-97-ITINCI. Entre dichas medidas están principalmente, las de carácter tributario, para las Empresas que se instalen en estos Centros, las cuales están exonerados de todo pago de tributos, siempre y cuando exporten la totalidad de su producción de bienes. El artículo 7 del Decreto Supremo No. 023-96-ITINCI establece que no podrán ser objeto de almacenamiento los insumos químicos fiscalizados de conformidad con el Decreto Ley 25623, por lo que esta disposición excluye que se instale una Planta de MIBK dentro de un Ceticos, debido a que la Acetona y el MIBK son sustancias que son fiscalizados según el Decreto Ley mencionado. Los Factores Gobierno, Económico, Social, Demográfico, Importación de Acetona, Producción y Exportación de MIBK y Tributario; son considerados como OPORTUNIDADES para instalar una Planta de MIBK en el Perú.

#### **5.10 Localización de la Planta**

El lugar más adecuado, es en una Zona Industrial que tenga servicios como agua y electricidad; cercano a

un Puerto Marítimo, como el Callao, a efectos de tener menores costos en el traslado interno de la Acetona importada a la Planta y el traslado del MIBK de la Planta al Puerto para su embarque.

Generalmente, la localización de la Planta depende de factores como materias primas, Mercados, Servicios industriales, aspectos tributarios y restricciones legales.

Analizaremos cada uno de los factores:

El factor materia prima respecto a la Acetona a granel tiene ventaja para el Callao, porque se puede usar descargas por tubería para la Acetona o descarga en camiones cisterna para su almacenamiento en un tanque dentro de la Planta. El Mercado es principalmente de exportación, de ubicarse la Planta en el Callao el acceso al Puerto es directo, asimismo existe en dicho Puerto una mayor frecuencia de Naves comparado con otros puertos peruanos. Los servicios industriales como agua, vapor y electricidad; están más disponibles en el Callao. Respecto a los aspectos tributarios; con la creación de los Ceticos, la misma norma legal excluye la instalación de la Planta de MIBK en cualquiera de dichos Centros. Por lo que se concluye que la ubicación de la Planta de MIBK será en el CALLAO.



## **VI. INGENIERIA DEL PROYECTO**

### **6.1 Descripción de la Patente (20)**

#### **6.1.1 Sumario**

Este estudio describe el proceso de obtención del MIBK a partir de la acetona e hidrógeno, por condensación aldólica de la acetona e hidrogenación, para dar MIBK. El proceso se realiza en un lecho de catalizador sólido, hecho de una resina de intercambio catiónico fuertemente ácida y que en su superficie contiene un metal noble reducido (paladio). Dicho catalizador permite que las reacciones químicas de condensación aldólica e hidrogenación, ocurran simultáneamente. A continuación se describe los resultados de las pruebas realizadas a nivel de laboratorio.

#### **6.1.2 Pruebas de Laboratorio.**

Las siguientes pruebas dan a conocer detalles técnicos del catalizador, condiciones de operación en el reactor y composición del producto cetónico bruto; con respecto a la reacción entre la acetona y el hidrógeno para

producir MIBK. A continuación se describe cada prueba.

a) PRUEBA I.- El catalizador es preparado de la siguiente manera, un litro (408 gr. de sustancia seca) de un intercambiador catiónico fuertemente ácido hecho sobre una base de poliestireno-divinil benceno, ejm. DOWEX 50 W-X8 en la forma de ión hidrógeno, es mezclado en el estado húmedo con 12,6 gr. de cloruro de paladio en una solución acuosa de 2N ácido clorhídrico, la solución es uniformemente distribuido a través del intercambiador catiónico por agitación. Luego el agua es removido en un evaporador de vacío rotatorio hasta que la sustancia esté seca; esto produce un recubrimiento uniforme de la sal del metal noble sobre el intercambiador catiónico.

El catalizador de cloruro de paladio cargado es luego precalentado alrededor de 100 °C en una columna de vidrio equipado con una chaqueta de calentamiento, mientras que el hidrógeno es pasado a través de él hasta que prácticamente no se detecte cloruro de hidrógeno en el exhaustor de gas. La chaqueta de calentamiento es cerrada y el catalizador es enfriado por una corriente de nitrógeno.

El catalizador se encuentra listo para su uso.

La manufactura del MIBK es realizado en un recipiente tubular de presión hecho de acero V4A, el cual tiene un diámetro de 26 mm. y una longitud de 2.40 mts., el cual es llenado con el catalizador bifuncional descrito arriba. La chaqueta de enfriamiento del tubo de reacción consiste en 2 secciones de 1.20 mts cada uno, el cual puede ser enfriado independientemente uno de otro.

Por medio de una bomba dosificadora, 2.41 litros por hora de acetona precalentada alrededor de 120 °C es alimentado en el tope del reactor, mientras que 180 litros por hora de hidrógeno se alimenta también en el tope del reactor. El reactor se mantiene a una presión de 30 atm., asimismo, se tiene temperaturas máximas de alrededor de 140 °C en la sección más alta del reactor, y de alrededor de 137 °C en la sección más baja. El producto de reacción es luego llevado a un separador líquido-gas, donde los vapores de hidrógeno que se separa del líquido arrastra una pequeña porción del producto de reacción. La fase líquida del producto cetónico bruto se muestra en la TABLA 6.1.

**TABLA 6.1.(20)**

**COMPOSICION DEL PRODUCTO CETONICO BRUTO**

COMPONENTES	Después de 180 hs%	Después de 567 hs%	Después de 800 hs%
Despunte	0.55	0.44	0.50
Acetona	54.00	55.70	54.70
IPA	1.60	1.00	1.30
MIBK	34.70	34.40	34.50
DIBK	1.30	1.30	1.30
Cetonas más altas	0.65	0.56	0.60
Agua	7.20	6.60	7.10

Asimismo el rendimiento del MIBK por unidad de volumen por unidad de tiempo es 566 grs/lt de volumen de catalizador-hora o 1350 grs. de MIBK/Kg de catalizador sólido-hora.

b) PRUEBA II.- El tubo de reacción descrito en la prueba I es llenado en la sección más alta de enfriamiento con una mezcla bien distribuida de 70 partes de un catalizador sólido fabricado de acuerdo a lo anterior, y con un contenido de paladio de 1.5% y 30 partes de la sal de sodio del intercambiador catiónico DOWEX 50 W-X8. La sección de enfriamiento inferior, es llenado con un catalizador sólido conteniendo 1.5 % de paladio. Al reactor se alimentan 2.4

litros/hora de acetona y 200 litros/hora de hidrógeno. La composición del producto cetónico se da en la TABLA 6.2.

**TABLA 6.2(20)**  
**COMPOSICION DEL PRODUCTO CETONICO BRUTO**

COMPONENTES	PORCENTAJE
Despunte	0.50
Acetona	52.50
IPA	0.30
MIBK	37.40
DIBK	1.40
Cetonas más altas	0.60
Agua	7.30

### 6.1.3 Selección de la Prueba.

De acuerdo al proceso industrial de la Firma DEUSTCHE TEXACO de obtención de MIBK (18), las condiciones de operación en el reactor son presión de 30 bar(29.6 atm.) y temperatura de 130- 140 °C. Asimismo, el producto crudo obtenido antes de las unidades de destilación, contiene 35% de MIBK (en peso). Estos datos se aproximan bastante a lo establecido por la patente según la prueba I, para 180 horas de operación (ver TABLA 6.1).

Resumiendo los datos que establece la prueba I se tiene:

#### Acetona

- Carga de acetona al reactor( $V_{liq}$ ): 2.41 lt/hr. a la Temperatura (T) de 25 °C y presión de 30 atm.
- Flujo molar de acetona( $F_a$ )=  $d \cdot V_{liq} / M$

donde:

d : Densidad(gr/cc), Del APENDICE A- TABLA A.19

$V_{liq}$ : Flujo volumétrico (lt/hr.)

M : Peso molecular (gr/molgr), Del APENDICE A-TABLA A.1

Reemplazando datos:  $F_a = 32.91$  moles/hr.

#### Hidrógeno

- Carga de hidrógeno al reactor( $V_{gas}$ ): 180 lt/hr. a la Temperatura(T) de 120 °C y Presión(P) de 30 atm.
- Flujo molar del hidrógeno ( $F_h$ ) =  $P \cdot V_{gas} / (R \cdot T)$

donde:

R: Constante universal de gases (0.082 atm.lt/molgr-K)

Reemplazando datos:  $F_h = 166.00$  moles/hr.

- Razón molar de alimentación acetona/hidrógeno al reactor ( $F_a/F_h$ ):

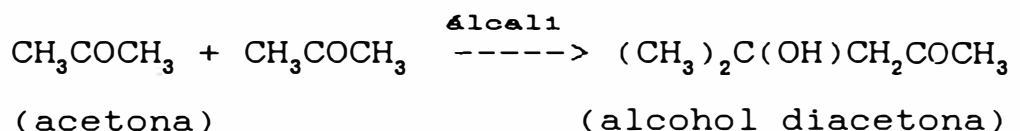
$$F_a/F_h = 1/5.05$$

## 6.2 Métodos de Obtención de MIBK

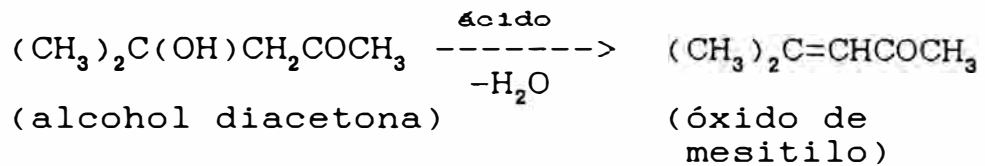
### 6.2.1 Proceso de Tres Etapas-Método Tradicional(21)

Antiguamente la obtención industrial del MIBK se llevaba a cabo en tres etapas, la descripción de cada una de ellas es como sigue:

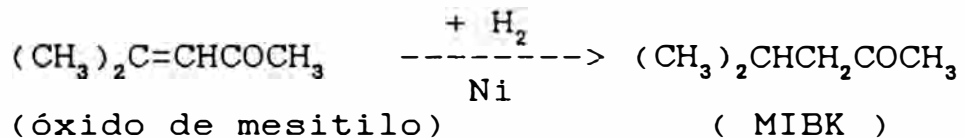
a) **Etapa de condensación aldólica.**- La acetona en fase líquida se aldoliza en presencia de catalizadores básicos. Se presenta la siguiente reacción:



b) **Etapa de deshidratación.**- La reacción es catalizada por protones (se utiliza pequeñas cantidades de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  o  $\text{H}_3\text{PO}_4$ ). El alcohol de alto peso molecular que se forma, se deshidrata obteniéndose óxido de mesitilo. Ocurre la reacción siguiente:



**c) Etapa de hidrogenación.**- Se consigue obtener MIBK por hidrogenación del óxido de mesitilo. La reacción se lleva a cabo en presencia de catalizadores de níquel.



En la FIGURA 6.1 se muestra el diagrama de flujo del proceso descrito.

### 6.2.2 Proceso de una Sola Etapa - Método Actual

Los procesos tradicionales de manufactura de MIBK a nivel industrial, han sufrido una variación sustancial. La reacción de síntesis química de obtención del MIBK, se realiza actualmente en una sola etapa de reacción. El aporte tecnológico que destaca en importancia, es el desarrollo de nuevos catalizadores bifuncionales, que permiten que la obtención del MIBK se lleve a cabo en una sola etapa.

A nivel industrial existen diversas plantas de MIBK en el mundo, entre ellas tenemos



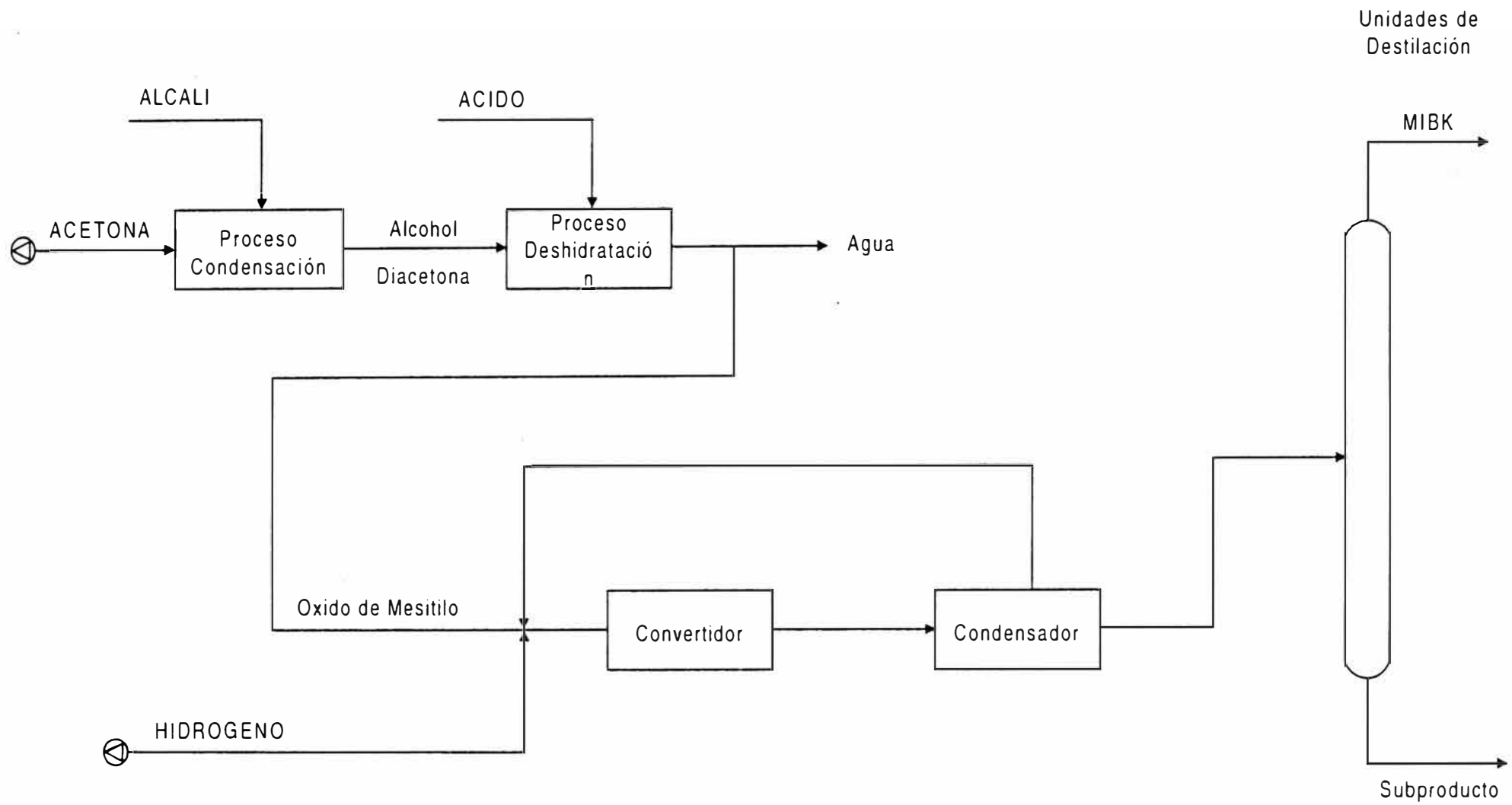


Figura 6.1  
 DIAGRAMA DE FLUJO  
 PROCESO TRADICIONAL DE  
 OBTENCION DE MIBK

(21):

\*EXXON CORPORATION BAY WAY N.J.

\*SHELL CHEMICAL CO. DEEK, PARK, TEXAS,  
CALIFORNIA

\*JENESSEE EATSMAN CO. KINGS FORT

\*UNION CARBIDE CORP. INSTITUTE W., SOUTH  
CHARLESTON.

\*DEUSTCHE TEXACO AG, FRANKFURT, GERMANY.

NOTA: SHELL es uno de los productores más importantes de MIBK en Europa Occidental.

### **6.3 Descripción del Proceso Industrial de Obtención de MIBK (18)**

El diseño se basa en el proceso industrial comercial de la Firma DEUSTCHE TEXACO.

#### **6.3.1 Proceso Industrial de la Firma DEUSTCHE TEXACO.**

La información que proporciona el artículo de la revista (18) es la siguiente:

**a) Aplicación.**- Proceso de manufactura del MIBK (mín. de pureza 99%) a partir de acetona e hidrógeno.

**b) Síntesis del proceso de manufactura.**- La acetona líquida es precalentado para luego ser cargado a un reactor de lecho fijo, donde se pone en contacto con el hidrógeno



Electricidad (KWHR)	. . . . .	360
Catalizador (US\$)	. . . . .	4.0 aprox.
Tiempo de vida del catalizador	. . . . .	1 año

**e) Instalaciones comerciales.**- Una planta de 8,000 ton/año operando en Alemania y una planta de 4000 ton/año instalado en Argentina.

**f) Licencia.**- DEUSTCHE TEXACO AG por medio de TEXACO DEVELOPMENT CORP. or Edeleneau Gesellschaft mbH, Frankfurt (principal).

También se adjunta un diagrama de flujo del proceso de manufactura del MIBK (FIGURA 6.2).

En este diagrama se establece en líneas generales la ruta que sigue el proceso como la síntesis química (reactor de lecho fijo), separación del gas hidrógeno (no reaccionado) y la purificación de producto crudo (unidades de destilación). Cabe señalar que no se dispone de datos de condiciones de operación en los equipos, a excepción del reactor.

**6.3.2 Proceso a Nivel Planta Piloto.**- La referida información técnica corresponde a un estudio realizado a nivel planta piloto, de producción de MIBK en una sola etapa, a partir de acetona e hidrógeno y utilizando un catalizador bifuncional desarrollado por

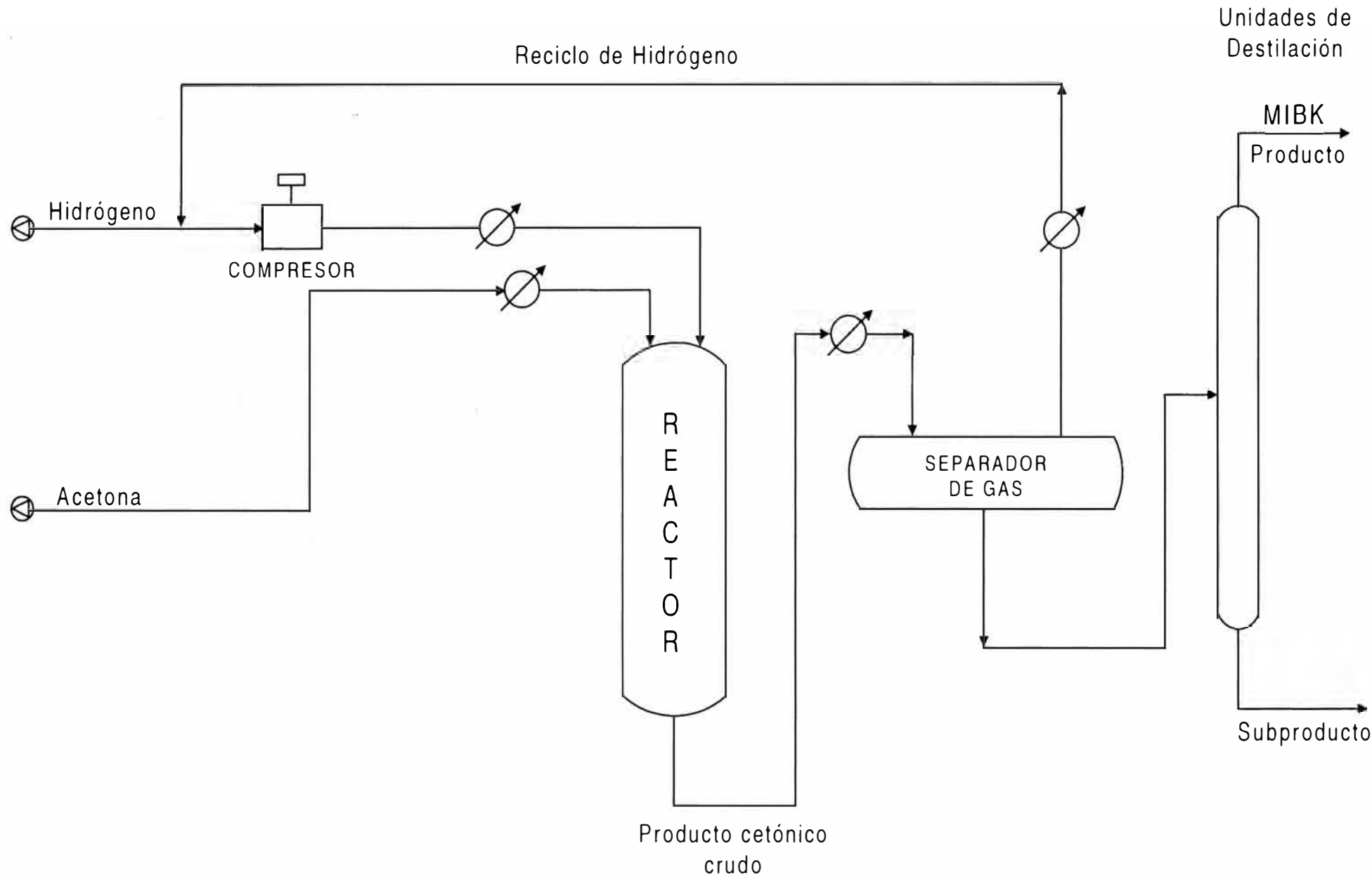


Figura 6.2  
 DIAGRAMA DE FLUJO DE MIBK  
 PROCESO: DEUTSCHE TEXACO

los autores del estudio (investigadores Japoneses). Seguidamente se dan referencias sobre el catalizador utilizado, la descripción del proceso y los resultados obtenidos.

**a) Aspectos Técnicos del Catalizador.-** El catalizador contiene ZrP cargado con una pequeña cantidad de metal paladio. El catalizador tiene una eficiencia que resulta ser sensible de acuerdo a las condiciones de preparación que se ha seguido, tales como: el pH que se mantuvo durante el intercambio iónico, el contenido actual de paladio y las condiciones de reducción que se llevó a cabo finalmente.

El catalizador que se obtiene es bifuncional, es decir, el sitio ácido cataliza la condensación de la acetona a óxido de mesitilo y el metal paladio que se encuentra depositado sobre la superficie del catalizador, hidrogena selectivamente el óxido de mesitilo para obtener MIBK.

En la TABLA 6.3 se muestra las propiedades típicas del catalizador de MIBK. El tamaño promedio de las partículas de paladio añadidas sobre la superficie del catalizador, fue estimada en menos de 30 °A. Asimismo la

distribución uniforme del metal paladio, no sólo consigue una conversión eficiente de la acetona, sino también, disminuir las reacciones secundarias indeseables como la hidrogenación del grupo carbonilo.

**TABLA 6.3 (22)**

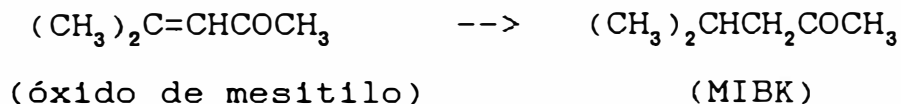
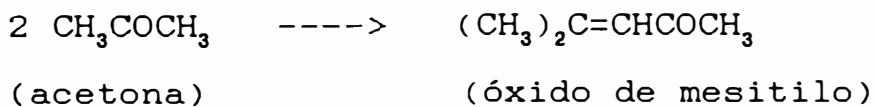
**PROPIEDADES DEL CATALIZADOR**

**PROCESO TOKUYAMA**

Composición	ZrP cargado con Pd
Relación P/Zr	1.0 - 2.0
Contenido de Paladio	0.1 - 0.5 % en peso
Tamaño de partícula de Pd	Menos de 30 $\mu$ A
Area de superficie	150 - 200 m/gr.
Acidez	0.5 meq/gr. a pK=3.0-5.6

**b) Cinética de las Reacciones.-** Las reacciones que se dan en el proceso de una sola etapa son:

**Reacción principal:**



(PRODUCTO PRINCIPAL)





**Resultados:**

Conversión de acetona : 30%  
Selectividad de MIBK : 95 % mol  
Rendimiento espacio-tiempo: 1555 gr/l<sub>cat</sub>.\*  
hr.  
Durabilidad del catalizador: mayor de 3000  
hr.de oper.

**d) Descripción del Proceso.-** El hidrógeno y la acetona son precalentados y alimentados al reactor catalítico de lecho fijo, en una relación molar de 0.20 a 0.40. Las condiciones de operación en el reactor son: presión de 20 a 50 atm., temperatura de 120 a 160 °C y con una conversión de acetona de aproximadamente 30 a 40 % por paso. Bajo estas condiciones la selectividad del MIBK resulta mayor de 95%, basado en acetona convertida.

El producto de la reacción es enfriado en un intercambiador de calor, donde se aprovecha el calor removido para precalentar la acetona que se alimenta al proceso. El producto enfriado es enviado a un separador de gas, donde el hidrógeno que no ha reaccionado es reciclado al reactor. La corriente líquida del separador es enviado a una columna de

recuperación de acetona, la cual es recuperada y reciclada. El MIBK crudo se lleva a un separador líquido-líquido, donde se extrae el agua, para finalmente purificar el MIBK en unidades de destilación siguientes. En la FIGURA 6.3 se muestra el diagrama de flujo del proceso Tokuyama.

**e) Conclusiones del Estudio.-** El catalizador bifuncional muestra una larga vida de operación, resistencia a las impurezas del almacenaje de las materias primas, alta reactividad y buena selectividad. Todo ello permite obtener ventajas económicas significantes en relación al proceso tradicional de manufactura del MIBK (tres etapas).

La inversión de la planta se reduce propiamente al uso de sustancias químicas libres de corrosión y con un pequeño reactor. En resumen, el proceso es bastante flexible para producir exclusivamente MIBK y óxido de mesitilo, en una proporción óptima controlando las condiciones de reacción.

#### **6.4 Descripción del Proceso Propuesto**

El diseño del proceso de obtención del MIBK se realiza tomando como base el proceso industrial de

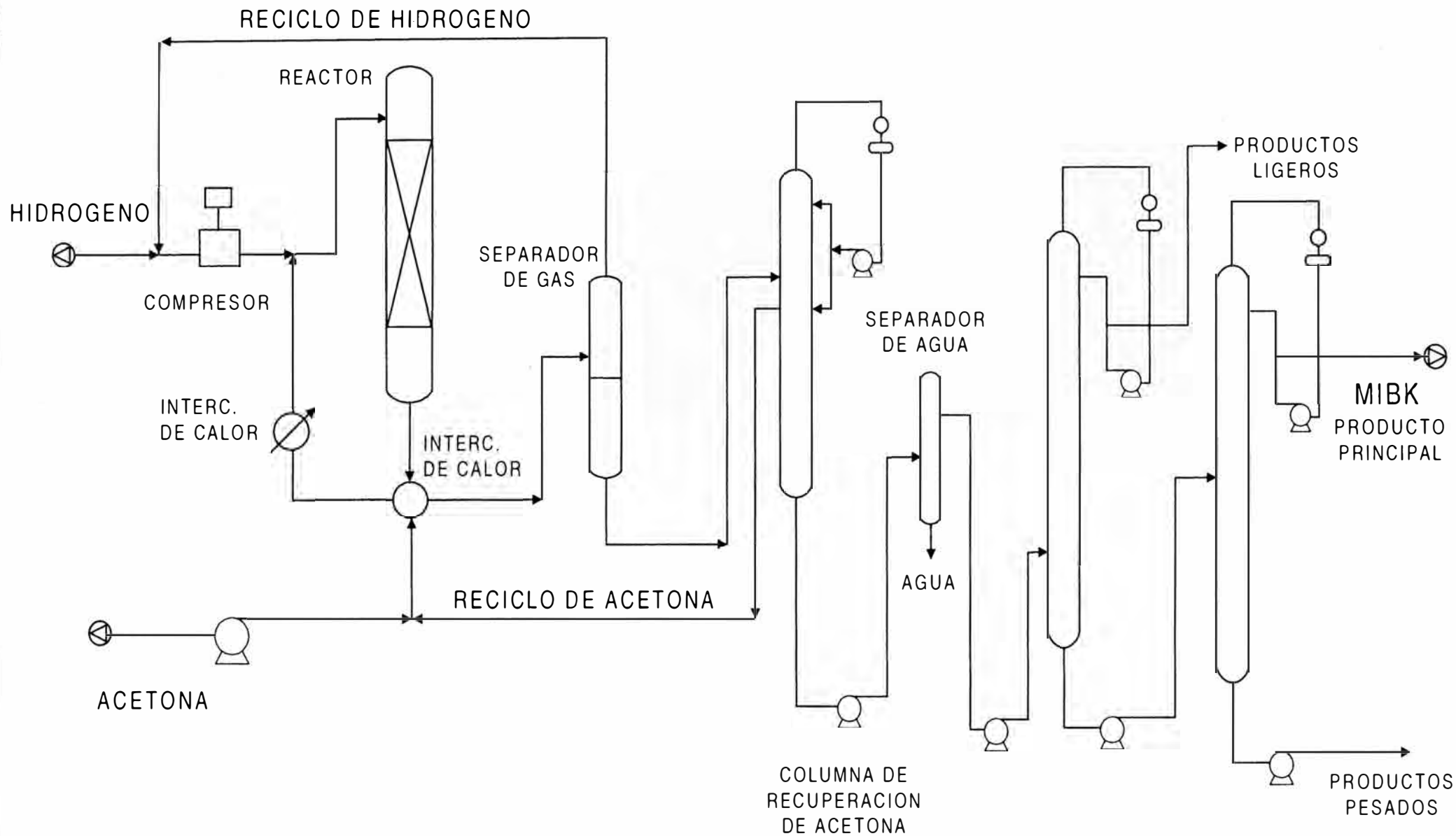


Figura 6.3  
 DIAGRAMA DE PROCESO DE  
 OBTENCION DE MIBK  
 PROCESO: TOKUYAMA

la DEUSTCHE TEXACO y considerando la información de la Patente U.S. No. 3,574,763. Con respecto a las condiciones de operación del reactor (presión y temperatura) así como tipo de reactor y catalizador utilizado que señala la patente, estos se aproximan a las establecidas por el proceso industrial DEUSTCHE TEXACO.

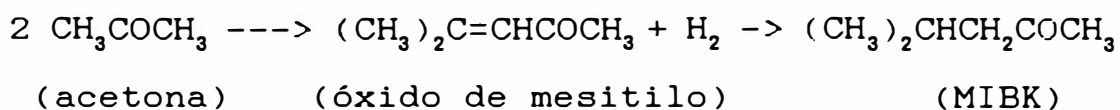
También se ha considerado la información técnica del trabajo de investigación realizado por los japoneses a nivel planta piloto respecto a las etapas de separación del gas (hidrógeno) y purificación del producto crudo MIBK (fase líquida) por ser más detallada que el Proceso de la DEUSTCHE TEXACO.

**El proceso de obtención del MIBK que se propone es como sigue:**

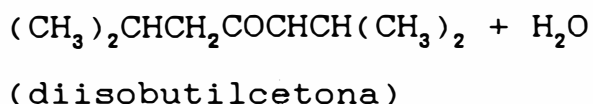
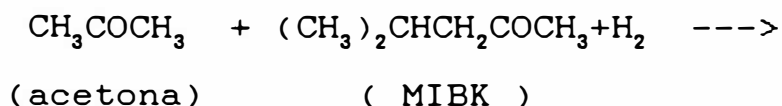
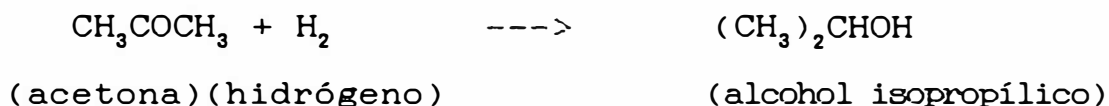
**a) Síntesis.-** La acetona en fase líquida y el hidrógeno (gas) se alimentan a los reactores a las condiciones de operación que establece la patente, ellos son: presión de 30 atm., temperatura de 130 a 135 °C y una relación molar de alimentación acetona/hidrógeno de 1/5. Los reactores catalíticos son de lecho fijo y contienen un catalizador bifuncional (resina de intercambio catiónico fuertemente ácido, con base de metal noble), en donde las reacciones químicas que ocurren entre la acetona y el hidrógeno tales como la aldolización

de la acetona, así como la deshidratación e hidrogenación, se llevan a cabo en una sola etapa. A continuación se describen las reacciones químicas que ocurren:

**Reacción principal:**



**Reacciones secundarias:**



Asimismo el calor de reacción que se desarrolla en los reactores, es removido por medio de agua de enfriamiento que circula en el interior de cada reactor. Dicho calor de reacción es del orden de 32 Kcal/mol de MIBK de acuerdo a la patente. La reacción más importante es la aldolización de la acetona a óxido de mesitilo, e inmediatamente la hidrogenación a MIBK.

Los productos de reacción compuesto por una fase líquida (orgánica) y la fase gaseosa (principalmente hidrógeno que no ha reaccionado) son llevados a unidades de separación de gas (uno de alta presión, presión: 10 atm. y temperatura: 32 °C; y otro de baja presión, presión: 1.2 atm. y temperatura: 70 °C); el gas hidrógeno separado es reciclado a los reactores.

La fase líquida (producto crudo) que contiene acetona que no ha reaccionado, agua, alcohol isopropílico, MIBK y pequeña cantidad de diisobutilcetona; es llevado a una unidad de recuperación de acetona.

**b) Purificación.** - El producto crudo es enviado a una primera unidad de destilación (presión de trabajo: 1 atm.), con el objetivo de recuperar la acetona que no ha reaccionado. El producto de tope que contiene mayor cantidad de acetona es devuelto a los reactores. El producto de fondo (crudo) que contiene principalmente agua, MIBK, poquísima cantidad de diisobutilcetona y trazas de acetona es llevado a un equipo de separación líquido-líquido a la presión de 1 atm. y temperatura de 26 °C, con el propósito de extraer gran parte del agua de los componentes orgánicos, puesto que su presencia en exceso dificulta la purificación del MIBK, por la formación de mezclas azeotrópicas en la unidad de destilación

siguiente.

Finalmente la fase líquida orgánica con trazas de agua que sale del separador, es llevado a una última columna de destilación (presión de trabajo: 1 atm.), donde se obtiene el MIBK como producto final y asimismo cumpliéndose con las exigencias del proceso industrial DEUSTCHE TEXACO, es decir : pureza mínima 99.0 % (en peso) y un rendimiento del proceso de 1.40 TM de acetona fresca/TM de MIBK producido.

La FIGURA 6.4 muestra el diagrama del proceso propuesto de obtención del MIBK.

### 6.5 Bases de Diseño

Los parámetros de operación para la obtención del MIBK son los siguientes:

-Tamaño de planta: 5,500 TM/año.

-Factor de servicio: 330 días/año o 7920 hr/año

-Condiciones de operación en los reactores(18,20):

Presión de trabajo: 30 atm.

Rango de Temperatura de trabajo: 130 a 135 °C

Conversión por paso: 40% molar de acetona que ingresa a reactor

Selectividad: mayor de 90%.

Razón molar de alimentación acetona/hidrógeno:  
1/5.05.

Catalizador: Resina de intercambio catiónica fuertemente ácida, hecho sobre una base de

poliestireno-divilbenceno (12.6 gr. cloruro de paladio en una solución de HCl, 2N.)

Rendimiento de MIBK: 566 grs de MIBK/lt. de vol. de catalizador.

-Rendimiento del proceso: 1.4 ton. de acetona/ton. de MIBK

-Pureza del MIBK mín. 99.00 % en peso.

-Composición del producto crudo: 35 % de MIBK en peso (según DEUSTCHE TEXACO). Asimismo la patente establece lo siguiente:

**COMPOSICION A LA SALIDA DEL EQUIPO SEPARADOR  
DE GAS (20)**

COMPONENTE	% PESO	PM	MOLES BASE: 100gr	% MOL
Acetona	54.00	58	0.9310	53.89
IPA	2.15	60	0.0358	2.07
MIBK	34.70	100	0.3470	20.08
DIBK	1.95	142	0.0137	0.79
Agua	7.20	18	0.4000	23.15

**NOTA:** La patente proporciona los valores de composición expresados en % peso, estableciendo una base ideal de 100 grs. de masa total, se pasa a unidades de porcentajes molares.

### 6.6 Balance de Materia

En la TABLA 6.5 se resume los resultados del balance de materia del proceso propuesto, asimismo



se indica flujos molares, flujos másicos, composiciones molares, condiciones de operación (presión y temperatura) y condición de fase de cada corriente. La enumeración de las corrientes en la TABLA 6.5, está de acuerdo a la FIGURA 6.4 (Diagrama de Flujo del Proceso Propuesto).

Con respecto a las condiciones de operación en los equipos, se dispone únicamente de información en el reactor, establecido tanto por la patente como por el proceso industrial de la Firma DEUSTCHE TEXACO. El Diagrama de Flujo del Proceso Propuesto (FIGURA 6.4) presenta dos lazos cerrados independientes, el primer lazo involucra la recuperación de la acetona e hidrógeno y el segundo lazo establece el reciclaje del producto de tope de la segunda columna de destilación, el cual es devuelto al separador líquido-líquido. Considerando estos aspectos el cálculo del balance de materia se divide en dos bloques:

#### **6.6.1 Primer Bloque (Lazo cerrado)**

Equipos involucrados: Reactores (R-1 y R-2), Separadores de líquido-gas (S-1 y S-2) y Primera Columna de Destilación (D-1).

El balance de materia se realiza de acuerdo al siguiente procedimiento de cálculo:

a) El cálculo empieza en los reactores, inicialmente se asume que ingresa acetona e hidrógeno puro, es decir, no hay corrientes de reciclo que además involucre otros componentes.

b) Al efectuar los cálculos de balance de materia en los separadores de gas (S-1 y S-2) y en la primera columna de destilación (D-1), se obtienen las corrientes de reciclo de hidrógeno y acetona que son devueltas a los reactores. Dichas corrientes de reciclo vienen con trazas de productos de reacción como agua, alcohol isopropílico y MIBK.

c) Al tomar en cuenta las corrientes de reciclo se repite el paso (a), hasta que se alcance un equilibrio de masas entre las corrientes de entrada y salida del lazo cerrado.

El balance de materia en cada uno de los equipos es como sigue:

**6.6.1.1 Reactores.-** Se tiene datos de presión, temperatura, conversión, selectividad de MIBK y razón molar de alimentación de acetona e hidrógeno; esta información se indica en el punto 6.5 (Bases de

diseño). La metodología de cálculo se presenta en el APENDICE B.9.

Los resultados finales son:

-Flujo de reactantes incluyendo las corrientes de reciclo: Corrientes Nros. 3 y 6 (TABLA 6.5)

Acetona	:	36.625	Kmol/h.
Agua	:	4.182	Kmol/h.
IPA	:	0.060	Kmol/h.
MIBK	:	0.157	Kmol/h.
DIBK	:	0.000	Kmol/h.
Hidrógeno	:	185.000	Kmol/h.

-Flujo de productos de reacción:

Corriente No.7 (TABLA 6.5)

Acetona	:	22.000	Kmol/h.
Agua	:	11.330	Kmol/h.
IPA	:	0.697	Kmol/h.
MIBK	:	6.836	Kmol/h.
DIBK	:	0.260	Kmol/h.
Hidrógeno	:	177.275	Kmol/h.

#### **6.6.1.2 Separadores de Liquido-gas**

Para realizar la respectiva separación del gas (principalmente hidrógeno) de la fase líquida

(acuosa-orgánica) se va a utilizar dos equipos de separación en forma continua. Ellos son:

**a) Separador S-1.-** Aquí se logra remover la mayor cantidad de hidrógeno, de acuerdo a la información que proporciona la patente. Señalamos que no se dispone de datos aproximados respecto a las condiciones de operación (presión y temperatura).

Después de efectuar varias simulaciones de cálculo, se estableció trabajar bajo las siguientes condiciones de operación:

Presión : 10 atm.

Temperatura : 32 °C.

A estas condiciones se obtiene la mayor cantidad de recuperación de hidrógeno. En el APENDICE B.10 se muestran algunos resultados de las simulaciones realizadas, para diferentes condiciones de presión y temperatura.

El balance de materia se realiza mediante un programa computacional, en Lenguaje Turbo Pascal ( Programa

SEP\_LV1, APENDICE C.2), las ecuaciones de cálculo formuladas en el programa se muestran en el APENDICE B.10.

**Resultados** : Se muestran en la TABLA 6.5, correspondientes a las corrientes Nros. 12 y 13.

**b) Separador S-2.**- Al introducir la corriente líquida No.12 en este segundo separador se consigue:

-Remover el gas hidrógeno remanente que aún contiene la corriente del producto cetónico bruto.

-Reducir la presión de la corriente líquida (producto bruto) aproximándonos a la presión atmosférica, con fines de facilitar la purificación del producto bruto en las unidades de las columnas de destilación.

Las condiciones de operación son las siguientes :

Presión : 1.2 atm.

Temperatura: 70 °C

El balance de materia se efectúa mediante el programa SEP\_LV2 ( APENDICE C.3), las ecuaciones de

cálculo se formulan en el APENDICE B.10.

**Resultados** : Se encuentran en la TABLA 6.5, correspondientes a las corrientes Nros. 17 y 18.

**6.6.1.3 Columna de Destilación D-1.-** El cálculo del balance de materia se realiza en base a los métodos de diseño de RECOV y RMIN (23)(APENDICE B.12), el programa DIS-COL (APENDICE C.4) ejecuta los cálculos respectivos.

El programa reporta resultados de flujos (tope y fondo), composiciones y características de diseño de la columna como presión, temperatura, reflujo, número de platos y plato de alimentación.

**Consideraciones generales:**

Dado que el producto crudo cetónico (compuesto por acetona, agua, alcohol isopropílico, MIBK y trazas de DIBK) puede formar azeótropos durante la destilación y considerando además que las cantidades de los productos de

reacción secundaria IPA y DIBK representan sólo el 4% del peso total de la mezcla (dato según patente, composición del producto cetónico), asumiremos lo siguiente:

(a) Se trabajará con un mezcla pseudoternaria compuesta por: acetona, agua y metilisobutilcetona.

(b) Las cantidades de IPA y DIBK son absorbidos por los compuestos similares en el orden de volatilidad. El orden de los compuestos según su volatilidad son: acetona, agua, alcohol isopropílico, MIBK y DIBK.

La nueva mezcla de compuestos queda conformada como:

-Acetona

-Agua : Agua + IPA (Peso molecular promedio: 21.27 gr/molgr)

-MIBK : MIBK + DIBK (Peso molecular promedio: 101.56 gr/molgr)

**Asunciones generales:**

-Flujos molares constantes en toda la columna

-Condición de la alimentación : Líquido saturado

- Caída de presión/plato : 1 KPa.
- Condensadores y rehervidores totales
- Presión de tope : 1.13 atm.
- Ligero Clave (LK) : acetona
- Pesado Clave (HK) : agua
- Recuperación del LK: 99.5% (en mol)
- Recuperación del HK: 94.0% (en mol)
- Caída de Presión entre Condensador y Tanque Acumulador: 0.13 Atm.

**Resultados:** Al ejecutar el programa DIS\_COL, se obtiene los siguientes resultados:

Rmin. = 2.34  
Ropt. = 3.27  
Nmin. = 13.00  
Nt = 25.00  
Palim. = 6.40

**Flujos y composiciones:** Corrientes Nros. 24 (tope) 29 (fondo). Ver TABLA 6.5.

#### 6.6.2 Segundo Bloque (Lazo cerrado)

Comprende los equipos Separador Líquido-Líquido (S-4) y Segunda Columna de Destilación (D-2). El cálculo del balance de



materia considera lo siguiente:

a) Inicialmente efectuar el balance de materia en el separador (S-4) sin considerar la corriente de reciclado, en este caso la corriente No.32 alimenta al Separador (S-4). La corriente líquida cetónica que sale del Separador alimenta a la Columna (D-2) y la corriente líquida acuosa es descargada del proceso.

b) En la Columna de Destilación (D-2) la corriente de fondo (corriente No.41) constituye el producto final y es retirado del proceso; la corriente de tope (corriente No.39) es reciclado para mezclarse con la corriente No.30, ambas corrientes pasan a conformar la nueva corriente de alimentación (corriente No.32) al Separador (S-4).

A continuación se describe el procedimiento de cálculo seguido en cada uno de los equipos:

**6.6.2.1 Separador Líquido-Líquido (S-4).**.- Se tiene una mezcla líquida compuesta por 3 sustancias: acetona, agua y MIBK. Dado que la cantidad de acetona presente en la mezcla representa aproximadamente el 0.5%

en mol (Corriente Nro. 29 de TABLA 6.5) de la mezcla, se puede despreciar y asumir una mezcla de 2 sustancias: Agua y MIBK.

La metodología de cálculo se establece en el APENDICE B.11, asimismo se considera un tiempo de retención necesario, para que las fases acuosa y cetona se encuentren en equilibrio.

**Resultados:** TABLA 6.5, Corrientes Nros. 33 y 34.

#### **6.6.2.2 Columna de Destilación D-2.-**

Se aplicará el método de Mc Cabe-Thiele (24) válido para sistemas binarios, el procedimiento del cálculo se muestra en el APENDICE B.13.

De acuerdo a la tabla A.25 (APENDICE A), el sistema agua-MIBK forma azeótropo a las condiciones de presión: 1 atm. y temperatura : 88°C y composición molar (agua): 0.637.

A partir de la restricción anterior se establecen las siguientes consideraciones para el cálculo del

balance de materia:

a) La destilación se realiza por debajo del punto azeótropo

b) Se considera que los flujos equimolares son constantes en toda la columna de destilación, asimismo la presión de operación se mantiene constante.

c) La composición de tope se fija tomando en cuenta la restricción del azeótropo, la composición de fondo se establece en base a la exigencia de pureza del producto final MIBK (de acuerdo al proceso DEUSTCHE TEXACO).

Asunciones adicionales:

-Presión de operación : 1 atm.

-Condición de la alimentación: vapor saturado

-Condensador y rehervidor total

**Resultados:** De acuerdo al procedimiento de cálculo descrito en el APENDICE B.13, se tiene:

-Flujos molares, máxicos y composiciones: TABLA 6.5, Corrientes Nros. 40 y 41

-Número de platos (N) : 3

-Reflujo mínimo (Rmin.) : 4.00

-Reflujo óptimo (Ropt.) : 4.80

### 6.6.3 Resumen de Resultados del Balance de Materia

De acuerdo a los resultados que se muestran en la TABLA 6.5, se tiene:

Corrientes de entrada : Nros. 1 y 4

Corrientes de salida : Nros. 33 y 41

Flujo total másico (entrada) : 865.46 Kg/Hr

Flujo total másico ( salida ) : 864.04 Kg/Hr

**Rendimiento del proceso ( R ):**

$$R = \frac{851.00 \text{ Kg/Hr acetona fresca}}{694.35 \text{ Kg/Hr MIBK producido}}$$

$$R = 1.23$$

Pureza del producto MIBK (Corriente No.41):

$$\text{Pureza} = \frac{694.35 \text{ Kg/Hr MIBK producido}}{697.35 \text{ Kg/Hr producto total}}$$

$$\text{Pureza} = 99.57\%$$

**Comparación de Resultados:** La TABLA 6.4 muestra los valores de composiciones de la corriente líquida a la salida del Separador (S-2), frente a la composición que fija la

patente. Se observa que las discrepancias no superan el 5%, rango de error que es aceptado en diseños preliminares. Por tanto, se cumple con la condición que establece la patente.

**TABLA 6.4**

COMPONENTES	CORRIENTE N°17 f-mol	PATENTE f-mol	DISCREPANCIA ( % )
Acetona	0.5187	0.5389	3.75
Agua	0.2425	0.2315	-4.75
IPA	0.0205	0.0207	0.96
MIBK	0.2105	0.2008	-4.83
DIBK	0.0081	0.0079	-2.50

## 6.7 Balance de Energía (24,25)

### 6.7.1 Cálculo del Flujo de Calor en los Equipos.

Al efectuar el balance de energía en los equipos se tiene lo siguiente:

$$Q = H_s - H_e \quad \dots\dots\dots(6.7.1)$$

donde:

Q : Flujo de calor que se entrega o remueve del equipo

H<sub>s</sub> : Entalpía de la corriente de salida

H<sub>e</sub> : Entalpía de la corriente de entrada

En el APENDICE B.14 se muestra el procedimiento de cálculo de las entalpías de

TABLA 6.5

RESULTADO DEL BALANCE DE MASA POR LINEA

NOMENCLATURA	LINEA				
	1	2	3	4	5
ACETONA , f-mol	-	0.0240	0.0240	1.0000	0.9723
AGUA , f-mol	-	0.0174	0.0174	-	0.0251
IPA , f-mol	-	0.0002	0.0002	-	0.0007
MIBK , f-mol	-	0.0007	0.0007	-	0.0019
DIBK , f-mol	-	0.0000	0.0000	-	-
H2 , f-mol	1.0000	0.9557	0.9557	-	-
FLUJO , Kmol/hr	7.730	193.152	193.152	14.660	32.911
FLUJO , Kgr/hr	15.46	714.80	714.80	651.00	1661.04
P , Atm.	30.13	30.13	30.00	30.13	30.13
T , °C	25.0	160.0	120.0	25.0	40.0
ESTADO	GAS	GAS	GAS	LIQUIDO	LIQUIDO

NOMENCLATURA	LINEA				
	6	7	8	9	10
ACETONA , f-mol	0.9723	0.1007	0.1007	0.1007	0.1007
AGUA , f-mol	0.0251	0.0519	0.0519	0.0519	0.0519
IPA , f-mol	0.0007	0.0032	0.0032	0.0032	0.0032
MIBK , f-mol	0.0019	0.0313	0.0313	0.0313	0.0313
DIBK , f-mol	-	0.0012	0.0012	0.0012	0.0012
H2 , f-mol	-	0.8117	0.8117	0.8117	0.8117
FLUJO , Kmol/hr	32.911	218.396	218.396	218.396	218.396
FLUJO , Kgr/hr	1661.04	2596.00	2596.00	2596.00	2596.00
P , Atm.	30.00	29.00	28.87	28.74	28.61
T , °C	120.0	131.0	99.0	63.0	45.0
ESTADO	LIQUIDO	LIQ./GAS	LIQ./GAS	LIQ./GAS	LIQ./GAS

Continúa TABLA 6.5

RESULTADO DEL BALANCE DE MASA POR LINEA

NOMENCLATURA	LINEA				
	11	12	13	14	15
ACETONA , f-mol	0.1007	0.5249	0.0253	0.0253	0.5249
AGUA , f-mol	0.0519	0.2418	0.0181	0.0181	0.2418
IPA , f-mol	0.0032	0.0200	0.0002	0.0002	0.0200
MIBK , f-mol	0.0313	0.2032	0.0007	0.0007	0.2032
DIBK , f-mol	0.0012	0.0078	0.0000	0.0000	0.0078
H2 , f-mol	0.8117	0.0023	0.9556	0.9556	0.0023
FLUJO , Kmol/hr	218.398	32.978	185.422	185.422	32.978
FLUJO , Kgr/hr	2596.00	1894.28	702.48	702.48	1894.28
P , Atm.	10.13	10.00	10.00	30.13	1.52
T , °C	32.0	32.0	32.0	166.0	32.0
ESTADO	LIQ./GAS	LIQUIDO	GAS	GAS	LIQUIDO

NOMENCLATURA	LINEA				
	16	17	18	19	20
ACETONA , f-mol	0.5249	0.5187	0.6655	0.6655	0.7002
AGUA , f-mol	0.2418	0.2425	0.2258	0.2258	0.2390
IPA , f-mol	0.0200	0.0205	0.0150	0.0150	0.0159
MIBK , f-mol	0.2032	0.2105	0.0433	0.0433	0.0449
DIBK , f-mol	0.0078	0.0081	0.0000	0.0000	-
H2 , f-mol	0.0023	0.0000	0.0504	0.0504	-
FLUJO , Kmol/hr	32.978	31.523	1.455	1.455	1.381
FLUJO , Kgr/hr	1894.28	1824.36	69.92	69.92	69.63
P , Atm.	1.39	1.26	1.26	1.13	1.00
T , °C	70.0	70.0	70.0	70.0	70.0
ESTADO	LIQ./VAPOR	LIQUIDO	VAPOR SAT	LIQ. SAT./GAS	LIQUIDO

Continúa TABLA 6.5

RESULTADO DEL BALANCE DE MASA POR LINEA

NOMENCLATURA	LINEA				
	21	22	23	24	25
ACETONA , f-mol	-	0.7002	0.5187	0.9704	0.9704
AGUA , f-mol	-	0.2390	0.2627	0.0296	0.0296
IPA , f-mol	-	0.0159	-	-	-
MIBK , f-mol	-	0.0449	0.2186	-	-
DIBK , f-mol	-	-	-	-	-
H2 , f-mol	1.0000	-	-	-	-
FLWJO , Kmol/hr	0.074	1.381	31.523	71.684	71.684
FLWJO , Kgr/hr	0.15	69.63	1824.36	4079.74	4079.74
P , Atm.	1.00	1.13	1.20	1.13	1.13
T , °C	70.0	70.0	70.0	59.6	58.0
ESTADO	GAS	LIQ. SAT.	LIQ. SAT.	VAPOR SAT.	LIQ. SAT.

NOMENCLATURA	LINEA				
	26	27	28	29	30
ACETONA , f-mol	0.9704	0.9498	0.9498	0.0055	0.0055
AGUA , f-mol	0.0296	0.0456	0.0456	0.5282	0.5282
IPA , f-mol	-	0.0012	0.0012	-	-
MIBK , f-mol	-	0.0034	0.0034	0.4663	0.4663
DIBK , f-mol	-	-	-	-	-
H2 , f-mol	-	-	-	-	-
FLWJO , Kmol/hr	16.788	18.151	18.151	14.735	14.735
FLWJO , Kgr/hr	954.11	1023.74	1023.74	668.00	668.00
P , Atm.	1.13	1.13	30.13	1.37	1.26
T , °C	58.0	58.6	53.0	93.5	93.5
ESTADO	LIQ. SAT.	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQ. SAT.	LIQUIDO



Continúa TABLA 6.5

RESULTADO DEL BALANCE DE MASA POR LINEA

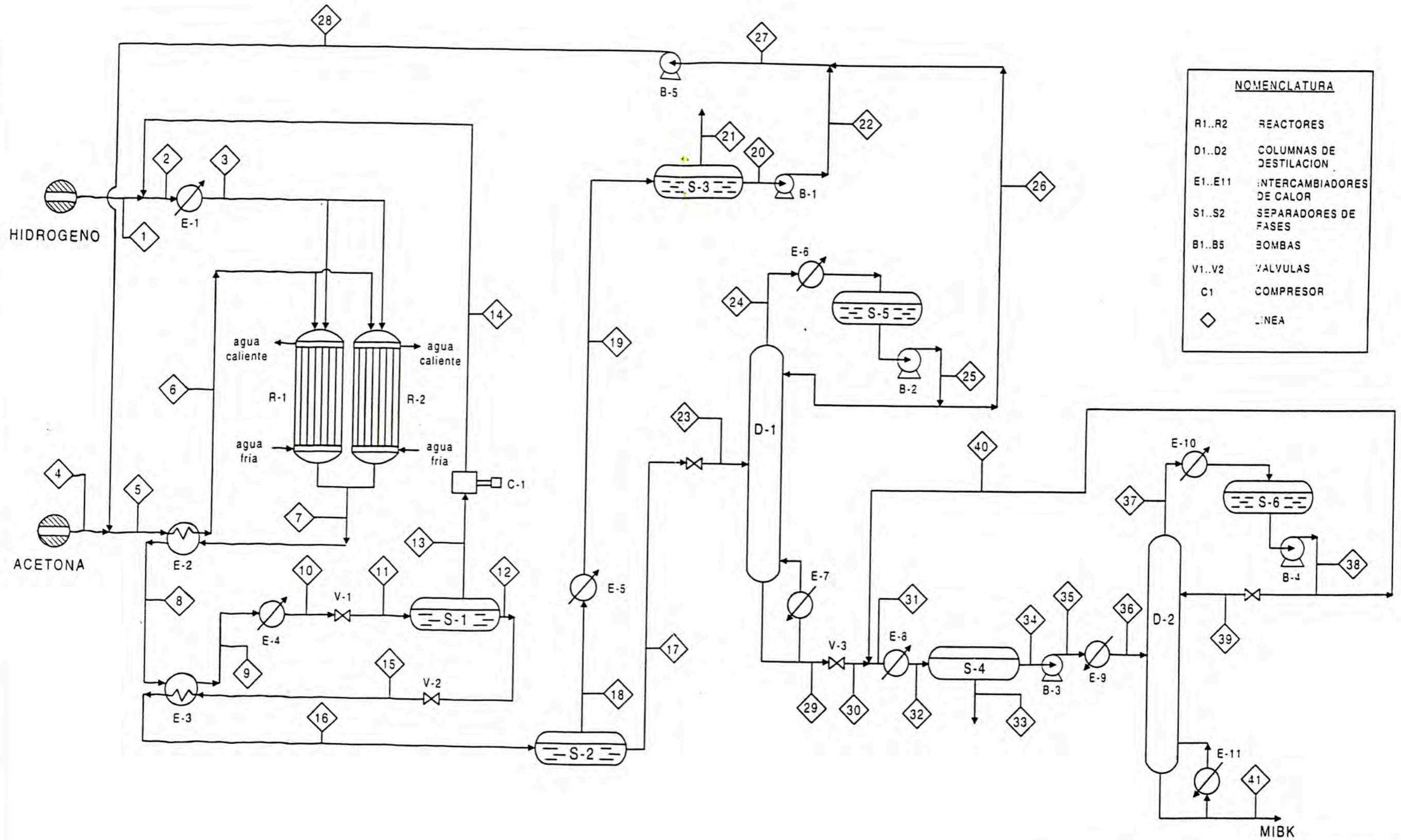
NOMENCLATURA	LINEA				
	31	32	33	34	35
ACETONA , f-mol	0.0050	0.0050	-	-	-
AGUA , f-mol	0.5178	0.5178	0.9957	0.1010	0.1010
IPA , f-mol	-	-	-	-	-
MIBK , f-mol	0.4772	0.4772	0.0043	0.6990	0.6990
DIBK , f-mol	-	-	-	-	-
H2 , f-mol	-	-	-	-	-
FLUJO , Kmol/hr	16.068	16.068	7.675	8.393	8.393
FLUJO , Kgr/hr	950.20	950.20	165.66	784.34	784.34
P , Atm.	1.26	1.13	1.00	1.00	1.26
T , °C	92.6	26.0	26.0	26.0	26.0
ESTADO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO

NOMENCLATURA	LINEA				
	36	37	38	39	40
ACETONA , f-mol	-	-	-	-	-
AGUA , f-mol	0.1010	0.5000	0.5000	0.5000	0.5000
IPA , f-mol	-	-	-	-	-
MIBK , f-mol	0.6990	0.5000	0.5000	0.5000	0.5000
DIBK , f-mol	-	-	-	-	-
H2 , f-mol	-	-	-	-	-
FLUJO , Kmol/hr	8.393	8.212	8.212	6.796	1.416
FLUJO , Kgr/hr	784.34	504.34	504.34	258.25	66.97
P , Atm.	1.13	1.13	1.26	1.13	1.26
T , °C	116.4	99.0	66.7	66.7	66.7
ESTADO	VAPOR SAT.	VAPOR SAT.	LIQ. SAT.	LIQ. SAT.	LIQUIDO

Continúa TABLA 6.5

RESULTADO DEL BALANCE DE MASA POR LINEA

NOMENCLATURA	LINEA	
	41	
ACETONA , f-mol	-	
AGUA , f-mol	0.0200	
IPA , f-mol	-	
MIBK , f-mol	0.9800	
DIBK , f-mol	-	
H2 , f-mol	-	
FLWJO , Kmol/hr	6.977	
FLWJO , Kgr/hr	697.35	
P , Atm.	1.13	
T , °C	108.7	
ESTADO	LIQ. SAT.	



NOMENCLATURA	
R1..R2	REACTORES
D1..D2	COLUMNAS DE DESTILACION
E1..E11	INTERCAMBIADORES DE CALOR
S1..S2	SEPARADORES DE FASES
B1..B5	BOMBAS
V1..V2	VALVULAS
C1	COMPRESOR
◇	LINEA

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA	Dis. : L.A. y L.T.
Figura 6.4	Rev. : J.S.
DIAGRAMA DE PROCESO PLANTA DE MIBK PROCESO PROPUESTO	Dib. :
	Fecha :

cada corriente, según su estado físico.

Los resultados de los flujos de calor en cada equipo se listan en la TABLA 6.9. A continuación se evalúa el flujo de calor de algunos equipos:

### 6.7.2 Cálculo del Flujo de Calor en los Condensadores (E-6 y E-10).

Del APENDICE B.14 se tiene:

- Para corriente en fase vapor saturado:

$$H_2 = \sum F_i C_i (T_2 - T_1) + \sum F_i H_{vi} \dots\dots (6.7.2)$$

- Para corriente en fase líquido saturado:

$$H_1 = \sum F_i C_i (T_2 - T_1) \dots\dots\dots (6.7.3)$$

#### a) Condensador E-6

Corriente de entrada: Nro. 24 (Vapor saturado)

Corriente de salida : Nro. 25 (Líquido saturado)

Asunción: Referencia de estado líquido de los compuestos a 0°C.

Datos:

-Temperatura de corriente Nro. 24 : 59.8 °C

-Temperatura de corriente Nro. 25 : 58.0 °C

-Flujo de TABLA 6.5

-Capacidades Caloríficas de Líquidos:

APENDICE A - TABLA A.14.

-Calores Latentes de Vaporización: APENDICE  
A - TABLA A.16.

**Resultados:**

$H_s = 149359.30 \text{ Kcal/hr}$  (De la ecuación  
6.7.3)

$H_e = 675069.84 \text{ Kcal/hr}$  (De la ecuación  
6.7.2)

Reemplazando valores de  $H_e$  y  $H_s$  en la  
ecuación 6.7.1:

$Q_c(E-6) = -525710.54 \text{ Kcal/hr.}$

**b) Condensador E-10**

Corriente de entrada: Nro. 37 (Vapor  
saturado)

Corriente de salida : Nro. 38 (Líquido  
saturado)

Asunción: Referencia de estado líquido de los  
compuestos a  $0^\circ\text{C}$ .

**Datos:**

-Temperatura de corriente Nro. 37 :  $99.0^\circ\text{C}$

-Temperatura de corriente Nro. 38 :  $86.7^\circ\text{C}$

-Flujo de TABLA 6.5

-Capacidades Caloríficas de Líquidos:  
APENDICE A - TABLA A.14.

-Calores Latentes de Vaporización: APENDICE  
A - TABLA A.16.

**Resultados:**

$H_s = 27080.17 \text{ Kcal/hr}$  (De la ecuación 6.7.3)

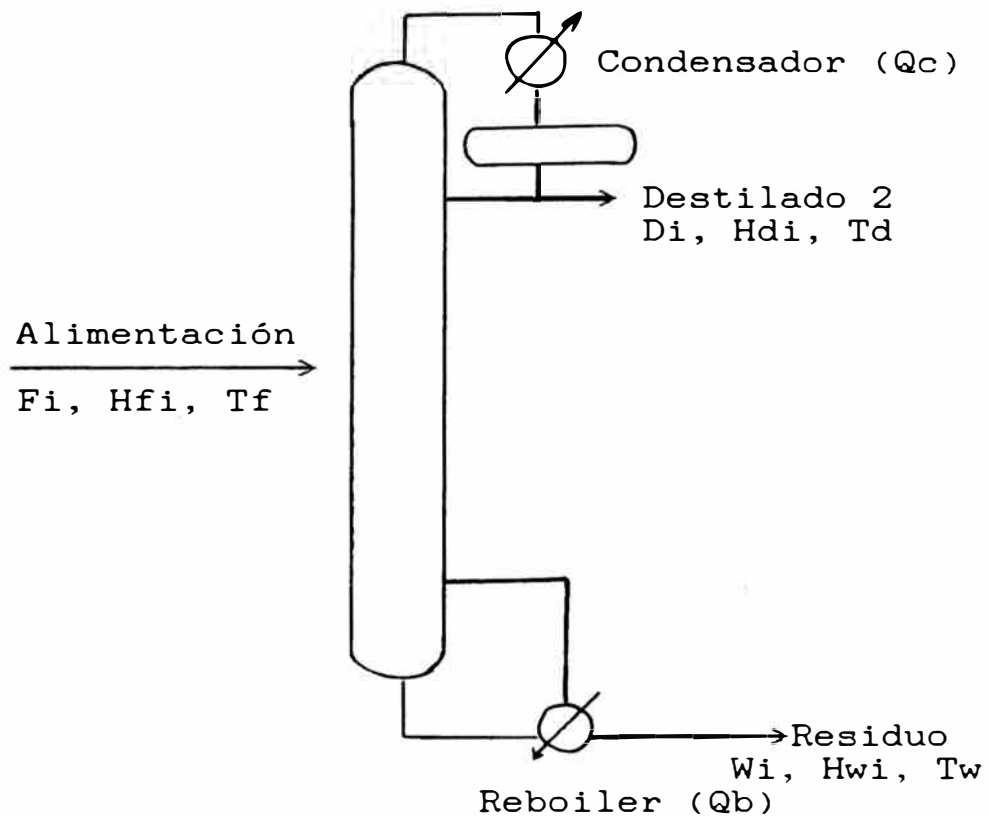
$H_e = 108043.15 \text{ Kcal/hr}$  (De la ecuación 6.7.2)

Reemplazando valores de  $H_e$  y  $H_s$  en la ecuación 6.7.1:

$Q_c(E-10) = -80962.98 \text{ Kcal/hr.}$

### 6.7.3 Cálculo del Flujo de Calor en los Reboilers (E-7 y E-11).

Balance de energía en la columna de destilación:



Ecuación de cálculo:

$$Q_b = H_d + H_w + Q_c - H_f \dots\dots(6.7.4)$$

Del APENDICE B.14 se tiene:

-Para corrientes en fase líquida:  $H = \sum F_i C_i (T - T_r)$

-Para corrientes en fase vapor saturado:  $H = \sum F_i C_i (T - T_r) + \sum F_i H_{vi}$

**Caso 1.-** Si las corrientes de alimentación, destilado, y residuo se encuentran como líquido saturado. Las entalpías de cada corriente son:

$$H_d = \sum D_i C_i (T_d - T_r)$$

$$H_w = \sum W_i C_i (T_w - T_r)$$

$$H_f = \sum F_i C_i (T_f - T_r)$$

Entonces la ecuación 6.7.4 queda como:

$$Q_b = \sum D_i C_i (T_d - T_r) + \sum W_i C_i (T_w - T_r) + Q_c - \sum F_i C_i (T_f - T_r) \dots\dots\dots(6.7.5)$$

**Caso 2.-** Si las corrientes de destilado y residuo están en fase líquido saturado y la corriente de alimentación en fase vapor saturado. Las entalpías de cada corriente son:

$$H_d = \sum D_i C_i (T - T_r)$$

$$H_w = \sum W_i C_i (T_w - T_r)$$

$$H_f = \sum F_i C_i (T_i - T_r) + \sum F_i H_{vi}$$

Entonces la ecuación 6.7.4 queda como:

$$Q_b = \sum D_i C_i (T_d - T_r) + \sum W_i C_i (T_w - T_r) + Q_c - [\sum F_i C_i (T_f - T_r) + \sum F_i H_{vi}] \dots\dots\dots(6.7.6)$$

## Nomenclatura:

- $F_i$  : Flujo molar del compuesto  $i$  en la alimentación  
 $D_i$  : Flujo molar del compuesto  $i$  en el destilado  
 $W_i$  : Flujo molar del compuesto  $i$  en el residuo  
 $H_f$  : Entalpía de la corriente de alimentación  
 $H_d$  : Entalpía de la corriente de destilado  
 $H_w$  : Entalpía de la corriente de residuo  
 $Q_c$  : Flujo de calor en el condensador  
 $Q_b$  : Flujo de calor en el reboiler  
 $T_w$  : Temperatura del residuo  
 $T_d$  : Temperatura del destilado  
 $T_f$  : Temperatura de la alimentación  
 $T_r$  : Temperatura de referencia

**a) Reboiler E-7**

Corriente de alimentación: N<sup>o</sup> 23 (Liq. Sat.)

Corriente del destilado: N<sup>o</sup> 26 (Liq. Sat.)

Corriente del residuo : N<sup>o</sup> 29 (Liq. Sat.)

Asunción : Referencia estado líquido de las sustancias a  $0\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

Datos :

Temperatura corriente No. 23 :  $70.0\text{ }^{\circ}\text{C}$

Temperatura corriente No. 26 :  $58.0\text{ }^{\circ}\text{C}$



Temperatura corriente No. 29 : 93.5 °C

Temperatura de referencia : 0.0 °C

Flujos : De TABLA 6.5

Capacidades caloríficas: APENDICE A - TABLA A.14.

Resultados : Al reemplazar datos en la Ec. 6.7.5, se tiene:

$$Q_b (E-7) = 531,190.51 \text{ Kcal/hr}$$

#### **b) Reboiler E-11**

Corriente de alimentación: N<sup>o</sup> 36 (Vap. Sat.)

Corriente del destilado: N<sup>o</sup> 40 (Liq. Sat.)

Corriente del residuo : N<sup>o</sup> 41 (Liq. Sat.)

Asunción : Referencia estado líquido de las sustancias a 0 °C.

Datos :

Temperatura corriente No. 36 : 116.40 °C

Temperatura corriente No. 40 : 86.70 °C

Temperatura corriente No. 41 : 108.75 °C

Temperatura de referencia : 0.00 °C

Flujos : TABLA No. 6.5

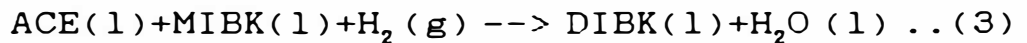
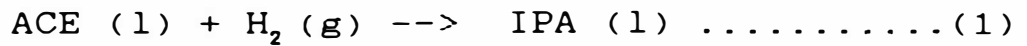
Capacidades caloríficas: APENDICE A - TABLA A.14.

Resultados : Al reemplazar datos en la ec. 6.7.6, se tiene:

$$Q_b (E-11) = 4,514.60 \text{ Kcal/hr.}$$

#### 6.7.4 Cálculo del Calor de Reacción Total en los Reactores R-1 y R-2

Se presentan las siguientes reacciones químicas:



Identificación de variables:

ACE : acetona

MIBK: metilisobutilcetona

IPA : alcohol isopropílico

DIBK: diisobutilcetona

(l) : identifica la fase líquida

(g) : identifica la fase gaseosa

Ecuación de balance de energía:

$$Q = H_s - H_e$$

Corrientes de entrada : Nros. 3 y 6

Corriente de salida : Nro. 7

Entonces:

$$Q = H_7 - (H_3 + H_6) \dots\dots\dots(6.7.7)$$

donde:

$$H_7 = \sum F_i (C_i * (T_7 - T_r) + H^\circ f_i) \dots(6.7.8)$$

$$H_3 = \sum F_i (C_i * (T_3 - T_r) + H^\circ f_i) \dots(6.7.9)$$

$$H_6 = \sum F_i (C_i * (T_6 - T_r) + H^\circ f_i) \dots(6.7.10)$$

Al reemplazar las ecuaciones 6.7.8, 6.7.9 y 6.7.10 en la ecuación 6.7.7, se determina Q.

## Nomenclatura:

- Q : Flujo de calor total removido de los reactores, Kcal/hr
- Fi : Flujo molar de cada compuesto i en la corriente, Kcal/kmol
- Ci : Capacidad calorífica del compuesto i, en estado líquido o vapor, Kcal/(Kmol°K)
- T : Temperatura de la corriente, °K
- Tr : Temperatura de referencia, °K
- H°fi: Entalpía de formación del compuesto i, Kcal/Kmol

## Asunciones:

- Se desprecia el efecto de la presión en los cálculos de las entalpías.
- El valor de la capacidad calorífica (C) depende únicamente de la temperatura.
- La temperatura de referencia es de 25 °C.

## Datos adicionales:

- En la TABLA 6.6 se listan los valores de las entalpías de formación, referidas a 25 °C.(26).

TABLA 6.6(26)

ENTALPIAS DE FORMACION A 25 °C

COMPUESTO	ESTADO FISICO	ENTALPIA DE FORMACION (Kcal/mol)
Acetona	Líquido	-59.402
Agua	Líquido	-68.317
IPA	Líquido	-65.048
MIBK	Líquido	-78.890
DIBK	Líquido	-84.173

-Temperatura en las corrientes No. 3 y 6 :  
120 °C

-Temperatura en la corriente No. 7 : 131 °C

-Flujos de cada corriente: Se encuentra disponible en la TABLA 6.5.

-Los valores de las capacidades caloríficas se encuentran en el APENDICE A - TABLAS A.14 y A.15.

Resultados:

Al reemplazar valores en las ecuaciones 6.7.8, 6.7.9 y 6.7.10 se obtiene:

$$H3 + H6 = -2203130.34 \text{ Kcal/hr}$$

$$H7 = - 2387099.01 \text{ Kcal/hr}$$

De la ecuación 6.7.7:

$$Q = -183968.67 \text{ Kcal/hr.}$$

De la TABLA 6.5 flujo de MIBK (corriente No.7): 6.835 Kmol/hr

Flujo de calor removido/ mol de MIBK= - 27.00  
Kcal/mol MIBK

### 6.7.5 Determinación de la Temperatura en Corrientes

De acuerdo a la FIGURA 6.4 (Diseño del Proceso propuesto) las temperaturas en las corrientes Nros. 2, 5, 8, 9, 10, 15, 27 y 31 no se conocen.

#### a) Balance de energía en los puntos de mezcla:

Para mezclas de corrientes :  $H_e = H_s$

En corriente No. 2 :  $H_2 = H_1 + H_{14}$

En corriente No. 5 :  $H_5 = H_4 + H_{28}$

En corriente No. 27 :  $H_{27} = H_{22} + H_{26}$

En corriente No. 31 :  $H_{31} = H_{30} + H_{40}$

Los resultados se muestran en la TABLA 6.7:

**TABLA 6.7**

CORRIENTE Nro.	ENTALPIAS (Kcal/mol)	TEMPERATURA ( °C )
2	H1 = 1538.27	160.0
	H14 = 255260.38	
5	H4 = 13347.93	40.0
	H28 = 34323.33	
27	H26 = 34933.72	58.6
	H22 = 3215.78	
31	H30 = 50691.25	92.6
	H40 = 4669.45	

**b) Balance de energía en intercambiadores de calor, donde se intercambia calor entre las corrientes.**

Corriente N<sup>o</sup>8 (Equipo E-2) :  $H_8 = H_5 + H_7 - H_6$

Corriente N<sup>o</sup>9 (Equipo E-3) :  $H_9 = H_8 + H_{15} - H_{16}$

Resultados: Se muestran en TABLA 6.8.

**TABLA 6.8**

CORRIENTE Nro.	ENTALPIAS (Kcal/mol)	TEMPERATURA ( °C )
8	H5 = 142220.40	99.0
	H6 = 47406.80	
	H7 = 375760.28	
9	H8 = 281103.20	83.0
	H15 = 38901.94	
	H16 = 85097.60	

**c) Balance de energía en las válvulas .-**

Determinación de las temperaturas en las corrientes Nros. 10 y 15.

**c.1) Válvula V-1.-** Cálculo de la temperatura de corriente No.10

Ecuación de cálculo

Proceso isoentálpico :  $\Delta H = 0$

El procedimiento de cálculo se muestra en el APENDICE B.15.

Datos :

Temperatura de corriente No. 11 : 32 °C

Presión de corriente No. 11 : 10.13 atm.

Presión de corriente No. 10 : 28.6 atm.

Flujo de cada corriente : TABLA 6.5.

Fases de los fluidos: Líquido-gas (hidrógeno)

Resultado :

Temperatura (corriente Nro. 10) = 45 °C

**c.2) Válvula V-2** : Cálculo de la temperatura de corriente No. 15

Proceso isoentálpico, entonces:

$$\Delta H = 0$$

$$H_{12} = H_{15}$$

En este caso como se tiene una mezcla líquida únicamente y despreciando el efecto de la presión:

Temperatura entrada = Temperatura de salida

Por tanto :

Temperatura de corriente No. 15 = 32 °C

#### **6.7.6 Requerimientos de Agua de Enfriamiento y Vapor**

A continuación se detalla el procedimiento de cálculo para determinar dichos requerimientos:

**a) Agua de Enfriamiento** .- Este servicio implica la remoción del calor sensible o latente de un fluido de proceso. Para diseños típicos generalmente se considera que el agua fría opera con gradientes de temperatura de

10 o 15 °C.

Para el presente estudio se va a considerar trabajar con agua fría de gradiente de temperatura ( $\Delta T$ ) de 10 °C.

Entonces el requerimiento de agua de enfriamiento en un intercambiador de calor y asimismo para los reactores R-1 y R-2 sera:

$$M = \frac{Q}{\Delta T} \dots\dots(6.7.11)$$

donde:

Q = flujo de calor removido del equipo,  
Kcal/hr

M = Flujo másico de agua fría, Kg/hr

Datos:

-Gradiente de temperatura del agua fría ( $\Delta T$ ): 10 °C

-Los flujos de calor (Q) se encuentran disponible en la TABLA 6.9.

Resultados : Al reemplazar datos en la Ec. 6.7.11, se obtienen los requerimientos de agua fría. En la TABLA 6.10 se muestran dichos requerimientos.

-Requerimiento total de agua fría: 101,439.70  
Kg/hr



**b) Vapor.-** De acuerdo a la información proporcionada por la DEUSTCHE TEXACO (18), en lo que respecta a requerimientos de servicio de vapor, establecen utilizar dos calidades de vapor:

-Vapor de baja presión, 35 psig.

-Vapor de presión intermedia, 300 psig.

Considerando los flujos de calor en los equipos donde se requiere calentar el fluido de proceso, resulta suficiente trabajar con vapor de 35 psig.

El requerimiento de vapor en un equipo será:

$$M = \frac{Q}{\Delta H} \dots\dots\dots(6.7.12)$$

donde:

Q : Flujo de calor entregado al fluido de proceso, Kcal/hr     $\Delta H$  : Cambio de entalpía latente del vapor, Kcal/Kg.

M : Flujo másico de vapor requerido, Kg/hr.

Datos:

-De tablas termodinámicas (25) se tiene:

$\Delta H = 513.30$  Kcal/Kg.

-En la TABLA 6.9 se encuentran los valores de Q, para cada equipo.

Resultados : Al reemplazar los datos en la Ec. 6.7.12, se obtienen los requerimientos de vapor. En la TABLA 6.10 se listan dichos requerimientos.

-Requerimiento total de vapor de 35 psig.:  
1,263.23 Kg/hr

**TABLA 6.9**  
**ENTALPIAS Y FLUJOS DE CALOR EN**  
**INTERCAMBIADORES DE CALOR Y REACTOR**

EQUIPO	H1 (Kcal/Hr)	H2 (Kcal/hr)	Q (Kcal/hr)
E-1	19908.80	255878.40	63969.70
E-2	47406.80	142220.40	94813.60
E-3	38901.24	85097.60	46195.65
E-4	235208.80	129078.00	108999.20
E-5	1132.92	45.94	10986.98
E-6	675069.84	149359.30	525710.54
E-7	-----	-----	531190.51
E-8	55360.70	15544.37	39816.33
E-9	11768.60	124480.92	112712.32
E-10	108043.15	27080.17	80962.98
E-11	-----	-----	4514.60
R-1 y R-2	2203130.34	2387099.01	183968.67

H1 = Entalpía de la corriente de entrada

H2 = Entalpía de la corriente de salida.

**TABLA 6.10**  
**REQUERIMIENTOS DE AGUA DE ENFRIAMIENTO**  
**Y VAPOR**

EQUIPO	SERVICIO	Q (Kcal/hr)	FLUJO DE SERVICIO (Kg/hr)
E-1	AGUA	63970.00	6397.00
E-4	AGUA	108988.20	10898.20
E-5	AGUA	10987.00	1098.70
E-6	AGUA	525710.54	52571.05
E-7	VAPOR	531190.51	1034.85
E-8	AGUA	39816.33	3981.63
E-9	VAPOR	112712.32	219.58
E-10	AGUA	80962.98	8096.30
E-11	VAPOR	4514.60	8.80
R-1 y R-2	AGUA	183968.67	18396.87

FLUJO TOTAL DE AGUA DE ENFRIAMIENTO:  
101439.75 KG/HR.

FLUJO TOTAL DE VAPOR: 1263.23 KG/HR.

## 6.8 Aspectos de Seguridad Industrial y Medio Ambiente

### 6.8.1 Objetivos

Considerando que la acetona, hidrógeno y MIBK son sustancias altamente inflamables y tóxicas para el medio ambiente y personas, se plantean alternativas para el tratamiento final de las emisiones sólido, líquido y

gaseoso que resultan del proceso de obtención del MIBK (FIGURA 6.4). También se dan pautas generales de seguridad industrial para la planta, a fin de minimizar los riesgos que implica el uso de las sustancias químicas mencionadas anteriormente.

#### **6.8.2 Identificación Y Disposición Final de las Emisiones Sólido, Líquido y Gaseoso del Proyecto en Estudio**

De acuerdo al diseño de ingeniería del proyecto se tiene los siguientes tipos de emisiones procedentes del diagrama de flujo del proceso propuesto de MIBK (FIGURA 6.4).

**a)Residuo Sólido por Catalizador Gastado.-** En los reactores el catalizador utilizado se ha considerado renovarlo anualmente. La disposición final del catalizador será enviarlo a los basureros industriales.

**b)Emisión Gaseosa.-** La corriente de gas hidrógeno remanente (FIGURA 6.4 corriente No. 21) que emerge del separador S-3, en vista que resulta poco factible retornarlo al proceso, se recomienda incinerarlo en una chimenea que disponga de un sistema de combustión de baja producción de óxidos de nitrógeno.

**c)Residuo Líquido.-** La corriente No. 33 es descargado del proceso (FIGURA 6.4), dicha corriente es una mezcla de agua y MIBK con una composición de 2% en peso de MIBK. A continuación se da a conocer los efectos del MIBK en el medio ambiente, a fin de establecer la alternativa más viable para su disposición final.

**c.1 Efectos Ambientales del MIBK (4).-** El MIBK se encuentra en la lista de sustancias peligrosas y está regulado por organismos internacionales como la OSHA (Administración de Salud y Seguridad Ocupacional), NFPA y EPA. El grado de contaminación de un compuesto químico en el agua, se mide por los siguientes parámetros:

- **Toxicidad Acuática.-** De acuerdo a la EPA (Agencia de Protección Ambiental), se expresa como: concentración en partes por millón en peso, tiempo de exposición en horas, nombre de las especies estudiadas,  $LC_{50}$  significa que el 50% de los pescados murieron bajo las condiciones de concentraciones y tiempo dado (tipo de agua utilizada agua fresca o salada).

- **Demanda Bioquímica de Oxígeno.-** Expresa la cantidad de mgr. de oxígeno disuelto por cada

litro que se utiliza, conforme se consumen los desechos orgánicos por la acción bacteriana en el agua. La DBO se expresa casi siempre en ppm (partes por millón) de oxígeno.

- **Demanda Teórica de Oxígeno.**- Expresa la cantidad de oxígeno requerido para oxidar completamente la fracción orgánica de un desecho y obtener dióxido de carbono y agua. Con respecto al MIBK no se tiene información precisa sobre su toxicidad acuática, las investigaciones realizadas indican que tiene una baja toxicidad para los organismos acuáticos en el agua, asimismo tiene pocas posibilidades de persistir en el medio ambiente (su semivida es de aproximadamente 14 horas) y se biodegrada fácilmente en agua salada y dulce. Por consiguiente no presenta riesgos para el medio ambiente, sólo en casos de vertidos accidentales o de efluentes industriales no controlados, es probable que altos niveles de MIBK en el agua provoquen toxicidad en los organismos del entorno.

**c.2 Recomendaciones para Tratar el Residuo Líquido MIBK antes de Descargarlo (4,27).**-

En todo caso si el efluente líquido del proceso (2% en peso de MIBK) resulta ser

tóxico para el agua, se recomienda utilizar las siguientes alternativas tecnológicas:

- Instalar un stripper
- Tratamiento biológico, que pueden ser lodos activados, el cual resulta factible dado que el MIBK es una sustancia fácilmente biodegradable.

También la disposición final del residuo MIBK puede ser vía tratamiento térmico (incineración) de acuerdo a lo que recomienda la Institución Reguladora Internacional de Sustancias potencialmente tóxicas.

Asimismo se adjunta los límites permisibles para efluentes dado por el Ministerio de Salud de nuestro país por D.S. Nº 28/66-ASPL (29.11.60).

Límites Normales de los Desagües Industriales

DBO <sub>5</sub> .....	250 ppm.
Sólidos Sedimentables .....	8.5 ml/hr.
Temperatura .....	menor de 35°C
PH .....	entre 5.0 y 8.5

### 6.8.3 Pautas Generales de Seguridad Industrial

Se dan lineamientos generales de control y recomendaciones de manipuleo y almacenamiento, para las sustancias químicas acetona, hidrógeno y MIBK.

a) **Acetona (7).**.- Sustancia tóxica y altamente inflamable, para su manipulación se debe tomar en cuenta lo establecido por la OSHA, EPA y otros organismos; el personal debe disponer de los equipos de protección adecuados para su manipuleo. De acuerdo a la OSHA el límite de exposición permisible de acetona en el aire a respirar, es de 750 ppm. promedio para 8 horas de trabajo permanente y no debe de excederse de 1000 ppm. para un período de 15 minutos de trabajo. Estos niveles de aire pueden conservarse utilizando un adecuado diseño de planta, tales como un lugar de la planta que permita una ventilación adecuada para descargar el aire contaminado; también se debe disponer de equipos de respiración para usarlos en espacios cerrados. Asimismo se recomienda:

- Donde sea posible, bombear automáticamente la acetona líquida de los drums o los recipientes de almacenamiento a los recipientes de proceso.
- Antes de trabajar con la acetona se debe haber recibido entrenamiento sobre su manipuleo y almacenaje.
- La acetona debe ser almacenada para evitar su contacto con materiales oxidantes (tales



como peróxidos, cloratos, nitratos y permanganatos).

- El almacenamiento debe darse en recipientes ligeramente cerrados en frío, en áreas muy bien ventiladas y lejos de fuentes de calor, chispas y flama.

- Se debe prohibir las fuentes de ignición, tales como fumar o hacer fuego.

**b) Hidrógeno (28).**- Se dan recomendaciones a seguir en casos de emergencia:

b.1) En casos de inhalación de vapores.- El hidrógeno no es tóxico y está clasificado como asfixiante. En este caso, no entrar en áreas que estén dentro del rango de inflamabilidad debido al riesgo de fuego y/o explosión. El contacto de la piel con vapores de gas frío hidrógeno puede causar quemaduras criogénicas (temperaturas extremadamente bajas), y congelar el tejido muscular. Las áreas del cuerpo quemadas deberán ser cubiertas con material disponible muy limpio por ejemplo una sábana limpia, antes de transportar al herido. No use pomadas o materiales grasos en quemaduras que muestren un mayor enrojecimiento del área afectada. Las personas que sufran de falta de oxígeno deben ser llevadas a áreas con

atmósfera normal. Si el herido no respira brindarle respiración artificial y suministrarle oxígeno.

b.2) En casos de riesgos de fuego y explosión.- Utilizar como medio de extinción polvo químico, dióxido de carbono o agente extintor halogenado. Un procedimiento especial para combatir el fuego es eliminar la fuente de hidrógeno, cuando sea posible permitir que se quemé hasta que se consuma y mantener frío el recipiente mediante el rociado con agua.

También el hidrógeno puede arder con una flama casi invisible y con una radiación térmica baja, por lo que la gente que no tiene conocimiento de esto puede dirigirse hacia la flama. Arde fácilmente, la energía mínima para incendiarlo es baja y su rango de inflamabilidad es amplio. Si el fuego es extinguido sin eliminar la fuga de hidrógeno, existe el riesgo potencial de explosión por reignición. El gas hidrógeno tiene poder ascensional y puede acumularse en las secciones superiores de áreas cerradas.

b.3) Riesgos de fugas.- Se recomienda no entrar en áreas en las que se tenga una mezcla inflamable de hidrógeno y aire. Evitar

el contacto de la piel con el gas frío de hidrógeno. Ventilar las áreas cerradas para impedir la formación de mezclas inflamables o atmósferas con deficiencia de oxígeno, la ventilación puede ser natural o mecánica. Eliminar todas las fuentes de ignición.

Asimismo se establecen recomendaciones para el manejo y almacenamiento del hidrógeno, ellas son:

b.4) Recomendaciones para su manejo.- Impedir el contacto del gas frío con la piel. Los cilindros de gas comprimido que contengan hidrógeno a altas presiones debe ser manejado con mucho cuidado. Utilizar un juego de reguladores cuando se conecte el cilindro a sistemas de presión inferior. Fijar los cilindros cuando estén en uso. Nunca caliente los cilindros para gas comprimido. Use una válvula de retención para impedir que el gas retorne al cilindro. Evite arrastrar, deslizar o rodar los cilindros aunque sean distancias cortas.

b.5) Recomendaciones para el almacenamiento.- Almacenar tanques con líquido y cilindros en áreas bien ventiladas. Mantener los cilindros lejos de fuente de calor. El almacenamiento no debe hacerse en áreas de tráfico pesado,

a fin de evitar accidentes al ser golpeados o dañados al pasar o caer algún objeto. Las áreas de almacenamiento deben estar libres de materiales combustibles.

**c) Metil Isobutil Cetona (4,7,27).**- Aquí se dan a conocer algunas medidas a tomar en cuenta, para reducir el riesgo por exposición al MIBK:

-El personal debe llevar puesto el equipo de protección adecuado como guantes, trajes completos, botas de caucho y anteojos resistentes a productos químicos.

-Si la ropa del personal llega a contaminarse con MIBK, es necesario cambiarse inmediatamente con ropa limpia.

-Si existen exposiciones de MIBK mayores a 3000 ppm. en el sitio de trabajo, esto resulta dañino para la salud y la vida, inmediatamente utilizar un aparato de respiración.

-Lavarse completamente al final de cada jornada de trabajo.

-Como parte del entrenamiento y educación al personal de trabajo, comunicarles toda la información sobre los riesgos que conlleva el MIBK, hacia la salud y seguridad de las personas.

Recomendaciones con respecto al almacenamiento y manipuleo del MIBK:

-Antes de trabajar con MIBK el personal debe ser entrenado apropiadamente.

-Se debe almacenarlo evitando todo contacto con oxidantes fuertes (tales como cloro, bromo y flúor) desde que pueden ocurrir reacciones violentas.

-El almacenamiento debe realizarse en recipientes ligeramente cerrados y en áreas frías muy bien ventiladas, lejos de fuente de calor o fuego.

-Esta prohibido toda fuente de ignición tal como fumar o hacer fuego en sitios donde se utilice MIBK.

Por último se dan recomendaciones en casos de derrame de MIBK:

-Retirar a las personas que no tengan puesto el equipo de protección del área donde ocurra el derrame.

-Remover toda fuente de ignición.

-Ventilar el área donde ocurra el derrame.

-Utilizar materiales absorbentes al líquido tales como arena seca, tierra u otro material similar.

-Mantener el MIBK fuera de un espacio confinado, tal como un desaguadero, debido a

la posibilidad de que ocurra una explosión. Recientemente, con fecha 01-10-97 se ha publicado en el Diario Oficial El Peruano el Decreto Supremo No. 019-97-ITINCI que contiene el Reglamento de Protección Ambiental para el desarrollo de actividades de la Industria Manufacturera, el cual persigue incorporar el principio de prevención en la gestión ambiental mediante prácticas que eviten o reduzcan la contaminación ambiental, las sustancias contaminantes y sus fuentes generadoras.

## 6.9 Diseño de Equipos

### 6.9.1 Reactores

Se trata de diseñar Reactores Multitubulares de lecho fijo, llenos con catalizador; para lo cual se utilizó el Procedimiento establecido en el **APENDICE D.1.**

DATOS PARA EL DISEÑO DE LOS REACTORES

RENDIMIENTO (\*) = 566 Grs. MIBK/Hr.\*Lt

Catalizador

Producción de MIBK (\*\*) = 697.35 Kgs./Hr.

Diámetro del Tubo, D (\*) = 26.00 mm.

Longitud del Tubo, L (\*) = 2.40 Mts.

(\*) Obtenido de la Patente

(\*\*) Obtenido del Balance de Masa

Se obtienen los siguientes resultados:

**Volumen de Catalizador** = 1232 litros =  
75182.80 pulg.<sup>3</sup>

**Volumen de Reactor** = 93903.95 pulg.<sup>3</sup>

Se asume Datos de diseño de intercambiadores de calor, teniendo en cuenta la presión de operación y la relación de L/D:

Diámetro de tubo (DE) = 1 1/2",

arreglo triangular de 17/8",

BWG = 12,

1 paso por la coraza,

Espesor de la pared = 0.109",

Diámetro interno de tubo (DI) = 1.28".

L = 10' (Cumple con relación L/D)

Volumen de un tubo = 154.41 pulg.<sup>3</sup>

No. de tubos = 608 tubos

Si se selecciona un **Diámetro interno de coraza** de 39 pulg. el intercambiador de calor tiene 304 tubos. Por tanto, el **Número de reactores en paralelo es 2.**

Las características de diseño de los dos reactores se muestran en la **TABLA 6.11.**

**TABLA 6.11**

**DISEÑO DE REACTORES**

<b>1. NUMERO DE REACTORES :</b>	<b>2 EN PARALELO</b>
<b>2. TIPO DE REACTOR :</b>	<b>REACTOR MULTITUBULAR DE LECHO FIJO</b>
<b>3. DIMENSIONES DE CADA REACTOR Y MATERIAL DE CONSTRUCCION</b>	
<b>CORAZA:</b>	
Diámetro Interno	39 pulgadas
Pases por la coraza	1
Fluido por coraza	Agua de enfriamiento
Material de construcción	Acero al Carbono
<b>TUBOS:</b>	
Número de tubos	307
Longitud de cada tubo	10 pies
Diámetro externo	1.50 pulgadas
BWG =	12
ARREGLO =	17/8 pulgada , Arreglo triangular
PASOS POR LOS TUBOS =	1
Fluido y relleno en tubos	Reactantes y productos, catalizador sólido
Material de construcción	SS 304



### 6.9.2 Recipientes a Presión

En base al Procedimiento establecido en el **APENDICE D.2** se efectuaron los cálculos del Diseño de los Separadores, cuyos resultados se muestran en la **TABLA 6.12**.

Se han considerado los siguientes Separadores: S-1, S-2, S-3, S-4, S-5 y S-6. En el diseño se ha incluido los pesos de cada recipiente, los cuales sirven de base para la estimación de costos.

**TABLA 6.12**  
**DISEÑO DE SEPARADORES**

SIMBOLOGIA	S-1	S-2	S-3	S-4	S-5	S-6
V , m <sup>3</sup>	0.88	0.88	0.03	0.30	0.53	0.05
L/D	1.98	2.00	2.10	2.39	2.44	3.38
L , m	1.48	1.50	0.53	1.19	1.47	0.65
D , m	0.75	0.75	0.25	0.50	0.60	0.25
eb , mm	6.23	3.49	3.13	3.24	3.32	3.13
Wt , Kg	257.63	145.38	14.99	67.78	101.55	21.18
MATERIAL	SA 240- 304	SA 240- 304	SA 240- 304	SA 240- 304	SA 240- 304	SA 240- 304

LEYENDA DE TABLA 6.12 :

V = VOLUMEN TOTAL DEL RECIPIENTE  
 L/D = RELACION LONGITUD / DIAMETRO  
 L = LONGITUD DEL RECIPIENTE  
 D = DIAMETRO DEL RECIPIENTE  
 eb = ESPESOR DE LA PARED  
 Wt = PESO TOTAL DEL RECIPIENTE

### 6.9.3 Columnas de Destilación

En base al Procedimiento establecido en el **APENDICE D.3** se evalúa los siguientes parámetros de diseño de las columnas de destilación: Platos reales, Diámetro, Altura y Peso de recipiente. Los resultados se muestran en la **TABLA 6.13**, en los cuales se incluye datos adicionales de diseño calculados en los APENDICES B.12 y B.13.

**TABLA 6.13**

**DISEÑO DE COLUMNAS DE DESTILACION**

SIMBOLOGIA	D - 1	D - 2
Nr	42	5
P <sub>alim.</sub>	6	2
D' , m	1.32	0.50
H , m	22.00	6.30
eb' , mm	5.00	5.00
Wt , Kg	3801.63	419.90
<b>MATERIAL</b>	<b>SA 240-304</b>	<b>SA 240-304</b>

**LEYENDA DE TABLA 6.13 :**

Nr = NUMERO DE PLATOS REALES  
 P<sub>alim.</sub> = PLATO DE ALIMENTACION  
 D' = DIAMETRO DE LA TORRE  
 H = ALTURA DE LA TORRE  
 eb' = ESPESOR DE LA PARED REAL  
 Wt = PESO TOTAL DEL RECIPIENTE

#### 6.9.4 Intercambiadores de Calor

En base al Procedimiento establecido en el APENDICE D.4 se calcula las Areas de transferencia de Calor (A), la Longitud, diámetro externo, BWG, Número de tubos calculado y estandarizado, que se muestran en la TABLA 6.14.

TABLA 6.14

#### CARACTERISTICAS DE DISEÑO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR

EQUIPO	A (m <sup>2</sup> )	A (ft <sup>2</sup> )	L (ft)	d0/IPS (pulg.)	BWG/ CEDULA	Nt	Nt e	MATERIAL
E - 1	5.91	63.63	75.0	3.00	60.0	2	2	CS/304L
E - 2	35.67	384.00	8.0	1.00	14.0	163	168	CS/304
E - 3	12.22	131.54	16.0	1.00	14.0	31	32	304/304
E - 4	34.08	366.84	12.0	1.00	14.0	117	118	CS/304
E - 5	0.39	4.25	12.0	1.25	40.0	2	2	CS/304L
E - 6	27.11	291.84	8.0	1.00	14.0	139	152	CS/304
E - 7	17.05	183.55	16.0	1.25	14.0	35	32	CS/304
E - 8	5.70	61.39	70.0	3.00	40.0	2	2	CS/304L
E - 9	2.93	31.55	36.0	3.00	40.0	2	2	CS/304L
E - 10	1.70	18.26	30.0	2.00	40.0	2	2	CS/304L
E - 11	0.22	2.37	6.0	1.25	40.0	2	2	CS/304L

OBS.: Los Intercambiadores con Area < 10 m<sup>2</sup> serán seleccionados del tipo de DOBLE TUBO  
 Los Intercambiadores con Area > 10 m<sup>2</sup> serán seleccionados del tipo de CORAZA Y TUBOS 1-2, excepto E-2 que es de 2-4.  
 E-1 : 5 en paralelo de L=15 ft c/u; E-8 : 6 en paralelo de L=12 ft c/u  
 E-9 : 3 en paralelo de L=12 ft c/u; E-10 : 2 en paralelo de L=15 ft c/u  
 En el caso de Intercambiadores de CORAZA Y TUBOS se usa el BWG y el do es el diámetro externo del tubo DE.  
 En Intercambiadores de DOBLE TUBO se usa el No. de CEDULA y el do es el Tamaño Nominal del tubo IPS.

#### LEYENDA DE TABLA 6.14

A = AREA DE INTERCAMBIO DE CALOR  
 L = LONGITUD DEL TUBO DEL INTERCAMBIADOR  
 d0 = DIAMETRO EXTERNO DEL TUBO DEL INTERCAMBIADOR  
 IPS = TAMAÑO DE TUBERIA DE HIERRO  
 BWG = BIRMINGHAM WIRE GAUGE  
 CEDULA = NUMERO DE CEDULA  
 Nt = NUMERO DE TUBOS DE INTERCAMBIADOR CALCULADO  
 Nt e = NUMERO DE TUBOS ESTANDARIZADO

### 6.9.5 Bombas

En toda la Planta se usan bombas centrífugas y en todas excepto B-2 se usa recirculación, debido a que los flujos son menores a 3.5 m<sup>3</sup>/hr.

En la TABLA 6.15 se muestran los Resultados del diseño de las bombas, que fueron calculados siguiendo la secuencia establecida en el APENDICE D.5.

TABLA 6.15

#### DISEÑO DE BOMBAS

SIMBOLOGIA	B-1	B-2	B-3	B-4	B-5	B-6
H , m	3.14	18.14	6.28	7.25	385.81	381.14
Q <sub>o</sub> , m <sup>3</sup> /hr	3.50	6.39	3.50	3.50	3.50	3.50
P <sub>real</sub> , CV	0.21	1.10	0.39	0.54	22.88	22.78
MATERIAL	SS 316	SS 316	SS 316	SS 316	SS 316	SS 316

TODAS LAS BOMBAS SON DE TIPO CENTRIFUGAS.

#### LEYENDA DE TABLA 6.15

H DIFERENCIAL DE PRESION TOTAL  
 Q<sub>o</sub> FLUJO DE LIQUIDO TOTAL DE OPERACION EN LA BOMBA  
 P<sub>real</sub> POTENCIA REAL DE LA BOMBA

### 6.9.6 Compresor

El compresor es utilizado para recircular el Hidrógeno en la alimentación, que es separado de los productos de reacción en el Separador S-1.

Las características del diseño del compresor se muestra en la **TABLA 6.16**; siguiendo el Procedimiento establecido en el **APENDICE D.6**.

**TABLA 6.16**  
**DISEÑO DE COMPRESOR**

SIMBOLOGIA	C - 1
R	3
Pr' , CV	267.08
Pr'' , Kw-hr/hr	208.83
MATERIAL	SS 304
TIPO DE COMPRESOR	RECIPROCANTE

**LEYENDA DE TABLA 6.16**

R = RAZON DE COMPRESION  
 Pr' = POTENCIA REAL  
 Pr'' = POTENCIA REAL CONSUMIDA POR MOTOR ELECTRICO

### 6.9.7 Tanques de Almacenamiento

Se fijó en 30 días el ciclo de descarga del tanque para la Acetona y el MIBK y de 0.3 días para el hidrógeno.

En la **TABLA 6.17** se muestran los resultados de diseño siguiendo el procedimiento establecido en el **APENDICE D.7**.

**TABLA 6.17**  
**DISEÑO DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO**

SIMBOLOGIA	TQ-1	TQ-2	TQ-3
FLUIDO	ACETONA	HIDROGENO	MIBK
t , DIAS	30	0.3	30
V , m3	786.96	30.00	563.10
MATERIAL	ACERO AL CARBONO	SS 304	ACERO AL CARBONO

**LEYENDA DE TABLA 6.17**

t = TIEMPO QUE TRANSCURRE PARA DESCARGAR TANQUE  
V = VOLUMEN TOTAL DEL TANQUE

### **6.10 Materiales de Construcción (29,30)**

Se han seleccionado los materiales de construcción de los equipos de acuerdo a las características de los fluidos (si son corrosivos), temperatura del fluido y el costo.

En la TABLA-Guía de Corrosión para Materiales Comunes usados en la construcción de procesos químicos de las páginas 282 y 283 de la referencia (30), se muestra la resistencia de diversos materiales para diferentes fluidos a ciertas condiciones de temperatura.

Dada la disponibilidad actual del acero inoxidable a un precio razonable, ha hecho que quede en segundo lugar después del acero al carbón en cuanto a sus usos en los procesos químicos.

En base a los 2 puntos anteriormente señalados, la mayoría de los equipos han sido seleccionados de acero inoxidable y en algunos intercambiadores de calor combinaciones de acero al carbón y acero inoxidable, cuyos resultados se muestran en las TABLAS 6.11 a 6.17.

### **6.11 Requerimientos de Materias Primas**

Para la producción de MIBK, se requiere de ACETONA e HIDROGENO como materias primas. Para el Tamaño de Planta de 5500 TM/año de MIBK seleccionado, las cantidades de materias primas necesarias para su

producción, se muestran en la TABLA 6.18.

**TABLA 6.18**

MATERIA PRIMA	LINEA No. (*)	Kmol/hr.	Kg/hr.	TM/año
Acetona	4	14.61	847.45	6711.84
Hidrógeno	1	7.70	15.40	121.93

(\*) Según Diagrama de Flujo de FIGURA 6.4.

Desde el primer año de operación, la Planta de MIBK operará a máxima capacidad, por lo que los Consumos de Acetona e Hidrógeno se mantienen constantes durante la vida útil del proyecto.

## **6.12 Requerimientos de Mano de Obra, Servicios E Insumos**

Para producir el MIBK, se requiere asimismo de personal, servicios auxiliares e insumos.

### **6.12.1 Mano de Obra Directa**

En la actualidad, las Plantas modernas requieren de personal mínimo en las diferentes Areas. Para la Planta de MIBK, se ha estimado por conveniente contar con el siguiente personal mínimo:

1 Ingeniero de Operaciones (3 Turnos) y 2 operarios (3 Turnos)

1 Ingeniero de Mantenimiento (2 Turnos) y 1



operario (3 Turnos)

1 Laboratorista (2 Turnos)

### 6.12.2 Servicios Auxiliares

Se requiere servicios como agua de enfriamiento, vapor y electricidad.

**Agua de enfriamiento y Vapor.**- De la TABLA 6.10 se obtienen los flujos de agua de enfriamiento y de vapor de 50 PSIA (138 °C).

Flujo de agua de enfriamiento (Kg/h) = 101,439.75 (\*)

Flujo de vapor de 50 PSIA, 138 °C (Kg/h) = 1,263.23

(\*) El enfriamiento con agua, se hará por medio de una torre de enfriamiento, en donde se considera una pérdida de 10 % de agua por evaporación y purgas, el cual tiene que ser repuesta con agua fresca de tanque.

**Electricidad.**- Se usa electricidad para accionar las bombas y el compresor.

Con respecto al Compresor el Consumo de electricidad fue calculado y resumido en la TABLA 6.16:

Consumo de electricidad de Compresor C-1 = 208.83 Kw-h/h.

Con respecto a las bombas, el consumo de

electricidad (29) será calculado por :

$$P' = 0.735 * P / E$$

donde:

$P = 47.91$  CV (Potencia real de las bombas  
B-1 a B-6 - TABLA 6.15)

$E = 88.5$  %, Eficiencia eléctrica del motor

$P' =$  Consumo de Electricidad, Kw-h/h

$P' = 39.79$  Kw-h/h

Consumo de Electricidad de Compresor y  
Bombas = 248.62 Kw-h/hr.

### 6.12.3 Insumos

Se requiere de insumos como Catalizador para los Reactores R-1 y R-2 e inhibidor de corrosión para el agua de enfriamiento.

Según (18), el tiempo de vida del Catalizador es de 1 año; el volumen del catalizador en los reactores fue calculado en el subcapítulo 6.9.1 (Diseño del Reactor); determinándose un consumo de 1232.00 litros/año.

Se estima que el consumo de inhibidores de corrosión para agua de enfriamiento será de un 5% anual del Capital de Inversión (FOB) de la Torre de Enfriamiento.

Los consumos anuales de agua de enfriamiento, vapor, electricidad y

Catalizador de los Reactores R-1 y R-2 se muestran en la TABLA 6.19.

**TABLA 6.19**

SERVICIO/INSUMO	CANTIDAD REQUERIDA POR HORA	CANTIDAD REQUERIDA POR AÑO
Vapor de Agua	1263.23 Kg	10004.78 TM
Agua de Enf.	111583.72Kg	883743.10 TM
Electricidad	248.62 KW-h	1969070.40 KW-h
Catalizador	-----	1232.00 Lt.

## VII. INVERSION TOTAL

### 7.1 Inversión de Capital Fijo (29)

#### 7.1.1 Bases

- Año CERO : 1999
- Período de Operación: 2000 al 2009
- Factor de Servicio : 330 Días/Año.
- Planta de MIBK de 5500 TM/AÑO, incluye -  
Planta de Hidrógeno y dos Tanques  
adicionales para almacenar Acetona y MIBK.

#### 7.1.2 Estimación de la Inversión de Equipos en Términos FOB-EE.UU.

Se ha determinado en US\$ FOB-EE.UU. a Marzo de 1996 siguiendo el Procedimiento establecido en el APENDICE E; cuyos Resultados se muestran en las **TABLAS 7.1 a 7.9.**

En la TABLA 7.10 se muestra un Resumen de la Inversión en términos FOB-EE.UU. de todos los Equipos, cuyo monto es de 1428396.76 MUS\$.

TABLA 7.1

COSTO DE LOS REACTORES

SIMBOLOGIA	R-1	R-2
A , m <sup>2</sup>	112.00	112.00
P , US\$ 1975	17000.00	17000.00
Pc , US\$ 1975	79745.64	79745.64
IC Jun. 75	194.30	194.30
IC Mar 96	387.20	387.20
P , US\$ 1996	158916.68	158916.68
MATERIAL	CS/304	CS/304

LEYENDA DE TABLA 7.1 :

- A = AREA DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR
- P = PRECIO BASE DE INTERCAMBIADOR DE CALOR DE CORAZA Y TUBOS
- Pc = PRECIO CORREGIDO POR LOS FACTORES EN US\$ DE 1975
- IC Jun. 75 = INDICE DE COSTOS A JUNIO DE 1975
- IC Mar 96 = INDICE DE COSTOS A MARZO DE 1996
- P = PRECIO TOTAL DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR EN US\$ DE MARZO 1996

TABLA 7.2

COSTO DE LOS SEPARADORES

SIMBOLOGIA	S-1	S-2	S-3	S-4	S-5	S-6
P1 , US\$/KG	2.15	2.15	2.65	2.36	2.25	2.65
P'' , US\$ 1975	1836.93	992.93	262.88	557.50	728.01	303.33
IC Jun. 75	194.30	194.30	194.30	194.30	194.30	194.30
IC Mar. 96	387.20	387.20	387.20	387.20	387.20	387.20
P , US\$ 1996	3660.62	1978.71	523.87	1110.98	1450.77	604.47

LEYENDA DE TABLA 7.2 :

- P1 = PRECIO BASE DE CORAZA Y CABEZALES
- P'' = PRECIO TOTAL CORREGIDO DEL RECIPIENTE EN US\$ 1975 (INCLUYE: CORAZA, CABEZALES Y ACCESORIOS)
- IC Jun. 75 = INDICE DE COSTOS A JUNIO DE 1975
- IC Mar. 96 = INDICE DE COSTOS A MARZO DE 1996.
- P = PRECIO TOTAL DEL RECIPIENTE EN US\$ DE MARZO DE 1996

TABLA 7.3

COSTO DE COLUMNAS DE DESTILACION

SIMBOLOGIA		D - 1	D - 2
P1	, US\$/KG	1.90	2.50
P''	, US\$ 1975	63754.47	7211.01
IC Jun. 75		194.30	194.30
IC Mar. 96		387.20	387.20
P	, US\$ 1996	127049.57	14370.06

LEYENDA DE TABLA 7.3 :

- P1 = PRECIO BASE DE CORAZA Y CABEZALES  
P'' = PRECIO TOTAL CORREGIDO DE LA COLUMNA EN US\$ 1975  
(INCLUYE: CORAZA, CABEZALES, ACCESORIOS Y PLATOS)  
IC Jun. 75 = INDICE DE COSTOS A JUNIO DE 1975  
IC Mar. 96 = INDICE DE COSTOS A MARZO DE 1996.  
P = PRECIO TOTAL DE LA COLUMNA EN US\$ DE MARZO DE 1996.

TABLA 7.4

COSTO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR

SIMBOLOGIA	E-1	E-2	E-3	E-4	E-5	E-6	
A	, m <sup>2</sup>	5.91	35.87	12.22	34.08	0.39	27.11
P	, US\$ 1975	2000.00	7500.00	4200.00	7000.00	500.00	6800.00
Pc	, US\$ 1975	4750.00	19785.27	10700.38	15441.31	950.00	15583.05
IC Jun. 75		194.30	194.30	194.30	194.30	194.30	194.30
IC Mar. 96		387.20	387.20	387.20	387.20	387.20	387.20
P	, US\$ 1996	9466.77	38388.12	21323.62	30771.36	1883.15	31053.62

SIMBOLOGIA	E-7	E-8	E-9	E-10	E-11	
A	, m <sup>2</sup>	17.05	5.70	2.93	1.70	0.22
P	, US\$ 1975	5000.00	1100.00	900.00	850.00	600.00
Pc	, US\$ 1975	8487.50	2090.00	1710.00	1615.00	1140.00
IC Jun. 75		194.30	194.30	194.30	194.30	194.30
IC Mar. 96		387.20	387.20	387.20	387.20	387.20
P	, US\$ 1996	16913.84	4164.94	3407.68	3218.38	2271.79

LEYENDA:

- A = AREA DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR  
P = PRECIO BASE DE INTERCAMBIADOR DE CALOR DE CORAZA Y TUBOS O DE DOBLE TUBO, SEGUN CORRESPONDA  
Pc = PRECIO CORREGIDO POR LOS FACTORES EN US\$ DE 1975  
IC Jun. 75 = INDICE DE COSTOS A JUNIO DE 1975  
IC Mar. 96 = INDICE DE COSTOS A MARZO DE 1996  
P = PRECIO TOTAL DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR EN US\$ DE MARZO 1996

TABLA 7.5

COSTO DE BOMBAS

SIMBOLOGIA	B-1	B-2	B-3	B-4	B-5	B-6
P real , CV	0.208	1.103	0.394	0.543	22.879	22.780
H , pie	10.30	59.52	20.61	23.80	1265.77	1250.47
P' , US\$ DE 1988	650.00	900.00	650.00	650.00	3635.76	3628.61
Pc , US\$ DE 1988	819.00	1134.00	819.00	819.00	4581.08	4572.05
IC Nov. 88	466.20	466.20	466.20	466.20	466.20	466.20
IC Mar. 96	613.50	613.50	613.50	613.50	613.50	613.50
P , US\$ DE 1996	1077.77	1492.30	1077.77	1077.77	6028.51	6016.63

LEYENDA DE TABLA 7.5

- H = DIFERENCIAL DE PRESION TOTAL  
P' = PRECIO BASE DE LA BOMBA EN US\$ DE 1988  
Pc = PRECIO CORREGIDO EN US\$ DE 1988  
IC Jun. 75 = INDICE DE COSTOS A JUNIO DE 1988  
IC Mar. 96 = INDICE DE COSTOS A MARZO DE 1996  
P = PRECIO TOTAL DE LA BOMBA EN US\$ DE MARZO DE 1996

TABLA 7.6

COSTO DE COMPRESOR

SIMBOLOGIA	C - 1
POT. , CV	267.08
P' , US\$ DE 1975	80000.00
P" , US\$ DE 1975	112000.00
P''' , US\$ DE 1975	10000.00
IC Jun. 75	208.50
IC Mar. 96	613.50
P , US\$ DE 1996	358978.42

LEYENDA DE TABLA 7.6 :

- POT. = POTENCIA DEL COMPRESOR  
P' = PRECIO BASE DEL COMPRESOR EN US\$ DE 1975  
P" = PRECIO CORREGIDO EN US\$ DE 1975  
IC Jun. 75 = INDICE DE COSTOS A JUNIO DE 1975  
IC Set. 95 = INDICE DE COSTOS A SEPTIEMBRE DE 1975  
P''' = PRECIO BASE DEL MOTOR ELECTRICO EN US\$ DE 1975  
P = PRECIO DEL COMPRESOR EN US\$ A MARZO DE 1996 INCLUIDO EL MOTOR ELECTRICO

TABLA 7.7

COSTO DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO

SIMBOLOGIA	TQ-1	TQ-2	TQ-3
FLUIDO	ACETONA	HIDROGENO	MIBK
V , m3	788.96	30.00	563.10
P , US\$ DE 1975	50000.00	16000.00	40000.00
Pc , US\$ DE 1975	55000.00	132480.00	40000.00
IC Jun. 75	194.20	194.20	194.20
IC Mar. 96	387.20	387.20	387.20
P , US\$ DE 1996	109660.14	264141.38	79752.83
TIPO	CILINDRICOS ATMOSFERICOS TECHO FLOTANTE	ESFERICOS PRESURIZADOS	CILINDRICOS ATMOSFERICOS TECHO CONICO

LEYENDA DE TABLA 7.7 :

- V = VOLUMEN TOTAL DEL TANQUE
- P = PRECIO BASE DEL TANQUE DE ALMACENAMIENTO
- Pc = PRECIO CORREGIDO DE TANQUE EN US\$ DE JUNIO DE 1975
- IC Jun. 75 = INDICE DE COSTOS A JUNIO DE 1975
- IC Mar. 96 = INDICE DE COSTOS A MARZO DE 1996
- P = PRECIO DE TANQUE EN US\$ DE MARZO DE 1996.



TABLA 7.8

COSTO DE LA TORRE DE ENFRIAMIENTO

SIMBOLOGIA		TORRE DE ENFRIAMIENTO
FLUIDO		AGUA DE ENFRIAMIENTO
F	m <sup>3</sup> /h	111.58
F	GPM	491.33
F'	GPM	2000.00
P	US\$ 1988	85000.00
n		0.60
P'	US\$ 1988	36611.92
IC Sep 88		377.30
IC Marz 96		426.30
P''	US\$ 1996	41366.71

LEYENDA DE TABLA 7.8 :

- F = FLUJO DE AGUA DE ENFRIAMIENTO EN TORRE A DISEÑAR
- F' = FLUJO LEIDO EN LA FIGURA E.12 PARA UNA TORRE YA DISEÑADA
- P = PRECIO BASE DE TORRE EN US\$ DE SET. 1988 PARA 2000 GPM
- n = FACTOR DE ESCALAMIENTO
- P' = PRECIO BASE DE LA TORRE A DISEÑAR EN US\$ DE SET. DE 1988
- IC Sep 88 = INDICE DE COSTOS A SET. DE 1988.
- IC Marz 96 = INDICE DE COSTOS A MARZO DE 1996
- P'' = PRECIO DE LA TORRE, EN US\$ DE MARZO DE 1996

TABLA 7.9

INVERSION DE CAPITAL FIJO DE PLANTA DE HIDROGENO

SIMBOLOGIA		PLANTA DE HIDROGENO
FLUIDO A PRODUCIR		GAS HIDROGENO
Q	, TM/AÑO	122.44
Q'	, MMSCF/D	50.00
Q'	, TM/AÑO	39840.00
P	, MMUS\$ 1995	85.00
n		0.80
P'	, US\$ 1995	830810.77
IC 95		1028.30
IC 96		1031.80
P''	, US\$ 1996	833638.58

LEYENDA:

- Q = CAPACIDAD DE PRODUCCION DE PLANTA DE H2 A DISEÑAR  
 Q' = CAPACIDA DE PRODUCCION DE H2 DE UNA PLANTA DISEÑADA  
 P = PRECIO BASE DE PLANTA DE H2 EN US\$ DE 1995  
 n = FACTOR DE ESCALAMIENTO  
 P' = PRECIO BASE DE LA PLANTA A DISEÑAR EN US\$ DE 1995  
 IC 95 = INDICE DE COSTOS DE M&S AL 3er. PERIODO DE 1995.  
 IC Marz 96 = INDICE DE COSTOS DE M&S AL 1er. PERIODO DE 1996.  
 P'' = PRECIO DE LA PLANTA DE H2, EN US\$ DE MARZO DE 1996 PUESTO EN EE.UU.

TABLA 7.10

COSTO TOTAL DE EQUIPOS SIN INSTALAR  
EN TERMINOS FOB - EE.UU.

TIPO DE EQUIPO	No./TIPO	FOB - EE.UU. (US\$ DE 1996)
REACTORES	2	317833.36
SEPARADORES DE FASES	6	9329.44
COLUMNAS DE DESTILACION	2	141419.64
INTERCAMBIADORES DE CALOR	11	163972.50
BOMBAS	6	16770.75
COMPRESOR	1	358978.42
TANQUES DE ALMACENAMIENTO	4	378825.94
TORRE DE ENFRIAMIENTO	1	41366.71
	TOTAL	1428396.76

OBSERVACION: No se incluye Planta para producir Vapor Saturado, debido a que se cuenta con este servicio; asimismo no se incluye la Planta de Hidrógeno, debido a que es considerado en la Inversión Total de Capital Fijo.

Se considera 02 tanques de Almacenamiento para Acetona, 01 para recepción de compra de Acetona y otro para entrega a producción; y 02 tanques de Almacenamiento de MIBK, 01 para recepción de producción y otro para Ventas.

### 7.1.3 Estimación de la Inversión de Capital Fijo.

En la TABLA 7.11 se muestran los factores de instalación de cada uno de los equipos (29), el cual incluye los costos de materiales necesarios para tal efecto. Asimismo se muestra los Factores de Instalación promedios ponderados al Costo de los Equipos y el Factor de Instalación Total de la Planta, que se determina de la según:

$$FIP = \sum_i \sum_j a_{ij} C_i / C_r$$

donde:

FIP: Factor de Instalación Total de Planta

$a_{ij}$  : Factor de Instalación del rubro i del Tipo de Equipo j

n : Cantidad Total de rubros Factores de Instalación

m : Cantidad Total de Tipo de Equipos

i = 1..n

j = 1..m

i : Identifica al rubro de Instalación

j : Identifica al Tipo de Equipo

Para el presente diseño:

n = 13

j = 8

FIP = 1.88

**TABLA 7.11**  
**FACTORES DE INSTALACION DE EQUIPOS**

RUBROS	REACTORES R-1 y R-2	TANQUES SEPARADORES	COLUMNAS DE DESTILACION	INTERCAMBIADORES DE CALOR	BOMBAS	COMPRESOR	TANQUES DE ALMACENAMIENTO	TORRE DE ENFRIAMIENTO	PROMEDIOS
<b>COSTO EQUIPO FOB (US\$ 1990)</b>	<b>317833.36</b>	<b>9329.44</b>	<b>141419.94</b>	<b>163872.5</b>	<b>16770.76</b>	<b>368978.42</b>	<b>378825.84</b>	<b>41366.71</b>	<b>1428396.78</b>
<b>-COSTO DE MATERIALES DIRECTOS (%)</b>	<b>66</b>	<b>57</b>	<b>93</b>	<b>66</b>	<b>53</b>	<b>38</b>	<b>57</b>	<b>20</b>	<b>58</b>
INSTRUMENTOS	10	6	11	10	2	7	6	4	8
CAÑERIAS Y TUBERIAS	45	40	60	45	23	17	40	10	37
ESTRUCTURAS METALICAS	3	0	8	3	0	0	0	0	2
MATERIAL ELECTRICO	2	5	5	2	25	11	5	3	6
ABLAMIENTO	5	5	8	6	2	2	5	2	4
PINTURA	1	1	1	1	1	1	1	1	1
<b>-COSTO DE INSTALACION DIRECTOS (%)</b>	<b>65</b>	<b>64</b>	<b>107</b>	<b>65</b>	<b>64</b>	<b>118</b>	<b>64</b>	<b>15</b>	<b>81</b>
INSTALACION DE EQUIPO	29	28	47	29	28	52	28	7	36
INSTALACIONES ELECTRICAS	7	7	11	7	7	12	7	2	8
OBRAS CIVILES	11	11	18	11	11	20	11	3	14
MEJORAS DE TERRENO	6	6	10	6	6	11	6	1	8
INSTALACIONES DE SERVICIOS	12	12	20	12	12	22	12	3	15
<b>-COSTOS DE INSTALACION INDIRECTOS (%)</b>	<b>53</b>	<b>51</b>	<b>75</b>	<b>53</b>	<b>47</b>	<b>39</b>	<b>51</b>	<b>15</b>	<b>50</b>
INGENIERIA Y SUPERVISION	24	23	33	24	21	17	23	7	22
GASTOS DE CONSTRUCCION	29	28	42	29	26	22	28	8	28
<b>TOTAL (%) EQUIPO + INSTALACION</b>	<b>284</b>	<b>272</b>	<b>375</b>	<b>284</b>	<b>264</b>	<b>295</b>	<b>272</b>	<b>150</b>	<b>288.40</b>
<b>FACTOR DE INSTALACION</b>	<b>1.84</b>	<b>1.72</b>	<b>2.75</b>	<b>1.84</b>	<b>1.64</b>	<b>1.95</b>	<b>1.72</b>	<b>0.5</b>	<b>1.88</b>

En la **TABLA 7.12** se muestra la **INVERSIÓN** de **CAPITAL FIJO** por cada uno de los rubros que intervienen; para la Instalación en el Perú de la **PLANTA** de **MIBK** de Capacidad de Producción de 5500 TM/año, que considera la Planta de Hidrógeno incluido los Impuestos a la Importación, Flete y Seguro y 02 tanques de almacenamiento adicionales de Acetona y de MIBK.

Para el cálculo del Costo de Capital Fijo se ha utilizado los Factores de Costos promedio de los equipos según **TABLA 7.11**, Costos de importación vigentes e impuestos vigentes, eventuales y gastos de puesta en marcha (19, 29, 30, 31).

El Costo de Inversión de Capital Fijo obtenido en la **TABLA 7.12**, será comparado someramente frente al Costo de una Planta de MIBK obtenido por el Método de Coeficiente de Inmovilización Unitaria(CIU) de referencia (32).

Se denomina **CIU** al Valor del Capital Inmovilizado necesario para disponer de una Capacidad de producción anual. Conociendo, por tanto, el Valor del **CIU** para una fabricación determinada, bastará

TABLA 7.12

COSTO DE INVERSION DE CAPITAL FIJO

1	FOB DE EQUIPOS		1428386.76
2	FOB DE INSTRUMENTACION	8.00 % DE (1)	114271.74
3	FOB DE CAÑERIAS Y TUBERIAS	37.00 % DE (1)	528506.80
4	FOB DE OTROS MATERIALES DIRECTOS	13.00 % DE (1)	185691.58
5	FOB TOTAL	(1+2+3+4)	2256854.88
6	FLETE DE TRANSPORTE INTERNACIONAL	10 % DE (5)	225686.69
7	SEGURO DE TRANSPORTE INTERNACIONAL	0.5 % DE (5)	11284.33
8	CIF ( FOB + FLETE + SEGURO )	(5+6+7)	2493837.90
9	DERECHOS E IMPUESTOS A LA IMPORTACION	(9.1+9.2)	802018.27
9.1.	AD/VALOREM	12 % DE (8)	299260.55
9.2.	IQV	18 % DE (8 + 9.1)	502757.72
10	COMISION DE AGENTE DE ADUANA	0.5 % DE (5)	11284.33
11	COSTO DE SUPERVISION DE IMPORTACIONES	0.5 % DE (5)	11284.33
12	COSTOS FINANCIEROS DE IMPORTACION	1.5 % DE (5)	33853.00
13	TRANSPORTE Y SEGURO INTERNO	0.1 % DE (8)	2493.84
14	COSTO PUESTO EN PLANTA	(8+9+10+11+12+13)	3354771.88
15	COSTO DE INSTALACION	(15.1+15.2+15.3+15.4+15.5+15.6+15.7)	1871199.78
	-COSTOS DIRECTOS		
15.1.	INSTALACION DEL EQUIPO ADQUIRIDO	38 % DE (1)	514222.83
15.2.	INSTALACIONES ELECTRICAS	8 % DE (1)	114271.74
15.3.	OBRAS CIVILES	14 % DE (1)	199975.55
15.4.	MEJORAS DE TERRENO	8 % DE (1)	114271.74
15.5.	INSTALACIONES DE SERVICIOS	15 % DE (1)	214259.51
	-COSTOS INDIRECTOS		
15.6.	INGENIERIA Y SUPERVISION	22 % DE (1)	314247.29
15.7.	GASTOS DE CONSTRUCCION	28 % DE (1)	399951.09
16	HONORARIOS DEL CONTRATISTA	5 % DE (15)	93559.99
17	IMPUESTO A LA RENTA	30 % DE (15.6 + 16)	122342.18
18	EVENTUALES	10 % DE (15)	187119.98
19	INVERSION DE CAPITAL FIJO	(14+15+16+17+18)	5428973.58
20	GASTOS DE PUESTA EN MARCHA	10 % DE (19)	542899.36
21	COSTO DE PLANTA DE HIDROGENO		995050.00
22	INVERSION TOTAL DE CAPITAL FIJO	(19+20+21)	7186942.94

multiplicarlo por la Capacidad de Fabricación deseada para obtener el Valor del inmovilizado.

El Costo de una Planta de MIBK puesto en España es de 400 MMUS\$/Q para una Capacidad de Producción Anual de 25000 TM, por lo que el Costo Total es de 10 MMUS\$ del año 1991. Aplicando la Regla de los 6 décimos, para una Planta de MIBK de 5500 TM/año el Costo puesto en España es de 4.03 MMUS\$ del año 1991; el cual llevado a 1996, con los Indices de Costos (IC) de Marshall:

$$\begin{aligned} \text{COSTO 1996} &= \text{COSTO 1991} * \text{IC 96/IC 91} \\ &= 4.03 * 1032.9 / 930.6 = 4.47 \text{ MMUS\$} \end{aligned}$$

El Costo obtenido para la misma capacidad es de 7.19 MMUS\$ según TABLA 7.12, cuya diferencia de 2.72 MMUS\$ se explica porque se incluyen costos de Fletes, Seguros, Impuestos, Gastos a la Importación y la Inversión en la Planta de Hidrógeno.

## 7.2 Inversión de Capital de Trabajo (33)

Se considera los siguientes rubros del Activo y Pasivo Circulante, para el desarrollo normal del proceso productivo:



**ACTIVO CIRCULANTE****-Inventarios**

De Materia Prima: 30 días de Carga de Acetona

Productos Terminados: 30 días de Producción de MIBK

**-Cuentas por Cobrar:** 15 días de Producción de MIBK

**PASIVO CIRCULANTE**

**-Cuentas por Pagar:** 10 días de Carga de Acetona

**INVERSIÓN DE CAPITAL DE TRABAJO = ACTIVO CIRCULANTE**

**- PASIVO CIRCULANTE**

Se considera:

Factor de Servicio : 330 días/año

Carga de Acetona : 1881 Kg/hr. (Línea No. 5 de TABLA 6.5 de CAPITULO VI)

Precio de Materia Prima : Según TABLA 8.4 de CAPITULO VIII)

Producción de MIBK : 5500 TM/AÑO

Costo Unitario MIBK: Según Tabla 8.5 de CAPITULO VIII. Los resultados se muestran en la TABLA 7.13.

TABLA 7.13

CAPITAL DE TRABAJO  
(MUS\$ AÑO/US\$ AÑO)

AÑO CALENDARIO AÑO OPERACION	2000 1	2001 2	2002 3	2003 4	2004 5	2005 6	2006 7	2007 8	2008 9	2009 10
INV. MATERIA PRIMA	608.85	609.11	609.25	609.28	609.20	609.05	608.82	608.54	608.21	607.84
INV. PRODUCTOS TERMINADOS	420.60	420.72	420.78	420.80	420.76	420.69	420.59	420.46	420.31	420.15
CUENTAS POR COBRAR	210.30	210.36	210.39	210.40	210.38	210.35	210.30	210.23	210.16	210.07
CUENTAS POR PAGAR	202.95	203.04	203.08	203.09	203.07	203.02	202.94	202.85	202.74	202.61
CAPITAL DE TRABAJO	1036.80	1037.15	1037.34	1037.39	1037.27	1037.07	1036.77	1036.38	1035.94	1035.45
INCREMENTO ANUAL	1036.80	0.35	0.19	0.05	-0.12	-0.20	-0.30	-0.39	-0.44	-1035.94

## VIII. COSTO DE PRODUCCION, DEPRECIACION, VENTAS Y FINANCIAMIENTO

### 8.1 Costo de Producción

La estructura del Costo de Producción está compuesto por:

- Costo de Materias Primas
- Costos Variables
- Costos Fijos

#### 8.1.1 Bases

-La producción de MIBK de 5500 TM/AÑO se distribuye en forma proporcional y en función a la Demanda proyectada de cada país; debido a que el total producido de MIBK no cubre la demanda total proyectada.

#### -Costos de Materias Primas

.Hidrógeno (a) : 6908.66 US\$/TM

.Acetona (b) : 438.00 US\$/TM

.Acetona (c) : 575.00 US\$/TM

(a) Costo de Producción de H<sub>2</sub> de una Planta Aceitera Local.

(b) Costo de la Acetona a ser utilizada en la producción de MIBK para exportación, según TABLA 5.9 del Capítulo V.

(c) Costo de la Acetona a ser utilizada en la

producción de MIBK para el consumo interno, según TABLA 5.9 del Capítulo V.

**-Costos Variables**

- .Vapor Agua Sat. 50 PSIA (34): 8.82 US\$/TM
- .Agua de Enfriamiento (34): 0.03 US\$/TM
- .Electricidad (34): 0.10 US\$/Kw-h
- .Catalizador (18): 4.00 US\$/TM MIBK
- .Inhibidores (34) : 5% Costo Torre de Enfriamiento.

**-Costos Fijos**

- .Mano de Obra Directa
  - Ingeniero de Mantenimiento: Sueldo 1200 US\$/Mes
  - Ingeniero de Planta: Sueldo 1200 US\$/Mes
  - Operario: Sueldo 400 US\$/Mes
  - Laboratorista: Sueldo 800 US\$/Mes
- .Mantenimiento (31): 3 % de la Inversión de Capital Fijo/Año
- .Supervisión (31): 10 % de la Mano de Obra Directa.
- .Laboratorio e Investigación (31): 10% de la Mano de Obra Directa
- .Seguro (31): 0.4% de la Inversión de Capital Fijo/Año.

### 8.1.2 Costo de Materias Primas

Los Costos Anuales Totales de Materias Primas se muestran en la TABLA 8.1.

### 8.1.3 Costos Variables

Los Costos Variables Anuales Totales se muestran en la TABLA 8.2.

### 8.1.4 Costos Fijos

#### Mano de Obra directa:

CARGO	NUMERO	SUELDO (US\$/MES)	TOTAL (US\$/MES)
-Ingeniero de Mantenimiento	2 (2 Turnos)	1200.00	2400.00
-Ingeniero de Planta	3 (3 Turnos)	1200.00	3600.00
Operarios	9 (3Turnos)	400.00	3600.00
Laboratorista	2 (2 Turnos)	800.00	1600.00

1 Turno de Trabajo = 8 hs/día

TOTAL MENSUAL = US\$ 11200.00

TOTAL ANUAL = US\$ 156800.00 (Con 14  
Sueldos/año)

Los Costos Fijos Anuales se muestran en la  
TABLA 8.3.

TABLA 8.1

COSTO TOTAL ANUAL DE MATERIAS PRIMAS  
(M US\$ DEL AÑO 0 /AÑO)

AÑO CALENDARIO	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009
AÑO OPERACION	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
MIBK TOTAL PRODUCIDO (TM)	5500.00	5500.00	5500.00	5500.00	5500.00	5500.00	5500.00	5500.00	5500.00	5500.00
-MIBK EXPORTACION	5036.24	5028.53	5024.39	5023.60	5025.74	5030.38	5037.11	5045.53	5055.33	5066.11
-MIBK MERCADO NACIONAL	463.76	471.47	475.61	476.40	474.26	469.62	462.89	454.47	444.67	433.89
CONSUMO DE ACETONA (TM)	6711.84	6711.84	6711.84	6711.84	6711.84	6711.84	6711.84	6711.84	6711.84	6711.84
-ACETONA ADM. TEMP.	6145.90	6136.48	6131.44	6130.47	6133.08	6138.75	6146.96	6157.23	6169.20	6182.34
-ACETONA IMPORT. DEFIN.	565.94	575.35	580.40	581.37	578.75	573.09	564.87	554.60	542.64	529.50
COSTO TOTAL DE ACETONA	3017.32	3018.61	3019.30	3019.43	3019.07	3018.30	3017.17	3015.77	3014.13	3012.33
-COSTO ACETONA ADM. TEMP.	2691.90	2687.78	2685.57	2685.15	2686.29	2688.77	2692.37	2696.87	2702.11	2707.87
-COSTO ACETONA IMPORTADA	325.41	330.83	333.73	334.29	332.78	329.53	324.80	318.90	312.02	304.46
CONSUMO DE HIDROGENO (TM)	121.93	121.93	121.93	121.93	121.93	121.93	121.93	121.93	121.93	121.93
COSTO TOTAL DE HIDROGENO	842.37	842.37	842.37	842.37	842.37	842.37	842.37	842.37	842.37	842.37
COSTO TOTAL DE MATERIAS PRIMAS	3859.69	3860.98	3861.67	3861.80	3861.45	3860.67	3859.55	3858.14	3856.50	3854.70

TABLA 8.2

COSTOS VARIABLES ANUALES (MUS\$ AÑO 0/AÑO)

SERVICIOS	PRECIO UNITARIO (US\$/Ud.)	BASE DE CALCULO (Uds./Año)	COSTO ANUAL (MUS\$ AÑO 0/AÑO 0) AÑO 1 AL AÑO 10
VAPOR DE AGUA	8.82 US\$/TM	9963.12 TM	87.87
AGUA DE ENFRIAMIENTO	0.03 US\$/TM	880062.84 TM	26.40
ELECTRICIDAD	0.10 US\$/KW-Hr.	1960870.40 KW-Hr	196.09
CATALIZADOR	4.00 US\$/TM MIBK	5500 TM MIBK/AÑO	22.00
INHIBIDOR	5 % COSTO TORRE	41366.71 US\$ AÑO 0	2.07
TOTAL DE COSTOS VARIABLES ANUALES			334.43

TABLA 8.3

COSTOS FIJOS ANUALES (MUS\$ AÑO 0/AÑO)

RUBRO	COSTO ANUAL (MUS\$ AÑO 0/AÑO 0) AÑO 1 AL AÑO 10
MANO DE OBRA DIRECTA	158.80
MANTENIMIENTO	215.61
SUPERVISION	15.68
LABORATORIO E INVESTIG.	15.68
SEGURO	28.75
TOTAL DE COSTOS FIJOS ANUALES	432.52

### 8.1.5 Costo Total y Unitario de Producción

El Costo de Producción Anual se muestra en la TABLA 8.4. En la TABLA 8.5 se muestra el Costo Unitario de Producción /TM MIBK.

## 8.2 Depreciación (30)

Se considera Depreciación Lineal:

$$D = (I-S)/n$$

donde:

D = Depreciación

I = Inversión de Capital Fijo

S = Valor de Salvamento o Rescate

n = Período de Depreciación

La industria química usa generalmente un Valor de n = 10.

El Valor de Salvamento (S), por lo general es despreciable, debido a la obsolescencia, la Depreciación Lineal (D) sobre un Período de 10 años es 10% de la Inversión de Capital Fijo (I).

Por lo que se tiene:

I = 7186942.94 US\$

S = 0.00 US\$

n = 10 años

D = 718.69 MUS\$ AÑO 0/AÑO



TABLA 8.4

COSTO DE PRODUCCION ANUAL  
(M US\$ DEL AÑO 0 /AÑO)

AÑO CALENDARIO	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009
AÑO OPERACION	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
MATERIA PRIMA	3859.69	3860.98	3861.67	3861.80	3861.45	3860.67	3859.55	3858.14	3856.50	3854.70
COSTOS VARIABLES	334.43	334.43	334.43	334.43	334.43	334.43	334.43	334.43	334.43	334.43
COSTOS FIJOS	432.52	432.52	432.52	432.52	432.52	432.52	432.52	432.52	432.52	432.52
TOTAL COSTOS	4626.64	4627.93	4628.62	4628.75	4628.40	4627.62	4626.50	4625.09	4623.45	4621.65

TABLA 8.5

COSTO UNITARIO DE PRODUCCION  
(US\$ /TM MIBK)

AÑO CALENDARIO	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009
AÑO OPERACION	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
MATERIA PRIMA	701.76	702.00	702.12	702.15	702.08	701.94	701.74	701.48	701.18	700.85
COSTOS VARIABLES	60.81	60.81	60.81	60.81	60.81	60.81	60.81	60.81	60.81	60.81
COSTOS FIJOS	78.64	78.64	78.64	78.64	78.64	78.64	78.64	78.64	78.64	78.64
TOTAL COSTOS	841.21	841.44	841.57	841.59	841.53	841.39	841.18	840.93	840.63	840.30

En el Perú, la Depreciación de Equipos está regulado por el Decreto Legislativo 774 - Ley del Impuesto a la Renta y su Reglamento-Decreto Supremo 122-94-EF (19), el cual establece 10 años de vida útil y un porcentaje anual de Depreciación del 10% para Bienes del Activo Fijo.

### 8.3 Ventas

La producción de MIBK de 5500 TM/AÑO se distribuye en forma proporcional y en función a la Demanda proyectada de cada país; debido a que el total producido de MIBK no cubre la demanda total proyectada.

El Precio de Exportación fijado en TABLA 5.7 del Capítulo V es:

PAIS DE DESTINO	PRECIO
Venezuela	1240 US\$/TM FOB Perú
Colombia	1370 US\$/TM FOB Perú
Ecuador	1390 US\$/TM FOB Perú

El Precio en el Mercado Interno de Perú es igual al Costo de Importación de 1481 US\$/TM obtenido en TABLA 5.7 de Capítulo V.

Los Consumos de MIBK por cada país y los Ingresos por Ventas se muestran en la TABLA 8.6.

TABLA 8.6

INGRESO POR VENTAS  
(MUS\$ AÑO/US\$ AÑO)

AÑO CALENDARIO	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009
AÑO OPERACION	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
CONSUMO DE MIBK/PAIS (TM)										
VENEZUELA	2200	2276	2366	2466	2573	2686	2801	2918	3034	3148
COLOMBIA	1545	1504	1457	1407	1354	1299	1243	1188	1133	1079
ECUADOR	1291	1248	1201	1151	1099	1046	993	940	888	838
PERU	464	471	476	476	474	470	463	454	445	434
CONSUMO TOTAL MIBK (TM)	5500	5500	5500	5500	5500	5500	5500	5500	5500	5500
VENTAS/PAIS (MUS\$ AÑO 0/AÑO)										
VENEZUELA	2728.37	2822.77	2933.55	3057.34	3190.62	3330.31	3473.62	3618.20	3762.18	3903.95
COLOMBIA	2116.73	2060.28	1998.62	1927.48	1854.51	1779.32	1703.14	1627.08	1552.03	1478.60
ECUADOR	1794.33	1735.07	1669.72	1600.00	1527.62	1453.76	1379.77	1306.56	1234.94	1165.50
PERU	686.82	698.25	704.37	705.55	702.38	695.50	685.53	673.07	658.55	642.60
VENTA TOTAL (MUS\$ AÑO 0/AÑO)	7326.26	7316.36	7304.27	7290.37	7275.12	7258.90	7242.06	7224.92	7207.70	7190.65

#### 8.4 Financiamiento

Las condiciones del financiamiento son:

- % de financiamiento : 60 %
- Tipo de pago : Amortización constante
- % de interés : 15 % anual
- Período de gracia : 0 años
- Período de pago : 5 años

Se considera una inflación de 4 % anual.

La TABLA 8.7 muestra los Cuadros de Financiamiento en Moneda corriente y en Moneda Constante.

TABLA 8.7

#### CUADRO DE FINANCIAMIENTO Y PAGO DE LA DEUDA

MONEDA CORRIENTE (MUS\$)		FINANCIAMIENTO (% DE INV.) = 60 %				
		TASA DE INTERES 15 %				
AÑO CALENDARIO	1999	2000	2001	2002	2003	2004
AÑO OPERACION	0	1	2	3	4	5
DEUDA AL FINAL	4312.16	3449.73	2587.30	1724.87	862.43	-0.00
AMORTIZACION		862.43	862.43	862.43	862.43	862.43
INTERES		646.82	517.46	388.09	258.73	129.36
PAGO		1509.26	1379.89	1250.53	1121.16	991.80

MONEDA CONSTANTE (MUS\$)		INFLACION 4 %				
		FINANCIAMIENTO (% DE INV.) = 60 %				
AÑO CALENDARIO	1999	2000	2001	2002	2003	2004
AÑO OPERACION	0	1	2	3	4	5
DEUDA AL FINAL	4312.16	3317.05	2392.10	1533.40	737.21	-0.00
AMORTIZACION		829.26	797.37	766.70	737.21	708.66
INTERES		621.95	478.42	345.01	221.16	106.33
PAGO		1451.21	1275.79	1111.71	958.37	815.19

## **IX. ESTADOS FINANCIEROS PROYECTADOS (33)**

### **9.1 Estado de Pérdidas Y Ganancias Proyecto- Evaluación Económica y Financiera**

En las TABLAS 9.1 y 9.2 se muestran los Estados de Pérdidas y Ganancias con evaluación económica y financiera en MUS\$ del Año CERO, respectivamente.

Se ha considerado:

- Los Costos de Producción de TABLA 8.4
- La Depreciación del Subcapítulo 8.2
- Los Ingresos por Ventas de TABLA 8.6
- Los Gastos Administrativos y de Ventas como 1.5% de los Ingresos.
- Los Gastos Financieros de la TABLA 8.7 (Sólo para la Evaluación Financiera).
- La Tasa del Impuesto a la Renta de Tercera Categoría es de 30% sobre la Renta Neta según el artículo 55 del Decreto Legislativo 774 - Ley del Impuesto a la Renta.
- Reserva Legal como 10% de la Utilidad Neta
- Utilidad Retenida como 1% de la Utilidad Neta

Se observa:

La diferencia entre la Evaluación económica y financiera se da en el período de pago de los

intereses (05 primeros años de operación del proyecto), en ambas evaluaciones se obtienen utilidades netas durante todo el período de operación.

La Utilidad Neta para evaluación económica son mayores a 1220 MUS\$ y en evaluación financiera son mayores a 874 MUS\$.

## **9.2 Flujo de Caja Projectado - Evaluación Económica Y Financiera**

En las TABLAS 9.3 y 9.4 se muestra el Flujo Neto de Fondos del Proyecto con Evaluación Económica y Financiera, respectivamente.

Se ha considerado:

- Inversión propia (100% de la Inversión Total de Capital Fijo para Evaluación Económica y 40% para la Evaluación Financiera)
- Amortización de la Deuda de TABLA 8.7 (Sólo para la Evaluación Financiera)
- Capital de Trabajo de TABLA 7.13
- Utilidad Neta de TABLA 9.1 y 9.2 según corresponda
- Depreciación del Subcapítulo 8.2.

Se observa:

EVALUACION ECONOMICA		EVALUACION FINANCIERA	
AÑO	FNF(MUS\$)	AÑO	FNF(MUS\$)
0	-7186.94	0	-2874.78
1	991.62	1	-273.01
2-5	2020.34-1992.04	2-5	888.07-1208.76
6-9	1981.49-1949.34	6-9	1981.49-1949.34
10	2974.35	10	2974.35

A partir del año 2 los FNF son positivos, siendo en la evaluación financiera menor debido al pago de los intereses, se podrán pagar los Dividendos normalmente a partir del año 2; el FNF-financiero es negativo en el año 1, siendo cubierto con Aportes; de los años 6 al 10 el FNF es igual para ambos; en el período de operación y específicamente en los años 1 y 10 se observa un mínimo y un máximo debido a que en el año 1 se invierte en Capital de Trabajo y se recupera en el año 10.

### 9.3 Balance General Proyectado - Evaluación Económica Y Financiera

En las TABLAS 9.5 y 9.6 se muestra el Balance General del Proyecto con Evaluación Económica y Financiera, respectivamente.

Se ha considerado:

- Caja-Banco de TABLA 9.2
- Inventarios de Materias Primas, de Productos Terminados, Cuentas por Cobrar y Cuentas por Pagar de TABLA 7.13.
- Activo Neto de TABLA 7.12 y Subcapítulo 8.2.
- Amortización de la Deuda de TABLA 8.7.
- Dividendos de TABLA 9.1.
- Deuda de TABLA 8.7.
- Capital Social de TABLA 9.2
- Reserva Legal Acumulada de TABLA 9.1.
- Utilidad Retenida Acumulada de TABLA 9.1.
- Efecto de Inflación Acumulada de TABLA 8.7.

Se observa que el Proyecto tiene liquidez por la alta generación de Caja, asimismo se obtiene una ganancia por inflación.

#### **9.4 Razones Financieras**

La salud financiera de un Proyecto se mide mediante el uso de Indices, conocidos como razones o ratios financieros. La información necesaria para calcular los Indices Financieros se obtiene de los Estados Financieros. Se dividen en: Indices de rentabilidad, de operación o actividad, de apalancamiento y de liquidez.



TABLA 9.1

ESTADO DE PERDIDAS Y GANANCIAS - EVALUACION ECONOMICA  
(M US\$ DEL AÑO 0 /AÑO)

AÑO CALENDARIO AÑO OPERACION	1999 0	2000 1	2001 2	2002 3	2003 4	2004 5	2005 6	2006 7	2007 8	2008 9	2009 10
<b>INGRESOS</b>											
VENTAS		7326.26	7316.36	7304.27	7290.37	7275.12	7258.90	7242.06	7224.92	7207.70	7190.65
<b>EGRESOS</b>											
MATERIA PRIMA		3859.69	3860.98	3861.67	3861.80	3861.45	3860.67	3859.55	3858.14	3856.50	3854.70
COSTOS VARIABLES		334.43	334.43	334.43	334.43	334.43	334.43	334.43	334.43	334.43	334.43
COSTOS FIJOS		432.52	432.52	432.52	432.52	432.52	432.52	432.52	432.52	432.52	432.52
GASTOS DE PRODUCCION		4626.64	4627.93	4628.62	4628.75	4628.40	4627.62	4626.50	4625.09	4623.45	4621.65
UTILIDAD BRUTA		2699.62	2688.43	2675.65	2661.62	2646.72	2631.28	2615.56	2599.83	2584.25	2569.00
GASTOS ADMIN. Y DE VENTAS		109.89	109.75	109.56	109.36	109.13	108.88	108.63	108.37	108.12	107.86
UTILIDAD DE OPERACION		2589.73	2578.68	2566.09	2552.26	2537.59	2522.40	2506.93	2491.46	2476.13	2461.14
DEPRECIACION		718.69	718.69	718.69	718.69	718.69	718.69	718.69	718.69	718.69	718.69
RENTA NETA		1871.03	1859.99	1847.39	1833.57	1818.90	1803.70	1788.24	1772.76	1757.44	1742.45
IMPUESTO A LA RENTA 30 %		561.31	558.00	554.22	550.07	545.67	541.11	536.47	531.83	527.23	522.73
UTILIDAD NETA		1309.72	1301.99	1293.17	1283.50	1273.23	1262.59	1251.76	1240.93	1230.21	1219.71
RESERVA LEGAL		130.97	130.20	129.32	128.35	127.32	126.26	125.18	124.09	123.02	121.97
UTILIDAD RETENIDA		13.10	13.02	12.93	12.83	12.73	12.63	12.52	12.41	12.30	12.20
DIVIDENDOS		1165.65	1158.77	1150.93	1142.31	1133.17	1123.71	1114.07	1104.43	1094.89	1085.54

TABLA 9. 2

ESTADO DE PERDIDAS Y GANANCIAS - EVALUACION FINANCIERA  
(M US\$ DEL AÑO 0 /AÑO)

AÑO CALENDARIO	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009
AÑO OPERACION	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
INGRESOS											
VENTAS		7326.26	7316.36	7304.27	7290.37	7275.12	7258.90	7242.06	7224.92	7207.70	7190.65
EGRESOS											
MATERIA PRIMA		3859.69	3860.98	3861.67	3861.80	3861.45	3860.67	3859.55	3858.14	3856.50	3854.70
COSTOS VARIABLES		334.43	334.43	334.43	334.43	334.43	334.43	334.43	334.43	334.43	334.43
COSTOS FIJOS		432.52	432.52	432.52	432.52	432.52	432.52	432.52	432.52	432.52	432.52
GASTOS DE PRODUCCION		4626.64	4627.93	4628.62	4628.75	4628.40	4627.62	4626.50	4625.09	4623.45	4621.65
UTILIDAD BRUTA		2699.62	2688.43	2675.65	2661.62	2646.72	2631.28	2615.56	2599.83	2584.25	2569.00
GASTOS ADMIN. Y DE VENTAS		109.89	109.75	109.56	109.36	109.13	108.88	108.63	108.37	108.12	107.86
UTILIDAD DE OPERACION		2589.73	2578.68	2566.09	2552.26	2537.59	2522.40	2506.93	2491.46	2476.13	2461.14
GASTOS FINANCIEROS		621.95	478.42	345.02	221.16	106.33	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
DEPRECIACION		718.69	718.69	718.69	718.69	718.69	718.69	718.69	718.69	718.69	718.69
RENTA NETA		1249.09	1381.57	1502.38	1612.41	1712.57	1803.70	1788.24	1772.76	1757.44	1742.45
IMPUESTO A LA RENTA 30 %		374.73	414.47	450.71	483.72	513.77	541.11	536.47	531.83	527.23	522.73
UTILIDAD NETA		874.36	967.10	1051.66	1128.69	1198.80	1262.59	1251.76	1240.93	1230.21	1219.71
RESERVA LEGAL		87.44	96.71	105.17	112.87	119.88	126.26	125.18	124.09	123.02	121.97
UTILIDAD RETENIDA		8.74	9.67	10.52	11.29	11.99	12.63	12.52	12.41	12.30	12.20
DIVIDENDOS		778.18	860.72	935.98	1004.53	1066.93	1123.71	1114.07	1104.43	1094.89	1085.54

TABLA 9.3

FLUJO NETO DE CAJA PROYECTADO - EVALUACION ECONOMICA  
(M US\$ DEL AÑO 0 /AÑO)

AÑO CALENDARIO	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009
AÑO OPERACION	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
<b>INVERSIONES</b>											
<b>INVERSION PROPIA</b>	7186.94	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
<b>CAPITAL DE TRABAJO</b>		1036.80	0.35	0.19	0.05	-0.12	-0.20	-0.30	-0.39	-0.44	-1035.94
<b>TOTAL INVERSION</b>	7186.94	1036.80	0.35	0.19	0.05	-0.12	-0.20	-0.30	-0.39	-0.44	-1035.94
<b>UTILIDAD NETA</b>		1309.72	1301.99	1293.17	1283.50	1273.23	1262.59	1251.76	1240.93	1230.21	1219.71
<b>DEPRECIACION</b>		718.69	718.69	718.69	718.69	718.69	718.69	718.69	718.69	718.69	718.69
<b>FLUJO NETO DE FONDOS</b>	-7186.94	991.62	2020.34	2011.68	2002.14	1992.04	1981.49	1970.76	1960.02	1949.34	2974.35
<b>APORTES</b>	7186.94	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
<b>DIVIDENDOS</b>	0.00	0.00	1165.65	1158.77	1150.93	1142.31	1133.17	1123.71	1114.07	1104.43	1094.89
<b>SALDO DE CAJA ANUAL</b>	0.00	991.62	854.68	852.90	851.22	849.73	848.31	847.05	845.95	844.91	1879.46
<b>CAJA RESIDUAL</b>	0.00	991.62	1846.30	2699.21	3550.42	4400.15	5248.46	6095.52	6941.46	7786.37	9665.84

TABLA 9.4

FLUJO NETO DE CAJA PROYECTADO - EVALUACION FINANCIERA  
(M US\$ DEL AÑO 0 /AÑO)

AÑO CALENDARIO AÑO OPERACION	FINANCIAMIENTO										80 %
	1999 0	2000 1	2001 2	2002 3	2003 4	2004 5	2005 6	2006 7	2007 8	2008 9	2009 10
<b>INVERSIONES</b>											
INVERSION PROPIA	2874.78	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
AMORT. DEUDA		829.26	797.37	766.70	737.21	708.86	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CAPITAL DE TRABAJO		1036.80	0.35	0.19	0.05	-0.12	-0.20	-0.30	-0.39	-0.44	-1035.94
TOTAL INVERSION	2874.78	1866.06	797.72	766.89	737.26	708.74	-0.20	-0.30	-0.39	-0.44	-1035.94
UTILIDAD NETA		874.36	967.10	1051.66	1128.69	1198.80	1262.59	1251.76	1240.93	1230.21	1219.71
DEPRECIACION		718.69	718.69	718.69	718.69	718.69	718.69	718.69	718.69	718.69	718.69
<b>FLUJO NETO DE FONDOS</b>	-2874.78	-273.01	888.07	1003.47	1110.12	1208.76	1981.49	1970.76	1960.02	1949.34	2974.35
<b>APORTES</b>	2874.78	273.01	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
DIVIDENDOS	0.00	0.00	778.18	860.72	935.98	1004.53	1066.93	1123.71	1114.07	1104.43	1094.89
SALDO DE CAJA ANUAL	0.00	0.00	109.89	142.75	174.14	204.23	914.55	847.05	845.95	844.91	1879.46
CAJA RESIDUAL	0.00	0.00	109.89	252.64	426.78	631.01	1545.58	2392.61	3238.56	4083.47	5962.93

TABLA 9.5

BALANCE GENERAL PROYECTADO - EVALUACION ECONOMICA  
(M US\$ DEL AÑO 0 /AÑO)

AÑO CALENDARIO	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009
AÑO OPERACION	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
<b>ACTIVO</b>											
Caja - Banco	0.00	991.62	1846.30	2699.21	3550.42	4400.15	5248.46	6095.52	6941.46	7786.37	9665.84
Inv. Materia Prima	0.00	608.85	609.11	609.25	609.28	609.20	609.05	608.82	608.54	608.21	
Inv. Prod. Terminados	0.00	420.60	420.72	420.78	420.80	420.76	420.69	420.59	420.46	420.31	
Cuentas por Cobrar	0.00	210.30	210.36	210.39	210.40	210.38	210.35	210.30	210.23	210.16	
Activo Neto	7186.94	6468.25	5749.55	5030.66	4312.16	3593.47	2874.78	2156.08	1437.39	718.69	
<b>TOTAL ACTIVO</b>	7186.94	8699.61	8836.04	8970.48	9103.07	9233.96	9363.33	9491.31	9618.08	9743.75	9665.84
<b>PASIVO</b>											
<b>CORTO PLAZO</b>											
Cuentas por Pagar	0.00	202.95	203.04	203.08	203.09	203.07	203.02	202.94	202.85	202.74	
Dividendos	0.00	1165.65	1158.77	1150.93	1142.31	1133.17	1123.71	1114.07	1104.43	1094.89	1085.54
<b>PATRIMONIO</b>											
Capital Social	7186.94	7186.94	7186.94	7186.94	7186.94	7186.94	7186.94	7186.94	7186.94	7186.94	7186.94
R. Legal Acumulada	0.00	130.97	261.17	390.49	518.84	646.16	772.42	897.60	1021.69	1144.71	1266.68
Util. Retenida Acumulada	0.00	13.10	26.12	39.05	51.88	64.62	77.24	89.76	102.17	114.47	126.67
Pérdidas Acumuladas	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
<b>TOTAL PASIVO</b>	7186.94	8699.61	8836.04	8970.48	9103.07	9233.96	9363.33	9491.31	9618.08	9743.75	9665.84

TABLA 9.6

BALANCE GENERAL PROYECTADO - EVALUACION FINANCIERA  
(M US\$ DEL AÑO 0 /AÑO)

AÑO CALENDARIO	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009
AÑO OPERACION	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
<b>ACTIVO</b>											
Caja - Banco	0.00	0.00	109.89	252.64	426.78	631.01	1545.58	2392.61	3238.56	4083.47	5962.93
Inv. Materia Prima	0.00	608.85	609.11	609.25	609.28	609.20	609.05	608.82	608.54	608.21	0.00
Inv. Prod. Terminados	0.00	420.60	420.72	420.78	420.80	420.76	420.69	420.59	420.46	420.31	0.00
Cuentas por Cobrar	0.00	210.30	210.36	210.39	210.40	210.38	210.35	210.30	210.23	210.16	0.00
Activo Neto	7186.94	6468.25	5749.55	5030.86	4312.16	3593.47	2874.78	2156.08	1437.39	718.69	0.00
<b>TOTAL ACTIVO</b>	7186.94	7708.00	7099.64	6523.92	5979.43	5464.82	5660.43	5788.41	5915.18	6040.85	5962.93
<b>PASIVO</b>											
<b>CORTO PLAZO</b>											
Cuentas por Pagar	0.00	202.95	203.04	203.08	203.09	203.07	203.02	202.94	202.85	202.74	0.00
Amortización de la Deuda	862.43	862.43	862.43	862.43	862.43	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Dividendos	0.00	778.18	860.72	935.98	1004.53	1066.93	1123.71	1114.07	1104.43	1094.89	1085.54
<b>LARGO PLAZO</b>											
Deuda	3449.73	2567.30	1724.87	862.43	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
<b>PATRIMONIO</b>											
Capital Social	2874.78	3147.78	3147.78	3147.78	3147.78	3147.78	3147.78	3147.78	3147.78	3147.78	3147.78
R. Legal Acumulada	0.00	87.44	184.15	289.31	402.18	522.06	648.32	773.50	897.59	1020.61	1142.58
Util. Retenida Acumulada	0.00	8.74	18.41	28.93	40.22	52.21	64.83	77.35	89.76	102.06	114.26
Pérdidas Acumuladas	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Efecto de Inf. Acumulada	0.00	33.17	98.24	193.97	319.19	472.77	472.77	472.77	472.77	472.77	472.77
<b>TOTAL PASIVO</b>	7186.94	7708.00	7099.64	6523.92	5979.43	5464.82	5660.43	5788.41	5915.18	6040.85	5962.93

#### 9.4.1 Indices de Rentabilidad.

Sirven para determinar la rentabilidad del proyecto y son:

##### **Margen sobre las Ventas**

##### **Margen antes**

**de Impuestos** -  $(\text{Renta Neta}) * 100 / (\text{Ventas})$

##### **Margen después**

**de impuestos** =  $(\text{Utilidad Neta}) * 100 / \text{Ventas}$

##### **Rentabilidad sobre Activos**

=  $(\text{Renta Neta Económica}) * 100 / (\text{Activos Totales})$

##### **Rentabilidad sobre el Patrimonio**

=  $(\text{Utilidad Neta}) * 100 / (\text{Patrimonio})$

En la TABLA 9.7 se muestran los Indices de rentabilidad del Proyecto. Estos Indices indican que el Proyecto es rentable durante toda la etapa operativa. En la Figura 9.1 se muestra un Gráfico de Margen sobre las Ventas financiero antes y después de Impuestos.

TABLA 9.7

INDICES DE RENTABILIDAD

AÑO CALENDARIO	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009
AÑO OPERACION	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1. Ventas		7326.26	7316.36	7304.27	7290.37	7275.12	7258.90	7242.06	7224.92	7207.70	7190.65
2. Renta Neta-Económica		1871.03	1859.99	1847.39	1833.57	1818.90	1803.70	1788.24	1772.76	1757.44	1742.45
3. Renta Neta-Financiera		1249.09	1381.57	1502.38	1612.41	1712.57	1803.70	1788.24	1772.76	1757.44	1742.45
4. Utilidad Neta Económica		1309.72	1301.99	1293.17	1283.50	1273.23	1262.59	1251.76	1240.93	1230.21	1219.71
5. Utilidad Neta Financiera		874.36	967.10	1051.66	1128.69	1198.80	1262.59	1251.76	1240.93	1230.21	1219.71
6. Activos - Eval. Económica	7186.94	8699.61	8836.04	8970.48	9103.07	9233.96	9363.33	9491.31	9618.08	9743.75	9865.84
7. Patrimonio - Eval. Econ.	7186.94	7331.01	7474.23	7616.48	7757.66	7897.72	8036.60	8174.30	8310.80	8446.12	8580.29
8. Patrimonio - Eval. Fin.	2874.78	3243.96	3350.34	3466.03	3590.18	3722.05	3860.94	3998.63	4135.13	4270.46	4404.62
<b>Margen sobre las Ventas (%)</b>											
<b>Antes de Impuestos</b>											
Evaluación Econ. (2)/(1)		25.54	25.42	25.29	25.15	25.00	24.85	24.69	24.54	24.38	24.23
Evaluación Fin. (3)/(1)		17.05	18.88	20.57	22.12	23.54	24.85	24.69	24.54	24.38	24.23
<b>Después de Impuestos</b>											
Evaluación Econ. (4)/(1)		17.88	17.80	17.70	17.61	17.50	17.39	17.28	17.18	17.07	16.96
Evaluación Fin. (5)/(1)		11.93	13.22	14.40	15.48	16.48	17.39	17.28	17.18	17.07	16.96
Rent. sobre Activos (%) (2)/(6)		21.51	21.05	20.59	20.14	19.70	19.26	18.84	18.43	18.04	18.03
<b>Rent. sobre Patrimonio (%)</b>											
Evaluación Econ. (4)/(7)		17.87	17.42	16.98	16.54	16.12	15.71	15.31	14.93	14.57	14.22
Evaluación Fin. (5)/(8)		26.95	28.87	30.34	31.44	32.21	32.70	31.30	30.01	28.81	27.69



INDICES DE RENTABILIDAD VS. PERIODO  
MARGEN SOBRE VENTAS-EVAL. FINANCIERA

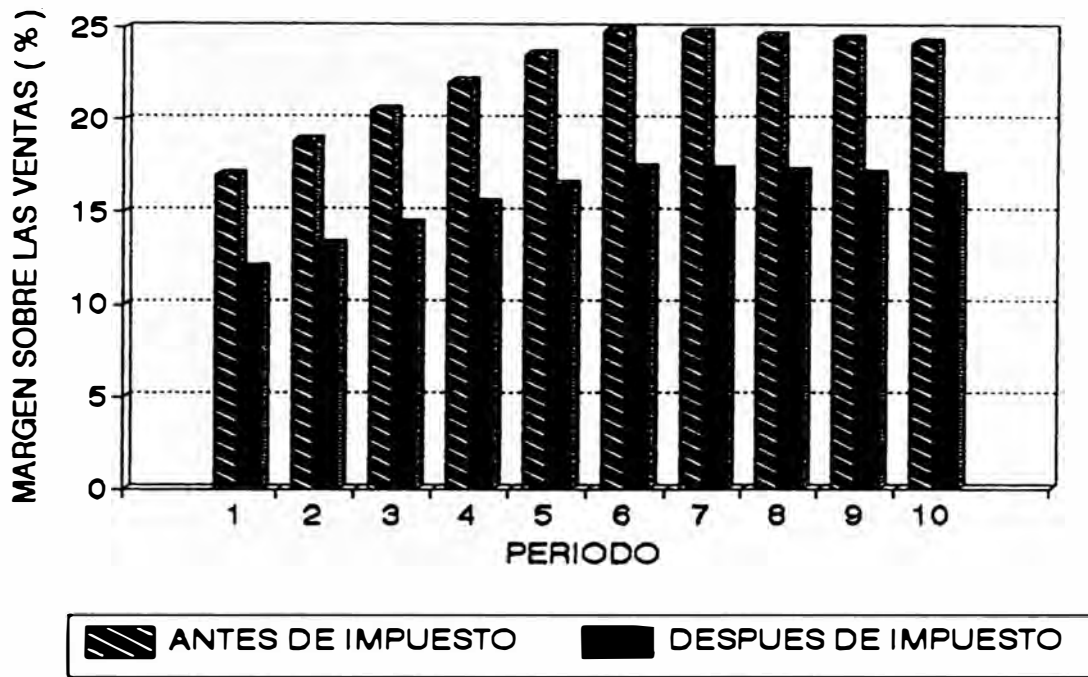


FIGURA 9.1

#### 9.4.2 **Indices de Operación o de Actividad**

Muestran lo bien que son utilizados los Activos del proyecto y son:

##### **Rotación de Activos Totales**

= Ventas/Total Activo

##### **Rotación de Activos Fijos**

Rotación de

Activo Neto      Ventas/Capital Fijo Neto

##### **Rotación de Inventarios**

= Costo de lo Vendido/Inventarios

##### **Plazo Promedio de Cobro**

= Cuentas por Cobrar/Ventas Diarias

En la TABLA 9.8 se muestran los Indices de Operación o de Actividad del Proyecto. Estos Indices indican que el Proyecto tiene una alta rotación de Activos e Inventarios.

TABLA 9.8

INDICES DE OPERACION O DE ACTIVIDAD

AÑO CALENDARIO	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009
AÑO OPERACION	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1. Ventas		7326.26	7316.36	7304.27	7290.37	7275.12	7258.9	7242.06	7224.92	7207.7	7190.65
2. Venta diaria		20.07	20.04	20.01	19.97	19.93	19.89	19.84	19.79	19.75	19.70
3. Capital Fijo Neto	7186.94	6468.25	5749.55	5030.86	4312.16	3593.47	2874.78	2156.08	1437.39	718.69	0.00
4. Activo total-Eval. Econ.	7186.94	8699.61	8836.04	8970.48	9103.07	9233.96	9363.33	9491.31	9618.08	9743.75	9665.84
5. Activo total-Eval. Fin.	7186.94	7708.00	7099.64	6523.92	5979.43	5484.82	5660.43	5788.41	5915.18	6040.85	5962.93
6. Inventarios		1029.45	1029.83	1030.03	1030.08	1029.96	1029.74	1029.41	1029.00	1028.52	0.00
7. Costo de lo vendido		5345.33	5346.62	5347.31	5347.44	5347.09	5346.31	5345.19	5343.78	5342.14	5340.34
8. Cuentas por cobrar		210.30	210.36	210.39	210.40	210.38	210.35	210.30	210.23	210.16	209.69
Rotación Capital Fijo (1)/(3)		1.13	1.27	1.45	1.69	2.02	2.53	3.36	5.03	10.03	
Rotación de Activo Total											
Evaluación Econ. (1)/(4)		0.84	0.83	0.81	0.80	0.79	0.78	0.76	0.75	0.74	0.74
Evaluación Fin. (1)/(5)		0.95	1.03	1.12	1.22	1.33	1.28	1.25	1.22	1.19	1.21
Rotación de Invent. (7)/(6)		5.19	5.19	5.19	5.19	5.19	5.19	5.19	5.19	5.19	
Plazo Prom. de Cobro (días) (8)/(2)		10.48	10.49	10.51	10.53	10.55	10.58	10.60	10.62	10.64	10.64

### 9.4.3 Indices de Apalancamiento

Miden la relación entre los recursos suministrados por los acreedores y los fondos proporcionados por los propietarios (Patrimonio) y son:

#### Indice de Endeudamiento

$$=(\text{Pasivo Total}-\text{Patrimonio}) * 100 / \text{Activo Total}$$

#### Veces ganados los intereses

$$= \frac{\text{Utilidad antes de Impuestos e Interes}}{\text{Intereses Pagados}} * 100$$

#### Plazo de Pago a Proveedores

$$=(\text{Cuentas por Pagar}) * 100 / (\text{Compras Diarias})$$

En la TABLA 9.9 se muestran los Indices de Apalancamiento del Proyecto. Estos Indices indican que habrá confianza por parte de los Acreedores; por ejemplo la Utilidad permite pagar los Intereses entre un 4.31 y 24.73 veces entre los años 1 y 5.

TABLA 9.9

INDICES DE APALANCAMIENTO

AÑO CALENDARIO	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009
AÑO OPERACION	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1. Activo total-Eval. Econ.	7186.94	8699.61	8836.04	8970.48	9103.07	9233.96	9363.33	9491.31	9618.08	9743.75	9865.84
2. Activo total-Eval. Fin.	7186.94	7708.00	7099.64	6523.92	5979.43	5464.82	5660.43	5788.41	5915.18	6040.85	5962.93
3. Pasivo sin Patrim.-Econ.	0.00	1368.60	1361.81	1354.01	1345.40	1336.24	1326.73	1317.01	1307.28	1297.63	1085.54
4. Pasivo sin Patrimonio-Fin.	4312.16	4430.88	3651.08	2863.93	2070.05	1270.00	1326.73	1317.01	1307.28	1297.63	1085.54
5. Utilidad antes de Interes e Impuestos		2589.73	2578.68	2568.09	2552.26	2537.59	2522.40	2506.93	2491.48	2476.13	2461.14
6. Gastos Financieros		621.95	478.42	345.02	221.16	106.33	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
7. Cuentas por Pagar		202.95	203.04	203.08	203.09	203.07	203.02	202.94	202.85	202.74	202.58
8. Compra diaria promedio		10.57	10.58	10.58	10.58	10.58	10.58	10.57	10.57	10.57	10.58
Indices de Endeudamiento (%)											
Ev. Económica (3)/(1)		15.73	15.41	15.09	14.78	14.47	14.17	13.88	13.59	13.32	11.23
Ev. Financiera (4)/(2)		57.48	51.43	43.90	34.62	23.24	23.44	22.75	22.10	21.48	18.20
Veces ganados los Intereses (5)/(6)		4.16	5.39	7.44	11.54	23.87					
Plazo de pago a proveed. (días) (7)/(8)		19.19	19.19	19.19	19.20	19.20	19.19	19.19	19.19	19.19	19.18

#### 9.4.4 Indices de Liquidez

Miden la capacidad de la Empresa para honrar sus obligaciones financieras a medida que estas se vuelven de corto plazo y son:

**Razon de Corto Plazo (Indice de Liquidez)**

= Activo Circulante/Pasivo Circulante

**Razón de Alta Disponibilidad (Prueba Acida)**

$$= \frac{\text{Activo Circulante} - \text{Inventarios}}{\text{Pasivo Circulante}} * 100$$

En la TABLA 9.10 se muestran los Indices de Liquidez, del cual se determina que el Proyecto tiene un buen Indice de Liquidez.



## **X. JUSTIFICACION ECONOMICA DEL PROYECTO (33)**

Para la evaluación del proyecto, es necesario determinar el COSTO DE CAPITAL (COK), que se define como el costo medio de las diferentes fuentes de financiamiento que utiliza una Empresa para ejecutar sus proyectos.

Se utilizará un Costo de Capital (COK) de 15%, considerando que la tasa de interés para préstamos que fijan las Entidades Financieras Locales para Empresas Medianas Industriales puede llegar a 12%; por lo que el COK establecido resulta ser exigente.

### **10.1 Rentabilidad del Proyecto**

Se considera tanto la rentabilidad económica como la financiera. Los indicadores económicos utilizados son el Valor Presente Neto (VAN), la Tasa Interna de Retorno (TIR), la Relación Beneficio/Costo (B/C), el Índice de Valor Presente (IVP) y el Período de Recupero (PR).

Los valores de los Indicadores son mostrados en la Tabla 10.1, los cuales son obtenidos de los Estados Financieros.

#### **10.1.1 Valor Actual Neto (VAN)**

Es la suma de los Flujos Netos de Fondos descontados al 15% al año CERO.



VAN ECONOMICO = 1903.00 MUS\$

VAN FINANCIERO = 2593.41 MUS\$

El Proyecto es rentable, se obtienen ganancias del 36 % de la Inversión de Capital Total y de 90 % de la Inversión Propia para la evaluación financiera.

#### 10.1.2 Tasa Interna de Retorno (TIR)

Es la Tasa que hace que el VAN sea CERO.

TIR ECONOMICO = 21.83 %

TIR FINANCIERO = 29.80 %

El Proyecto es rentable, proporciona un rendimiento en evaluación financiera de 2 veces el mínimo exigido que es del 15%.

#### 10.1.3 Relación Beneficio-Costo (B/C)

Es la relación del Valor Presente de los Ingresos (Beneficios) y de los Egresos (Costos).

Determina cuantas unidades monetarias ingresa al proyecto por cada unidad monetaria que sale de éste.

B/C ECONOMICO = 1.06

B/C FINANCIERO = 1.09

El proyecto es rentable, por cada dólar de egreso del proyecto ingresa 1.09 dólares

dejando una Utilidad del 9 %.

#### **10.1.4 Índice de Valor Presente (IVP)**

Es la relación del VPN y el Valor Actual de las Inversiones (VPInv.) Representa la rentabilidad del proyecto por cada unidad monetaria de inversión.

IVP ECONOMICO = 0.28

IVP FINANCIERO = 0.49

El proyecto es rentable, por cada dólar que se invierte se genera una rentabilidad de 49 %.

#### **10.1.5 Período de Recupero (PR)**

Es el tiempo en que el VALOR PRESENTE NETO ACUMULADO (VPNA) se hace CERO, es el Período en que se recupera la inversión.

PR ECONOMICO = 6.65

PR FINANCIERO = 5.63

El proyecto es rentable, a mediados del cuarto año se ha recuperado toda la inversión y se obtienen ganancias.

TABLA 10.1  
INDICADORES ECONOMICOS

AÑO CALENDARIO	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009
AÑO OPERACION	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Flujo Neto de Fondos - Econ.	-7186.94	991.62	2020.34	2011.68	2002.14	1992.04	1981.49	1970.76	1960.02	1949.34	2974.35
Flujo Neto de Fondos - Financ.	-2874.78	-273.01	888.07	1003.47	1110.12	1208.76	1981.49	1970.76	1960.02	1949.34	2974.35
Ingresos		7326.26	7316.36	7304.27	7290.37	7275.12	7258.90	7242.06	7224.92	7207.70	7190.65
Egresos - Eval. Econ.	7186.94	6334.64	5296.02	5292.59	5288.23	5283.08	5277.41	5271.30	5264.90	5258.36	4216.30
Egresos - Eval. Fin.	2874.78	7599.27	6428.29	6300.80	6180.25	6066.36	5277.41	5271.30	5264.90	5258.36	4216.30
Inversión Económica	7186.94	1036.80	0.35	0.19	0.05	-0.12	-0.20	-0.30	-0.39	-0.44	-1035.94
Inversión Financiera	2874.78	1866.062	797.718	766.89	737.261	708.737	-0.2	-0.3	-0.39	-0.44	-1035.94

VAN Económico (MUS\$ Año 0)	1903.00
VAN Financiero (MUS\$ Año 0)	2593.41
TIR Económico (%)	21.83
TIR Financiero (%)	29.80
B/C Económico	1.06
B/C Financiero	1.09
IVP Económico	0.28
IVP Financiero	0.49
PR Económico (Años)	6.65
PR Financiero (Años)	5.63

## 10.2 Análisis de Sensibilidad

Para el presente proyecto, se hace un Análisis de Sensibilidad para 4 parámetros: Precio del MIBK, Precio de la Materia Prima Acetona, Tasa de Interés y el Porcentaje del Financiamiento.

### 10.2.1 Sensibilidad al precio de venta de MIBK

Respecto al Producto MIBK, se determina que el proyecto deja de ser rentable cuando el Precio del MIBK en FOB-EE.UU. y FOB-ARGENTINA cae en un 12.36 % o sea 1025 y 1035 US\$/TM respectivamente, arroja un VAN de cero, una TIR de 15 % e igual al COK. Los últimos precios FOB-EE.UU. registrados para Venezuela, Colombia y Ecuador fluctúan entre 1134 y 1439 US\$/TM; asimismo el Precio FOB-ARGENTINA registrado para Perú fluctúa entre 1130 y 1400 US\$/TM.

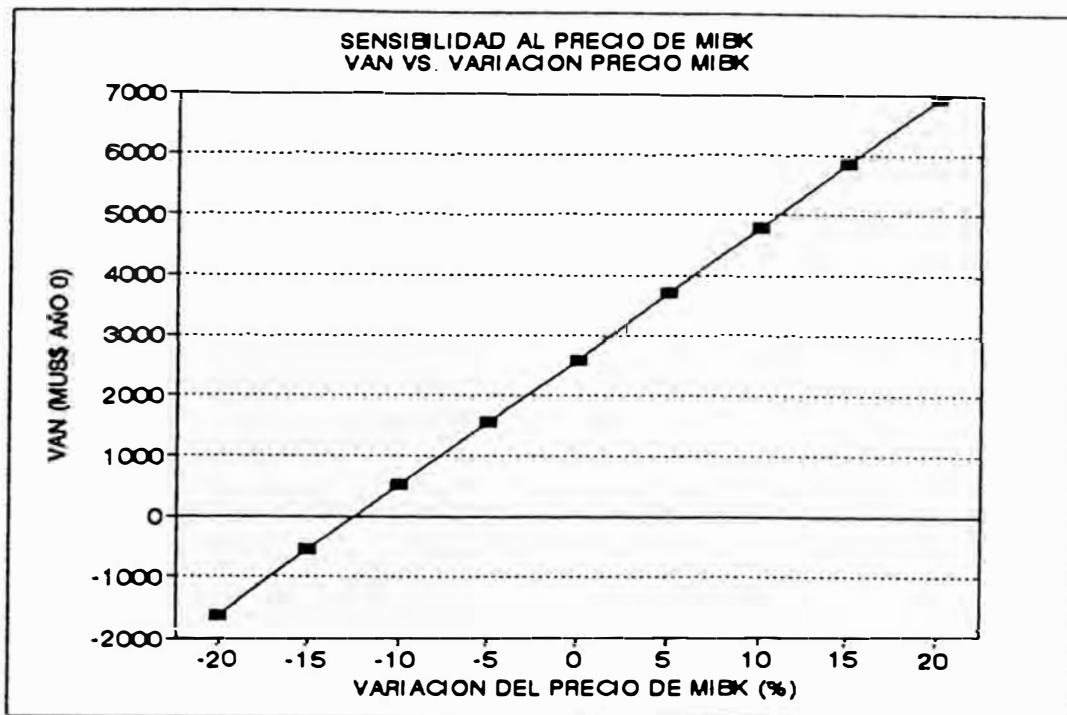
Se concluye que de caer los precios de MIBK a los mínimos registrados el proyecto continúa siendo rentable.

En la TABLA 10.2 se muestran los valores del VAN y la TIR cuando varía el precio de MIBK y en las Figuras 10.1 y 10.2 la tendencia gráfica, se observa el punto en el cual el VAN es cero y la TIR igual al COK = 15 %.

TABLA 10.2

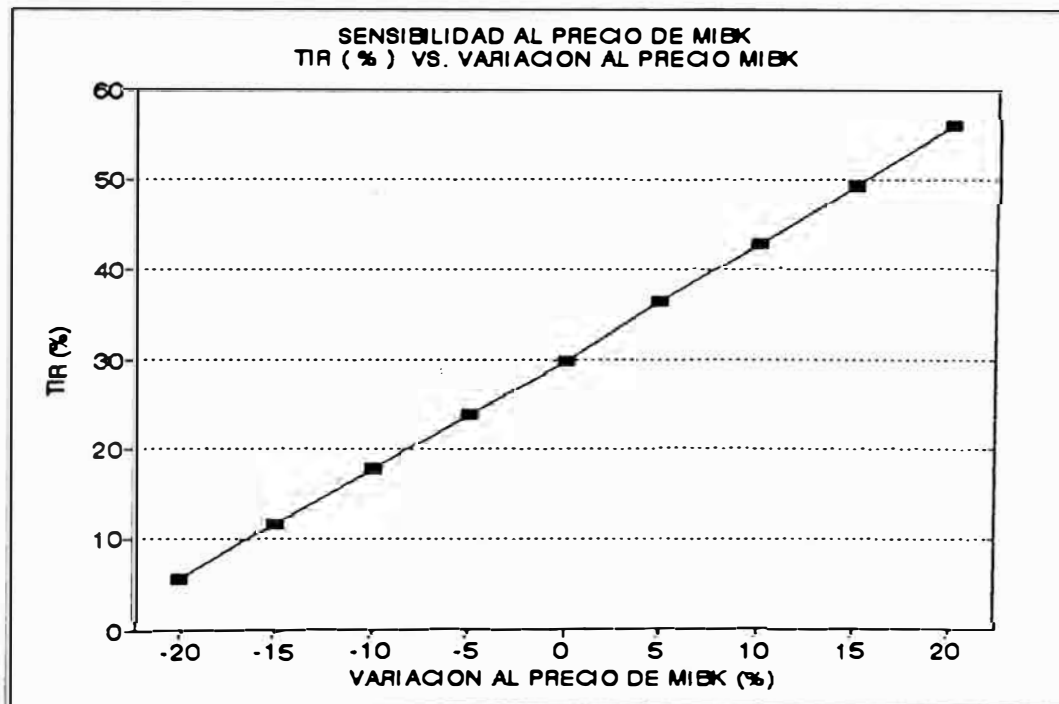
SENSIBILIDAD AL PRECIO DE MIBK

VAR. (%) PRECIO	FOB EE.UU. (US\$/TM)	FOB ARGENTINA (US\$/TM)	FOB - PERU			PRECIO INTERNO PERU (US\$/TM)	VAN (MUS\$ AÑO 0)	TIR %
			VENEZUELA (US\$/TM)	COLOMBIA (US\$/TM)	ECUADOR (US\$/TM)			
-20	936	945	985	1117	1133	1217	-1636	5.66
-15	995	1004	1050	1181	1198	1283	-563	11.81
-10	1053	1063	1115	1246	1263	1349	514	17.91
-5	1112	1122	1179	1310	1327	1415	1576	23.95
0	1170	1181	1240	1370	1390	1481	2593	29.80
5	1229	1240	1308	1439	1456	1547	3715	36.37
10	1287	1299	1373	1504	1521	1612	4791	42.81
15	1346	1358	1437	1569	1585	1678	5857	49.33
20	1404	1417	1502	1633	1650	1744	6930	56.04



Quando el Precio FOB-EE.UU. Y FOB-ARGENTINA cae en un 12.36 % el VAN = 0, a mayores caídas del precio el proyecto deja de ser rentable.

FIGURA 10.1



Quando el Precio FOB-EE.UU. Y FOB-ARGENTINA cae en un 12.36 % el TIR = 15% = COR, a mayores caídas del precio el proyecto deja de ser rentable.

FIGURA 10.2

### 10.2.2 Sensibilidad al Precio de la Materia Prima Acetona

Respecto al Precio de la Materia Prima Acetona, se determina que el proyecto deja de ser rentable cuando el Precio aumenta en 33.90 %, o sea 448 US\$/TM; arroja un VAN de cero, una TIR de 15% e igual al COK.

Los últimos precios FOB-EE.UU. registrados para Perú fluctúan entre 310 y 360 US\$/TM.

Se concluye que de subir los precios de Acetona a los máximos registrados el proyecto continúa siendo rentable.

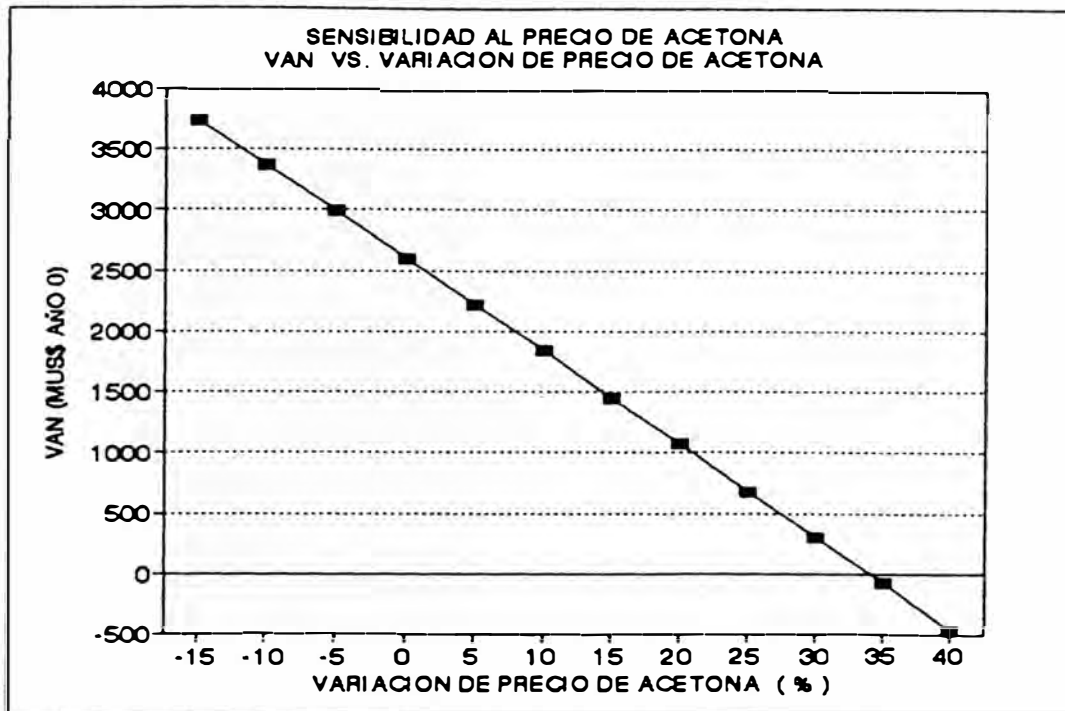
En la TABLA 10.3 se muestran los valores del VAN y la TIR frente a variaciones del precio de la Acetona y en las Figuras 10.3 y 10.4 la tendencia gráfica en los que se observa el punto en el cual el VAN es cero y la TIR igual al COK = 15 %.

TABLA 10.3

SENSIBILIDAD AL PRECIO DE ACETONA

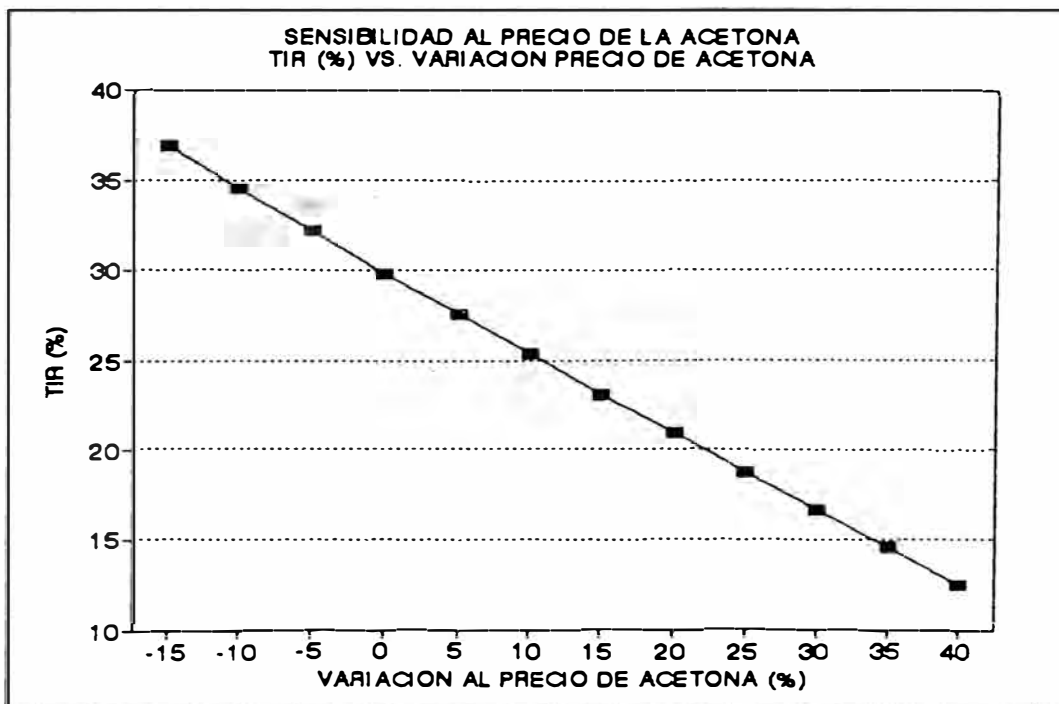
VAR. (%) PRECIO	FOB EE.UU. (US\$/TM)	COSTO IMPORT. ADM. TEMP. (US\$/TM)	COSTO IMPORT. DEFINITIVA (US\$/TM)	VAN (MUS\$ AÑO 0)	TIR %
-15	285	386	507	3741	36.88
-10	302	403	530	3365	34.52
-5	318	420	552	2991	32.21
0	335	438	575	2593	29.80
5	352	455	598	2219	27.57
10	369	472	621	1843	25.36
15	385	490	644	1447	23.07
20	402	507	666	1072	20.94
25	419	525	689	677	18.72
30	436	542	712	301	16.64
35	452	559	735	-76	14.59
40	469	577	758	-471	12.45
50	503	611	803	-1222	8.46





Quando el Precio FOB-EE.UU. sube en un 33.9 % el VAN = 0 , a mayores variaciones del precio el proyecto deja de ser rentable.

FIGURA 10 . 3



Quando el Precio FOB-EE.UU. sube en un 33.9 % el TIR = 15 % = COK , a mayores variaciones del precio el proyecto deja de ser rentable.

FIGURA 10 . 4

### **10.2.3 Sensibilidad a la Tasa de Interés**

Se determina que el proyecto deja de ser rentable cuando la tasa de interés es de 64 %, o sea aumenta en 4.3 veces, escenario improbable, debido a que las tasas en la actualidad tienden a ser menores que la Tasa de interés del proyecto.

La variación del VAN y la TIR con la Tasa de Interés se observa en la TABLA 10.4 y en las FIGURAS 10.5 y 10.6.

### **10.2.4 Sensibilidad al Porcentaje de Financiamiento**

El proyecto evaluado económicamente es rentable. En la TABLA 10.5 se muestra la variación del VAN y la TIR desde un % de financiamiento de CERO (Evaluación Económica) hasta que el proyecto esté financiado en un 100%.

La variación del VAN y la TIR con la Variación en el % de financiamiento se observa en la TABLA 10.5 y en las FIGURAS 10.7 y 10.8.

TABLA 10 . 4

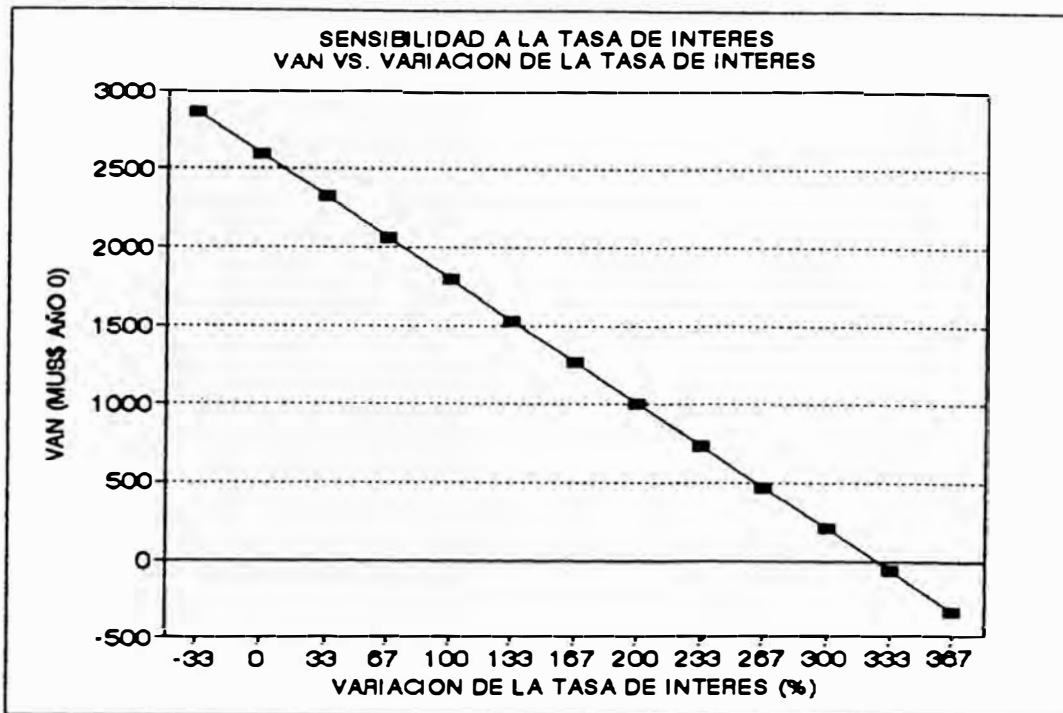
SENSIBILIDAD A LA TASA DE INTERES

VAR. (%) TASA	TASA DE INTERES	VAN (MUS\$ AÑO 0)	TIR %
-33	10	2881	31.82
0	15	2593	29.80
33	20	2329	27.91
67	25	2084	26.12
100	30	1798	24.41
133	35	1533	22.8
167	40	1267	21.57
200	45	1002	19.83
233	50	738	18.46
267	55	471	17.15
300	60	205	15.91
333	65	-60	14.74
367	70	-326	13.62

TABLA 10 . 5

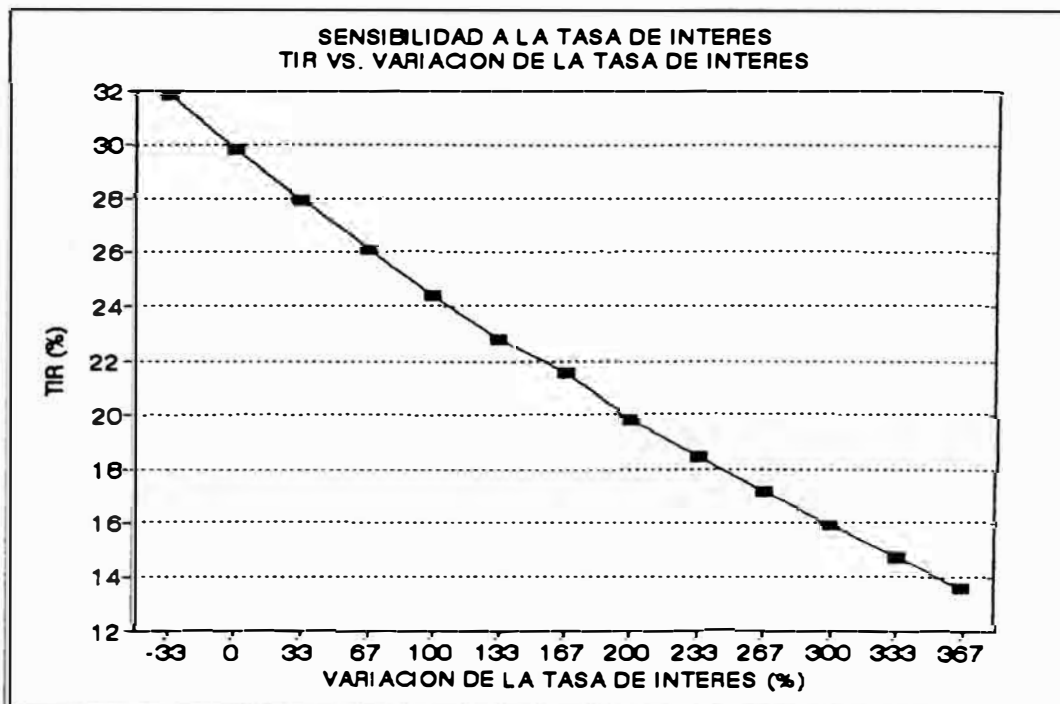
SENSIBILIDAD AL PORCENTAJE DE FINANCIAMIENTO

(%) FINANC.	VAN (MUS\$ AÑO 0)	TIR %
0	1905	21.83
10	2020	22.69
20	2135	23.67
30	2250	24.82
40	2365	26.16
50	2480	27.79
60	2593	29.80
70	2710	32.44
80	2825	36.07
90	2940	41.69
100	3055	53.06



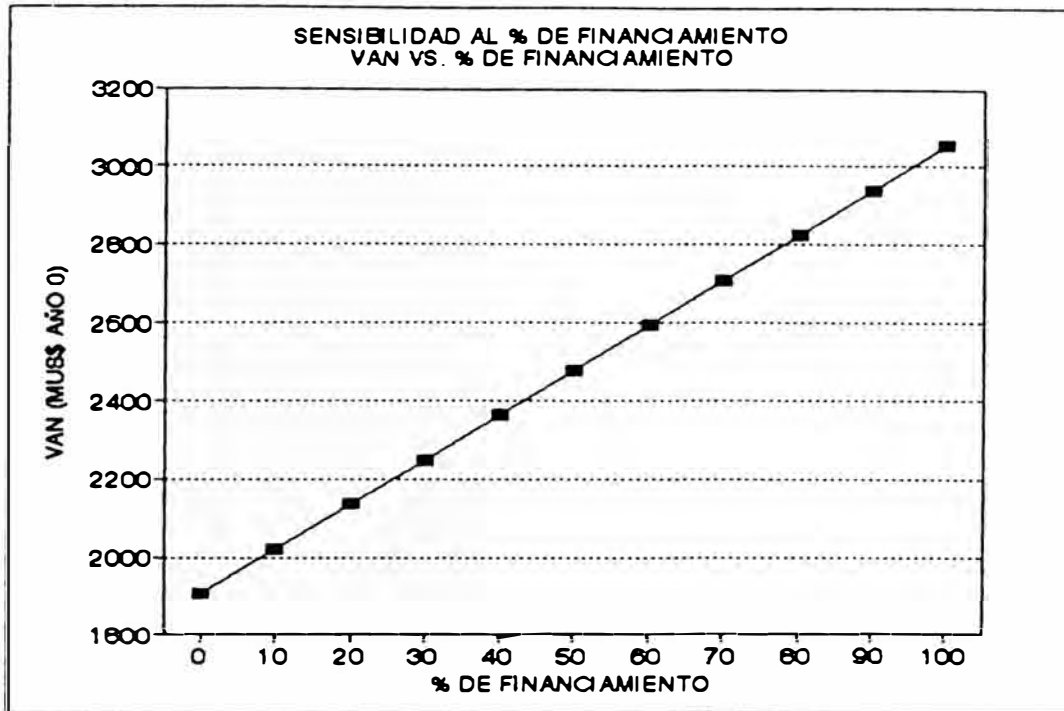
Quando la Tasa de Interés es 64.0 % y sube en un 327 % el VAN = 0 , a mayores variaciones de la Tasa el proyecto deja de ser rentable; situación improbable.

FIGURA 10 . 5



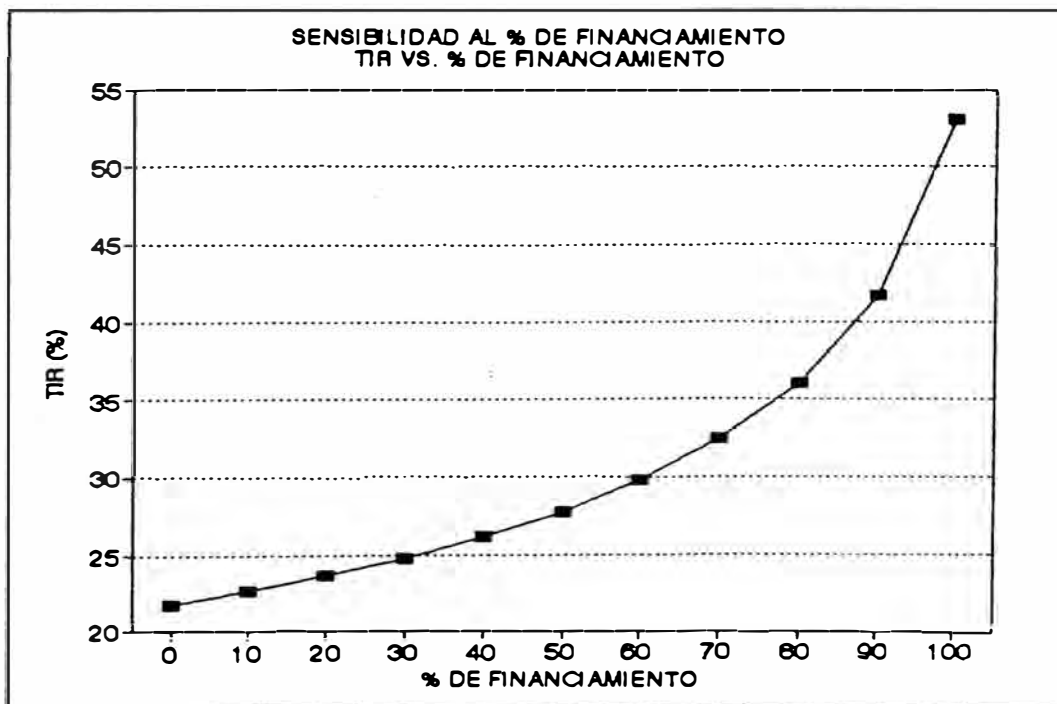
Quando la Tasa de Interés es de 64 % y sube en un 327 % el TIR = 15 = COK , a mayores variaciones de la Tasa el proyecto deja de ser rentable, situación improbable.

FIGURA 10 . 6



A medida que aumenta el % de Financiamiento aumenta el VAN

FIGURA 10 . 7



A medida que aumenta el % de Financiamiento aumenta el TIR.

FIGURA 10 . 8

## **XI. CONCLUSIONES**

1. Con las Bases económicas establecidas en los Capítulos VII, VIII, IX y X, el proyecto de instalar una Planta de MIBK en el Perú es rentable económica y financieramente, arroja en la evaluación financiera un VAN de 2593.41 MUS\$, una TIR de 29.80 % y un período de recupero de 5.63 años.

2. El proyecto no puede ser instalado dentro de un Ceticos aprovechando las ventajas tributarias, debido a que el Reglamento de estos Centros no permite el almacenamiento del MIBK y de la Acetona dentro de sus instalaciones; por lo que se decidió por su instalación en el Callao por la disposición de servicios auxiliares y portuarios.

3. El Proyecto requiere de una Inversión Total de Capital Fijo de 7186.94 MUS\$.

4. Es posible instalar una Planta de 5500 TM/AÑO de producción de MIBK, necesarios para cubrir la demanda de la Comunidad Andina de Naciones - CAN, siendo factible tecnológicamente debido a que funcionan Plantas Comerciales rentables en terceros países con capacidades de producción de 4000 y 8000 TM/AÑO.

5. Las medidas tomadas por el Gobierno Peruano, permiten que un Proyecto viable pueda tener acceso a financiamiento, sobre todo de capitales externos.

6. El proyecto es sensible al precio de Venta de MIBK, el proyecto deja de ser rentable cuando el precio FOB-EE.UU. y FOB-ARGENTINA cae en un 12.36 % o sea 1025 y 1035 US\$/TM respectivamente, menores al mínimo registrado, no siendo probable que ocurra.

Respecto a la Materia Prima Acetona, el proyecto deja de ser rentable cuando el precio FOB-EE.UU. sube a 448 US\$/TM, no siendo probable que ocurra, debido a que en el año 1997 los precios están dentro del rango de 310 y 360 US\$/TM.

Respecto a la Tasa de Interés, el proyecto deja de ser rentable, cuando aumenta a 64 %, probabilidad nula de ocurrencia, debido a que las Tasas tienden a bajar.

7. En caso de cubrir toda la demanda interna de Perú, la demanda de Colombia y Ecuador parte de la demanda de Venezuela con el excedente de producción, la evaluación financiera nos arroja un VAN de 3125.86 MUS\$ y una TIR de 32.27%; siendo más rentable que la evaluación base, debido a los mejores precios, que genera mayores ingresos por Ventas.

8. Considerando toda la producción de MIBK para exportación, cubriendo toda la demanda de Colombia y Ecuador y el excedente a Venezuela, la evaluación financiera del proyecto nos arroja una VAN de 2992.67 MUS\$ y una TIR de 31.65 %.

El proyecto es menos rentable en el punto 1 que en 8, debido a que en 1 la producción de MIBK de 5500 TM/Año se distribuye en forma proporcional a la demanda proyectada de cada país, siendo Venezuela el de mayor consumo y de menor Precio FOB-PERU, lo que genera menores ingresos.

9. De los puntos 7 y 8 se concluye que el proyecto es más rentable vendiendo en el mercado interno que destinando toda la producción para exportación.

En el CASO A se evalúa en el primer año de operación la diferencia neta de Ventas-Costo de Acetona para Perú cuando se cubre toda su demanda interna y en el CASO B se evalúa la misma diferencia cuando el consumo de Perú es absorbido por Venezuela (Exportación):

	CASO A	CASO B
Ingreso por Ventas	777.97	653.47
Costo de Acetona	368.60	280.77
(Ventas-Costo Acetona)	409.37	372.70

Al destinar toda la producción para exportación, se genera menores ingresos por Ventas, efecto que no es compensado ni por el menor costo de la Materia Prima Acetona, que se acoge al régimen de Admisión Temporal.



## XII. RECOMENDACIONES

Se recomienda que se efectúe un estudio de factibilidad para instalar una Planta de Producción de MIBK en el Perú; donde se analice con más detalle cada uno de los puntos abarcados en el presente Trabajo:

1. Diseñar la Planta, teniendo en cuenta las características de las sustancias con las que se trabaja, utilizando ecuaciones que reflejen su comportamiento real y a la vez sean comparados con datos experimentales; asimismo obtener resultados similares de diseño comparado con otras plantas comerciales existentes.

2. Ventajas que ofrece el Perú para la inversión nacional o extranjera, y su comparación en especial con los demás países de la Comunidad Andina de Naciones-CAN; debido a que existe demanda de productos petroquímicos que es importado de Terceros Países.

3. El tema de la globalización y tendencia integracionista del Perú y demás países de la CAN; el Tema del Impacto Ambiental y conocimiento profundo de las normas sobre promoción a las exportaciones y restricciones legales.

4. A efectos de mejorar aún más la rentabilidad del proyecto se deberá tener en cuenta las siguientes recomendaciones: búsqueda de fuentes de financiamiento con tasas de interés menores al seleccionado, que puede

ser una tasa accesible de 12 %; cubrir toda la demanda interna de Perú, toda la demanda de Ecuador y Colombia y parte de la demanda de Venezuela con el excedente de producción de MIBK; promediar el FOB-EE.UU. y ARGENTINA en base a los 03 últimos años 1995, 1996 y 1997 que nos arroja 1243 y 1207 US\$/TM respectivamente, se mejoran los Ingresos por los mejores precios; posibilidad de embarcar MIBK a GRANEL con lo cual las Tarifas de Fletes se reducen en un 85%; y la posibilidad de que la Planta de MIBK sea ubicada cerca a una Planta que le suministre Hidrógeno, con lo cual se elimina la Inversión de Capital Fijo de la Planta de Hidrógeno. Los Resultados se observan en el APENDICE F.1.

Estos puntos han sido tocados en este Trabajo, muchas veces en un estudio preliminar no son considerados, por lo que ya no se prosigue en un estudio más profundo al ser evaluados como proyectos no rentables.

Finalmente, cabe señalar, que la actividad exportadora es uno de los motores del desarrollo de un país, por lo tanto el Gobierno, los Empresarios y Profesionales deben aunar esfuerzos y estar preparados para ofertar productos en el mercado internacional a precios competitivos con la finalidad de mejorar nuestra Balanza Comercial, actualmente deficitaria.

### XIII. BIBLIOGRAFIA

- (1) DE RENZO, D.J., Solvents Safety Handbook, Ed. Noyes Data Corporation, New Jersey USA, 1986, pags. 24, 25, 236, 237, 404, 405, 446, 447.
- (2) KIRK, R.E., OTHMER D.F., Enciclopedia de Tecnología Química, Ed. UTEA, 1961, Volumen I, IV y IX.
- (3) MELLAN IBERT, Industrial Solvents Handbook, Ed. Noyes Data Corporation, New Jersey U.S.A., 1977, pags. 191, 400, 405, 412.
- (4) Methyl Isobutyl Ketone, Ed. World Health Organization, Geneva Finlandia, 1980, cap. 2, 5 y 10.
- (5) MORRISON, ROBERT T., Química Orgánica, 5ta. Edición, Ed. Wesley Iberoamericana, Argentina, 1990, cap. 19.
- (6) Ingeniería Química, BALLESTEROS MORALES, W., MIBK en el Complejo de Solventes de Talara, vol. 7, pag. 18 al 20, 1981.
- (7) Acetone y Methyl Isobutyl Ketone, Ed. New Jersey Department of Health, U.S.A., 1989.
- (8) WEISSERMEL K., ARPE H.J., Química Orgánica Industrial, Ed. Reverte, 1981, cap. 2 y 11.
- (9) WITTCOFF H.A., REUBEN B.G., Productos Químicos Orgánicos Industriales, Editorial LIMUSA S.A. de C.V., México, 1994, volumen I y II, cap. 2 de Volumen I y Cap. 9 de Volumen II.

- (10) Diario Económico de Gestión, artículos diversos sobre los procesos de integración, hechos económicos, proyecciones económicas y otros, Perú.
- (11) JUVENAL CABEZAS, Proceso de Planeación Tecnológica del Proyecto "Complejo Petroquímico Peruano", PETROLEOS DEL PERU, Julio 1990, Pags. 4,5.
- (12) DECISION : 91, 2196, 370 y 414, CAN.
- (13) La Industria Petroquímica y Química en el Grupo Andino, CAN, 1996, Pags. 39 al 43.
- (14) Información Estadística de Importación de MIBK de países de la CAN, CAN.
- (15) Clasificación Internacional Industrial Uniforme CIUU Revisión 3, Agosro 1995, Pags. 12, 47, 48.
- (16) Folleto " Principales Indicadores Económicos de la CAN, CAN, 1994.
- (17) Estadística de la Industria Manufacturera, CAN, Índice de Volumen Físico 85-94.
- (18) Hydrocarbon Proccesing, DEUSTCHE TEXACO AG., Methyl Isobutyl Ketone - MIBK, pag. 184, Noviembre de 1977.
- (19) Normas Legales, Diario Oficial EL PERUANO.
- (20) WOLLNER J., KREIS K., NEIER W., Patente 3,574,763, Producción de Metil Isobutil Cetona - MIBK, Estados Unidos, 13 de Abril de 1971.
- (21) MORAN K. M. y LOWENHEIM A. F., Industrial Chemicals, Ed. Wiley-Interscience Publication, New York U.S.A., 1978, pag. 543 al 546.

- (22) Chemtec, ONOUE Y., MIZUTANI Y., AKIYAMA S., IZUMI Y. and WATANABE Y., Why not do in one step? The Case of MIBK, vol.7(1), pag. 36 al 39, Enero de 1977.
- (23) Chemical Engineering, NGAI, I., Two programs for multicomponent distillation, vol. 91 No. 17, pag. 145 al 149, 1984.
- (24) TREYBAL R.E., Operaciones de Transferencia de Masa, Ed. Mc Graw-Hill, México, 1980, cap. 9.
- (25) SMITH J.M., y VAN NESS H.C., Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química, Ed. Mc Graw-Hill Interamericana, México, 1989, cap. 4,6,11, apéndice C y D.
- (26) REID C.R., PRAUSNITZ J.M., POLING B.E., The Properties of Gases and Liquids, 4ta. Edición, Ed. Mc Graw - Hill, U.S.A., 1987, cap 8, apéndice A.
- (27) Methyl Isobutyl Ketone Health and Safety Guide, Ed. World Health Organization, Geneva Finlandia, 1991, cap. 4,6 y 7.
- (28) Memoria del seminario sobre desastres tecnológicos asociados con agentes químicos, Evaluación en riesgos Durante la Obtención y Transporte de Gases y Líquidos Criogénicos (Oxígeno e Hidrógeno), Organización Panamericana de la Salud y Centro Panamericano de Ecología Humana y Salud, 1985, cap. 3.
- (29) ALAIN CH., Le PRICE P., BARTHEL Y., RAIMBULT C., Manual of Economic Analysis of Chemical Processes,

- Ed. McGraw Hill Inc., New York U.S.A., 1981, cap 4, Apéndices 1, 2, 3, 4, 5, 9 y 10.
- (30) URLICH G. D., Procesos de Ingeniería Química, Ed. McGraw Hill, México, 1992, cap 4 y 5.
- (31) PETERS M.S. y TIMMERHAUS K.D., Diseño de Plantas y su Evaluación Económica para Ingenieros Químicos, Ed. Géminis SRL., Argentina, 1978, cap. 4 y 15.
- (32) Ingeniería Química, MADRIGAL E., MIRANDA L. A., MIRADA F., Estimación de los Costos de Inversión en Plantas Químicas, pags. 229 al 240, octubre de 1991.
- (33) Apuntes de Clase de ECONOMIA DE LOS PROCESOS, Facultad de Ingeniería Química-UNI.
- (34) Petroleum Market Analysis, BONNER & MOORE, Hydrogen Manufacturing Economics, Pag. 74 a 75, Enero de 1995.
- (35) Industrial Engineering Process Des. Dev., MATHIAS M. P., A Versatile Phase Equilibrium Equation of State, vol. 22 No.3, pag.385 al 390, 1983.
- (36) Industrial and Engineering Chemistry, KENNETH A.K., HORDLE, R.C., Propiedades Críticas y Presiones de Vapor de algunas cetonas, Vol. 2, Páginas 1767-1772, 1945.
- (37) Industrial and Engineering Chemistry, OTHMER F. D., CHUDGAR M. M. y LEVY L. S., Binary and Ternary Systems of Acetone, Methyl Ethyl Ketone and Water, Vol. 44 No.8 Pag. 1872 al 1875, 1952.

- (38) Industrial and Engineering Chemistry, KARR E.A., SCHEIBEL G. E., BOWES M. W. y OTHMER F. D., Composition of Vapors from Boiling Solutions, vol. 43, Pag. 961 al 965, 1951.
- (39) Industrial and Engineering Chemistry, OTHMER D. F., WHITE A. E. y TRUEGER E., vol. 1240, Pag. 23, 1941.
- (40) REID C. R., PRAUSNITZ J. M. Y SHERWOOD K. T., The Properties of Gases and Liquids, 3ra. Edición, Ed. McGraw Hill, U.S.A., 1977, cap. 5.
- (41) KERN D. Q., Procesos de Transferencia de Calor, Ed. McGraw Hill, México, 1986, cap 6, 7 y Apéndice.
- (42) WEAST C. R., Handbook of Chemistry and Physics, Ed. CRC Press Inc., Cleveland U.S.A., 1978, cap. Sección D, pag. D-19, D-28 y D-30.
- (43) LANGE A.N.; Lange's Handbook of Chemistry, 11ava. Edición, 1970, Ed. McGraw Hill Book Company, U.S.A., 1973, Capítulo 10.
- (44) Anuario de Comercio Exterior de Aduanas, ADEX, 1992 al 1996
- (45) AGREGADURIA COMERCIAL, EMBAJADA DE E.E.U.U.
- (46) PERRY H.L., CHILTON C., Manual del Ingeniero Químico, Ed. McGraw Hill, México, 1984, Capítulo 2.
- (47) Chemical Engineering, MANGUESH P. W., Predict Saturation Temperature as a Function of Vapor Pressure, vol.92 No.12, pag. 77 al 80, 1985.
- (48) Ingeniería Química, VALDERRAMA, J.O., Ecuaciones de Estado para el Cálculo de Equilibrios Líquido

Vapor, pag. 217 al 221, Septiembre de 1991.

- (49) KING C.J., Procesos de Separación, Ed. McGraw Hill, New York U.S.A., 1980, Capítulo 7.
- (50) Chemical Engineering, HALL R.S., VACANUK W.M., MATLE Y.J., Estimating Process Equipment Cost, Pag. 66 a 75, Noviembre de 1988.
- (51) Chemical Engineering, Economic Indicators - Plant Cost Index de años 1975, 1988, 1995 y 1996.



## XIV. APENDICES

### CONTENIDO

#### APENDICE A: PROPIEDADES FISICO QUIMICAS

##### CONSTANTES CRITICAS Y OTROS DE COMPUESTOS PUROS

TABLA A.1	Temperatura Crítica, Presion Crítica, Factor Acéntrico, Peso Molecular y Parámetro de Polaridad	226
-----------	---	-----

##### PROPIEDADES FISICAS DE COMPUESTOS PUROS

TABLA A.2	Propiedades Físicas del MIBK	227
TABLA A.3	Propiedades Físicas de la ACETONA	227
TABLA A.4	Propiedades Físicas del HIDROGENO	227

##### PRESIONES DE VAPOR : DATOS EXPERIMENTALES

TABLA A.5	Presión de Vapor de Acetona vs. Temperatura	228
TABLA A.6	Presión de Vapor de Agua vs Temperatura	228
TABLA A.7	Presión de Vapor de IPA vs. Temperatura	229
TABLA A.8	Presión de Vapor de MIBK vs. Temperatura	229

<b>TABLA A.9</b>	<b>Presión de Vapor de DIBK vs. Temperatura</b>	<b>230</b>
<b>EQUILIBRIO LIQUIDO - VAPOR : DATOS EXPERIMENTALES</b>		
<b>TABLA A.10</b>	<b>Equilibrio Líquido-Vapor: Acetona - Agua</b>	<b>231</b>
<b>TABLA A.11</b>	<b>Equilibrio Líquido-Vapor: Acetona - MIBK</b>	<b>231</b>
<b>EQUILIBRIO LIQUIDO - VAPOR : DATOS CALCULADOS</b>		
<b>TABLA A.12</b>	<b>Equilibrio Líquido-Vapor: Agua-MIBK</b>	<b>232</b>
<b>EQUILIBRIO LIQUIDO - LIQUIDO</b>		
<b>TABLA A.13</b>	<b>Sistema Agua-Acetona-MIBK</b>	<b>233</b>
<b>CAPACIDADES CALORIFICAS</b>		
<b>TABLA A.14</b>	<b>Capacidades Caloríficas de Líquidos</b>	<b>234</b>
<b>TABLA A.15</b>	<b>Capacidades Caloríficas de Gases</b>	<b>237</b>
<b>CALORES LATENTES</b>		
<b>TABLA A.16</b>	<b>Calores Latentes de Vaporización</b>	<b>239</b>
<b>VISCOSIDADES</b>		
<b>TABLA A.17</b>	<b>Viscosidades de Líquidos</b>	<b>240</b>
<b>TABLA A.18</b>	<b>Viscosidades de Gases</b>	<b>243</b>

**DENSIDADES DE LIQUIDOS Y GASES EXPERIMENTALES****DENSIDAD DE LIQUIDOS**

<b>TABLA A.19</b>	Densidad de Líquido de Acetona a Temperatura de Saturación	247
<b>TABLA A.20</b>	Densidad de Líquido de Agua a Temperatura de Saturación	248
<b>TABLA A.21</b>	Densidad de Líquido de MIBK a Temperatura de Saturación	249

**DENSIDAD DE GASES**

<b>TABLA A.22</b>	Densidad de Vapor de Acetona a Temperatura de Saturación	250
<b>TABLA A.23</b>	Densidad de Vapor de Agua a Temperatura de Saturación	251
<b>TABLA A.24</b>	Densidad de Vapor de MIBK a Temperatura de Saturación	252

**TABLA DE AZEOTROPOS BINARIOS**

<b>TABLA A.25</b>	Azeótropos	253
-------------------	------------	-----

**APENDICE B: PROCEDIMIENTO DE CALCULO**

<b>B.1</b>	Correlación de la Demanda de MIBK	254
<b>B.2</b>	Costos de Importación de MIBK y ACETONA	263
<b>B.3</b>	Correlaciones de Presiones de Vapor	275
<b>B.4</b>	Fundamentos Termodinámicos	280
<b>B.5</b>	Coeficiente de Actividad - Método UNIFAC	289

B.6	Coeficiente de Fugacidad - Ecuación de Estado	294
B.7	Punto de Burbuja - Rocío	299
B.8	Densidad de Líquidos y Gases	308
B.9	Reactor	312
B.10	Separador Líquido - Vapor	316
B.11	Separador Líquido - Líquido	330
B.12	Destilación Multicomponente	332
B.13	Destilación Binaria	342
B.14	Entalpía de una Corriente	347
B.15	Balance de Entalpía en Válvula	349

#### APENDICE C: PROGRAMAS DE CALCULO

C.1	Punto de Burbuja y Rocío	359
C.2	Separador Líquido - Vapor (S-1)	373
C.3	Separador Líquido - Vapor (S-2)	380
C.4	Destilación Multicomponente	386

#### APENDICE D: METODOS DE DISEÑO

D.1	Reactores	396
D.2	Recipientes a Presión	401
D.3	Columnas de Destilación	406
D.4	Intercambiadores de Calor	411

D.5	Bombas	417
D.6	Compresor	422
D.7	Tanques de Almacenamiento	430
D.8	Tablas de Resultados Detallados de Diseño de Equipos	431

#### **APENDICE E: COSTOS DE EQUIPOS**

E.1	Reactores	438
E.2	Recipientes a Presión	439
E.3	Columnas de Destilación	440
E.4	Intercambiadores de Calor	442
E.5	Bombas	442
E.6	Compresor	443
E.7	Tanques de Almacenamiento	444
E.8	Torre de Enfriamiento	444
E.9	Planta de Producción de Hidrógeno	445
E.10	Indices de Costos	445
E.11	Tabla de Resultados Detallados de Costos de Equipos	445

#### **APENDICE F: EVALUACION ECONOMICA RECOMENDADA**

F.1	Tabla Comparativa de Evaluación Base con Evaluación recomendada	467
-----	--	-----

**TABLA A.1 (26)**

**CONSTANTES CRITICAS Y OTROS DE COMPUESTOS PUROS**

COMPUESTO	T <sub>c</sub> (K)	P <sub>c</sub> (Atm.)	w	p (*)	M (Kg/Kmol.)
ACETONA	508.10	46.40	0.309	0.052482	58.00
AGUA	647.10	216.10	0.344	0.127167	18.00
IPA	508.30	47.60	0.653	-0.170920	60.00
MIBK	571.00	32.30	0.400	-0.267640	100.00
DIBK	613.10	24.45	0.469	0.340500	142.00
HIDROGENO	33.20	12.80	-0.220	0.079672	2.00
	33.20	12.80	-0.220	0.079672	2.00

**LEYENDA:**

- T<sub>c</sub> = TEMPERATURA CRITICA
- P<sub>c</sub> = PRESION CRITICA
- w = FACTOR ACENTRICO
- p = PARAMETRO DE POLARIDAD
- M = PESO MOLECULAR

(\*) Los valores de parámetros de polaridad (p) son obtenidos de (35)

TABLA A.2 ( 1, 3, 4 )

PROPIEDADES FISICAS DEL MIBK

- Estado Físico a 15 °C y 1 Atm.	Líquido
- Temperatura de Ebullición, en °C a 1 Atm.	116.20
- Temperatura de Congelación, en °C a 1 Atm.	-84.00
- Gravedad Específica, a 20 °C	0.80
- Tensión Superficial del Líquido, en dy/cm.	23.60
- Temperatura de Inflamación, en °C	20.00
- Límite Inflamable Inferior, % Volumen de Aire a T de 200 °F	1.22
- Límite Inflamable Superior, % Volumen de Aire a T de 200 °	7.96
- Temperatura de Autoignición, en °C	449.00
- Índice de Refracción, a 20 °C	1.39
- Solubilidad en Agua, a 20 °C ( g/lt. )	17.00

TABLA A.3 ( 1, 2 )

PROPIEDADES FISICAS DE LA ACETONA

- Estado Físico a 15 °C y 1 Atm.	Líquido
- Temperatura de Ebullición, en °C a 1 Atm.	56.10
- Temperatura de Congelación, en °C a 1 Atm.	-94.70
- Gravedad Específica, a 20 °C	0.79
- Tensión Superficial del Líquido, en dy/cm.	23.70
- Temperatura de Inflamación, en °C	-20.00
- Límite Inflamable inferior, % Volumen de Aire a T de 77 °F	2.15
- Límite Inflamable Superior, % Volumen de Aire a T de 77 °F	13.00
- Temperatura de Ignición, en °C	465.00
- Índice de Refracción, a 20 °C	1.36

TABLA A.4 ( 2 )

PROPIEDADES FISICAS DEL HIDROGENO

- Temperatura de Fusión, en °C	-259.10
- Temperatura de Ebullición, en °C a 1 Atm.	-252.60
- Densidad del Gas a 0 °C y 1 Atm., en gr/lt	0.09
- Peso Específico del Gas (Aire = 1)	70.80
- Viscosidad a 15 °C y 1 Atm., en cp	0.01
- Calor Latente de Fusión a -259 °C, en Cal/gr.	13.69
- Calor Latente de Vaporización a -253 °C, en Cal/gr.	107.00
- Calor Bruto de Combustión a -253 °C, en Cal/gr.	33.94
- Densidad Crítica, en gr/lt.	31.20
- Límite Inflamable Inferior, % Volumen de Aire a la	4.00
- Límite Inflamable Superior, % Volumen de Aire a la	74.00

TABLA A.5 (1,36)

PRESION DE VAPOR DE ACETONA EN FUNCION DE LA TEMPERATURA

TEMPERATURA (°)		PRESION (°)	
° F	° K	Lb/pulg <sup>2</sup>	mmHg
70.0	294.1	3.8	195.0
80.0	299.7	4.8	247.7
90.0	305.2	6.0	311.8
100.0	310.8	7.5	388.9
110.0	316.3	9.3	480.4
120.0	321.9	11.4	589.0
130.0	327.4	13.9	716.2
150.0	338.6	20.1	1037.4
170.0	349.7	28.3	1483.0
180.0	355.2	33.3	1722.1
190.0	360.8	39.0	2015.8
200.0	366.3	47.0	2430.6
210.0	371.9	54.0	2792.6
220.0	377.4	62.0	3206.3
230.0	383.0	71.0	3671.7
240.0	388.6	81.0	4188.8
250.0	394.1	91.0	4766.0
260.0	399.7	103.0	5326.5
270.0	405.2	117.0	6050.5
280.0	410.8	132.0	6826.2
290.0	416.3	148.0	7653.7
300.0	421.9	165.0	8532.8
310.0	427.4	183.0	9463.7
330.0	438.6	223.0	11532.2
350.0	449.7	273.0	14117.9
370.0	460.8	331.0	17117.3
400.0	477.4	430.0	22237.0
430.0	494.1	555.0	28701.3

(\* ) DATOS EXPERIMENTALES

TABLA A.6 (25)

PRESION DE VAPOR DE AGUA EN FUNCION DE LA TEMPERATURA

TEMPERATURA (°)		PRESION (°)	
° F	° K	Lb/pulg <sup>2</sup>	mmHg
150.0	338.6	3.7	191.9
160.0	344.1	4.7	245.1
170.0	349.7	6.0	310.3
180.0	355.2	7.5	388.4
190.0	360.8	9.3	483.0
200.0	366.3	11.5	589.3
210.0	371.9	14.1	730.2
220.0	377.4	17.2	889.0
230.0	383.0	20.8	1074.6
250.0	394.1	29.8	1542.1
260.0	399.7	35.4	1832.2
270.0	405.2	41.9	2164.2
280.0	410.8	49.2	2544.3
300.0	421.9	67.0	3465.4
310.0	427.4	77.7	4017.1
320.0	433.0	89.7	4636.2
330.0	438.6	103.0	5326.5
350.0	449.7	134.6	6961.7
370.0	460.8	173.3	8963.6
390.0	471.9	220.3	11392.6
410.0	483.0	276.7	14310.3
430.0	494.1	343.7	17774.6
450.0	505.2	422.6	21854.9

(\* ) DATOS EXPERIMENTALES



TABLA A.7 (1)

PRESION DE VAPOR DE IPA EN FUNCION DE LA TEMPERATURA

TEMPERATURA (°)		PRESION (°)	
° F	°K	Lb/pulg <sup>2</sup>	mmHg
90.0	305.2	1.3	69.3
100.0	310.8	1.8	93.1
110.0	316.3	2.4	125.7
120.0	321.9	3.2	167.6
130.0	327.4	4.3	220.6
140.0	333.0	5.6	267.5
150.0	338.6	7.2	371.3
160.0	344.1	9.2	475.3
180.0	355.2	14.7	757.6
190.0	360.8	18.3	944.8
200.0	366.3	22.6	1169.3
210.0	371.9	27.8	1437.6

(\* ) DATOS EXPERIMENTALES

TABLA A.8 (1,29)

PRESION DE VAPOR DE MIBK EN FUNCION DE LA TEMPERATURA

TEMPERATURA (°)		PRESION (°)	
° F	°K	Lb/pulg <sup>2</sup>	mmHg
150.0	338.6	2.6	136.5
160.0	344.1	3.3	170.1
170.0	349.7	4.1	210.0
180.0	355.2	5.0	257.0
190.0	360.8	6.0	312.4
200.0	366.3	7.3	376.5
210.0	371.9	8.7	450.9
220.0	377.4	10.4	536.8
230.0	383.0	12.3	635.0
240.0	388.6	14.4	746.2
250.0	394.1	16.9	872.9
270.0	405.2	22.7	1173.9
290.0	416.3	33.0	1706.6
300.0	421.9	37.0	1913.4
310.0	427.4	42.0	2172.0
320.0	433.0	47.0	2430.6
330.0	438.6	54.0	2792.6
340.0	444.1	61.0	3154.6
350.0	449.7	68.0	3516.6
360.0	455.2	76.0	3930.3
380.0	466.3	93.0	4809.4
400.0	477.4	114.0	5895.4
420.0	488.6	139.0	7166.2
430.0	494.1	152.0	7860.5
440.0	499.7	166.0	8584.5
460.0	510.8	199.0	10291.1
480.0	521.9	236.0	12204.5
500.0	533.0	279.0	14428.2

(\* ) DATOS EXPERIMENTALES

TABLA A.9 (1)

PRESION DE VAPOR DE DIBK EN FUNCION DE LA TEMPERATURA

TEMPERATURA (°)		PRESION (°)	
° F	° K	Lb/pulg ^ 2	mmHg
200.0	366.3	1.4	70.3
210.0	371.9	1.7	87.9
220.0	377.4	2.1	109.1
230.0	383.0	2.6	134.5
240.0	388.6	3.2	165.0
250.0	394.1	3.9	200.7
260.0	399.7	4.7	243.6
270.0	405.2	5.7	293.7
280.0	410.8	6.8	352.7
290.0	416.3	8.1	421.0
310.0	427.4	11.4	591.6
320.0	433.0	13.5	696.6

(\* ) DATOS EXPERIMENTALES

TABLA A . 10 ( 37 )

EQUILIBRIO LIQUIDO - VAPOR

SISTEMA: ACETONA - AGUA  
PRESION : 1 ATM.

FRACCION MOLAR DE ACETONA (LIQUIDO)	FRACCION MOLAR DE ACETONA (VAPOR)	TEMPERATURA ( ° C )
0.650	0.918	57.10
0.793	0.900	57.40
0.661	0.860	58.50
0.609	0.847	58.90
0.538	0.840	59.50
0.506	0.837	59.70
0.444	0.832	60.00
0.300	0.809	61.10
0.264	0.802	61.80
0.120	0.756	66.20
0.041	0.585	76.50
0.023	0.462	83.00
0.010	0.335	87.80

TABLA A . 11 ( 38 )

EQUILIBRIO LIQUIDO - VAPOR

SISTEMA: ACETONA - MIBK  
PRESION : 1 ATM.

FRACCION MOLAR DE ACETONA (LIQUIDO)	FRACCION MOLAR DE ACETONA (VAPOR)	TEMPERATURA ( ° C )
0.9100	0.965	58.60
0.7935	0.967	61.64
0.6790	0.933	65.76
0.5460	0.865	70.66
0.4230	0.819	76.67
0.3030	0.722	84.09
0.2100	0.596	91.59
0.1240	0.432	99.03
0.0304	0.145	110.13

**TABLA A . 12**

**EQUILIBRIO LIQUIDO - VAPOR**

**SISTEMA: AGUA - MIBK**

**PRESION : 1 ATM.**

<b>FRACCION MOLAR DE AGUA (LIQUIDO)</b>	<b>FRACCION MOLAR DE AGUA (VAPOR)</b>	<b>TEMPERATURA ( ° C )</b>
0.015	0.200	108.30
0.035	0.360	102.00
0.070	0.490	95.64
0.110	0.565	91.20
0.150	0.607	89.37
0.190	0.634	88.00
0.230	0.652	86.92
0.290	0.670	86.00
0.350	0.680	85.47
0.450	0.690	85.10
0.500	0.692	85.07
0.550	0.690	85.10
0.570	0.689	85.12
0.590	0.687	85.15
0.610	0.684	85.18
0.640	0.680	85.22
0.670	0.670	85.24

**OBSERVACIONES:**

- 1. EL ULTIMO VALOR DE LA TABLA CORRESPONDE AL AZEOTRO AGUA - MIBK.**
- 2. LOS DATOS SE CALCULARON CON EL PROGRAMA PTO - BU APENDICE C.1.**

TABLA A . 13 ( 38 )

EQUILIBRIO LIQUIDO - LIQUIDO  
 AGUA - ACETONA - MIBK

TEMPERATURA : 25 - 26 °C

FASE ACUOSA ( % EN PESO )			FASE CETONA ( % EN PESO )		
AGUA	ACETONA	MIBK	AGUA	ACETONA	MIBK
98.0	0.0	2.0	2.3	0.0	97.7
95.2	2.6	2.2	2.7	5.0	92.3
92.2	5.4	2.4	3.0	10.0	87.0
88.9	8.5	2.6	3.2	15.0	81.8
85.3	11.9	2.8	3.7	20.0	76.3
81.5	15.5	3.0	4.3	25.0	70.7
77.2	19.5	3.3	5.3	30.0	64.7
71.8	24.2	4.0	6.8	35.0	58.2
57.5	35.2	7.3	12.6	45.0	42.0
ESTIMACION DEL PUNTO CRITICO:			34.7	46.5	18.8

## CAPACIDAD CALORIFICA DE LIQUIDOS

TABLA A.14 (40)

### CAPACIDADES CALORIFICAS PROMEDIO DE LIQUIDOS (C<sub>lpr</sub>)

Rango de Temperatura : 25 - 200 °C

COMPUESTO	C <sub>lpr</sub> (Kcal/Kmol-°K)
Acetona	36.420
Agua	18.120
IPA	52.230
MIBK	57.950
DIBK	70.000

**CALCULO DE LA CAPACIDAD CALORIFICA DE LIQUIDOS.-** Se utilizará el Método empírico de la CORRELACION DE LYMAN - DANNER

$$C_{l1} - C_{g1} = A_1 + (A_2 + A_3 * R) Tr_1 + (A_4 + A_5) Tr_1^5 + A_6 * R^2 / Tr_1^2 + A_7 * R / Tr_1^3 + A_8 / Tr_1^5 + K(B_1 + B_2 * Tr_1^2 + B_3 * Tr_1^5) + K^2(B_4 + B_5 * Tr_1^2)$$

donde:

C<sub>l1</sub> : Capacidad Calorífica del líquido, (Cal/mol-gr °K)

C<sub>g1</sub> : Cap. Calorífica de gases ideales, (Cal/mol-gr °K)

A<sub>1</sub> al A<sub>8</sub> y B<sub>1</sub> al B<sub>5</sub> : Constantes de LYMAN-DANNER

R<sub>1</sub> : Radio de giro (Amsgtron), por cada compuesto

K<sub>1</sub> : Factor de Asociación, por cada compuesto

- T : Temperatura del compuesto  
 Tc : Temperatura Crítica del compuesto  
 Tr : Temperatura Reducida del compuesto (T/Tc)

donde:

$$C_{g1} = [a_1 + b_1 * 10^{-2} T + c_1 * 10^{-5} T^2 + d_1 * 10^{-8} T^3 ]$$

\* Los valores de a, b, c y d son constantes

Reagrupando términos:

$$f_{11} = [A_1 + [ A_2 + A_3 * R_1 ] (T/T_{c1}) + [A_4 + A_5 * R_1] * (T/T_{c1})^5 + A_6 * R_1^2 / (T/T_{c1})^2 + A_7 * R_1 / (T/T_{c1})^3 + A_8 / (T/T_{c1})^6 ]$$

$$f_{21} = [K_1 [ B_1 + B_2 * (T/T_{c1})^2 + B_3 * (T/T_{c1})^6 ] + [K_1^2 + [ B_4 + B_5 * (T/T_{c1})^2 ]$$

Ecuación de cálculo de la Capacidad Calorífica (C<sub>1p1</sub>) de cada compuesto queda:

$$C_{1p1} = C_{g1} + f_{11} + f_{21}$$

**Capacidad calorífica promedio ( Cl<sub>pr1</sub> ).-** La Capacidad Calorífica Promedio en un rango de temperatura entre T<sub>1</sub> y T<sub>2</sub>, se calcula por:

$$Cl_{pr1} = \frac{\int_{T_1}^{T_2} C_{1p1} dT}{( T_2 - T_1 )}$$

**DATOS PARA EL CALCULO:****a) CONSTANTES de LYMAN - DANNER:****\* Para todos los compuestos**

A1 = 10.1273	B1 = 0.31446
A2 = -15.3546	B2 = 2.53460
A3 = 3.20080	B3 = -2.02420
A4 = 19.7302	B4 = -0.07055
A5 = -0.89490	B5 = 0.07264
A6 = -0.01489	
A7 = 0.22410	
A8 = -0.04342	

**b) VALORES DE R Y K****\* Para cada compuesto en particular**

**VALORES DE R y K  
PARA CADA COMPUESTO**

COMPUESTO	R	K
Acetona	2.7404	3.1677
Agua	0.6150	9.4339
IPA	2.7264	14.7128
MIBK	3.5722	3.0128

**c) TEMPERATURAS CRITICAS**

\*Los valores de la Temperatura Crítica (Tc), se encuentra en la TABLA A.1 de APENDICE A para cada compuesto.



## d) VALORES DE a, b, c y d

\*Los valores de a, b, c y d aparece en el APENDICE A.15

## CAPACIDAD CALORIFICA DE GASES

TABLA A.15 (26)

CAPACIDADES CALORIFICAS PROMEDIO  
DE GASES ( $C_{gpr}$ )

Rango de temperatura : 25 - 200 °C

COMPUESTO	$C_{gpr}$ (Kcal/Kmol-°K)
Acetona	21.424
Agua	8.214
IPA	28.982
MIBK	42.529
DIBK	66.120
Hidrógeno	7.960

**CALCULO DE LA CAPACIDAD CALORIFICA DE GASES.-** Al igual que en el caso anterior se va a trabajar con valores de capacidad calorífica promedio, para el mismo rango de temperatura (25 - 200 °C).

**Correlación de cálculo:**

$$C_g = a + b * 10^{-2} T + c * 10^{-5} T^2 + d * 10^{-9} T^3$$

donde :

$C_g$  : Capacidad calorífica de gases, Kcal/Kmol °K

T : Temperatura, °K.

a, b, c y d : Constantes para cada compuesto en particular

La capacidad calorífica promedio, para un rango de temperatura entre T1 y T2 será:

$$C_{gpr} = \frac{\int_{T1}^{T2} C_g * dT}{(T2 - T1)}$$

**Datos :**

-Temperatura T1 : 25 °C

-Temperatura T2 : 200 °C

**-CONSTANTES a, b, c y d POR CADA COMPUESTO**

COMPUESTO	a	b	c	d
Acetona	1.505	6.22400	-2.9920	4.8670
Agua	7.701	0.04593	0.2521	-0.8590
IPA	7.745	4.50200	1.5300	22.1200
MIBK	0.930	13.5100	-7.9250	19.6600
DIBK	-2.821	21.7537	-13.0700	71.1160
Hidrógeno	6.483	0.22150	0.3298	1.8260

## CALORES LATENTES DE VAPORIZACION

TABLA A.16 (26)

CALORES LATENTES DE VAPORIZACION ( Hv )

PRESION : 1 Atm.

TEMPERATURA DE EBULLICION NORMAL (Tebn)

COMPUESTO	Tebn (°K)	Hv (Kcal/Kmol)
Acetona	329.28	7196.71
Agua	373.15	10056.82
IPA	355.41	9574.86
MIBK	389.15	8418.54
DIBK	436.00	9503.75

Cálculo del calor de vaporización a diferentes temperaturas(18):

$$Hv_2 = Hv_1 * [(1 - Tr_2)/(1 - Tr_1)]^n \quad n = 0.38$$

Donde:

Tr = T/Tc : Temperatura reducida

## VISCOSIDADES DE LIQUIDOS ( $\eta$ )

TABLA A.17 (26)

### VISCOSIDADES DE LIQUIDOS EN FUNCION DE LA TEMPERATURA

COMPUESTO	ECUACION
ACETONA	$\log(\eta) = 348.61(T^{-1} - 0.004835)$
MIBK	$\log(\eta) = 509.31(T^{-1} - 0.0038758)$
AGUA	$\ln(\eta) = -2.471*10 + 4.209*10^3/T + 4.527*10^{-2} * T - 3.376*10^{-5}T^2$ ; $0 < T < 370 \text{ } \circ\text{C}$

### CALCULO DE LAS VISCOSIDADES DE LIQUIDOS

#### 1. Método de VAN VELZEN, YAWS AND DUHNE (AGUA)

Se utiliza para el cálculo de la viscosidad del AGUA en estado líquido, con una correlación basada en datos experimentales:

$$\ln(\eta) = A + B/T + C*T + D*T^2$$

donde:

- $\eta$  = Viscosidad, cp

-T = Temperatura,  $\circ\text{K}$

-Tc = Temperatura crítica,  $\circ\text{K}$

-Tr < 0.55

Datos:

Ecuación aplicable en Rango de Temperatura de 0 a 370  $\circ\text{C}$

$$A = - 2.471*10$$

$$B = 4.209*10^3$$

$$C = 4.527 \cdot 10^{-2}$$

$$D = -3.376 \cdot 10^{-5}$$

## 2. Método de VAN VELZEN, CARDOZO, AND LANGENKAMP

Se utiliza para el cálculo de las viscosidades de líquidos compuestos orgánicos, como ACETONA, IPA, MIBK y DIBK.

$$\log(\eta) = B(T^{-1} - T_0^{-1})$$

donde:

$-\eta$  = Viscosidad, cp

$-T$  = Temperatura,  $^{\circ}\text{K}$

$-B$  = Parámetro relacionado con la estructura

$-T_0$  = Parámetro relacionado con la estructura

donde:

$$T_0 = 28.86 + 37.439N^* - 1.3547(N^*)^2 + 0.02076(N^*)^3, \quad N^* < 20$$

$$T_0 = 8.164N^* + 238.59, \quad N^* > 20$$

$$B = B_A + \sum \Delta B_i$$

$$B_A = 24.79 + 66.885N^* - 1.3173(N^*)^2 - 0.00377(N^*)^3, \quad N^* < 20$$

$$B_A = 530.59 + 13.740N^*, \quad N^* > 20$$

$\sum \Delta B_i$  = Suma de Contribuciones de grupo según referencia

$$N^* = N + \sum \Delta N_i$$

donde:

$N^*$  = Longitud equivalente de cadena

$N$  = Número de átomos de carbono en la molécula

$\Delta N_i$  = Contribución estructural de grupo funcional según referencia

#### VALORES DE $\Delta N_i$ y $\Delta B_i$

$$\Delta N_i = 3.265 - 0.122N$$

$$\Delta B_i = -117.21 + 15.781N^*$$

**NOTA:** Para cetonas en el cual la cadena hidrocarbonada tiene un grupo metilo en una posición iso disminuir  $\Delta N_i$  por 0.24 y aumentar  $\Delta B_i$  por 8.93 por cada uno.

La Acetona no tiene ningún grupo metilo en posición ISO; en cambio el MIBK si tiene un grupo metilo en posición ISO por lo que se modifica en:

$$\Delta N_i = 3.024 - 0.122N ; \quad \Delta B_i = -108.28 + 15.781N^*$$

Asimismo  $\Delta N_i = \Sigma \Delta N_i$  ,  $\Delta B_i = \Sigma \Delta B_i$  ; debido a que la Acetona y el MIBK tienen un sólo grupo funcional  $>C=O$ .

#### CALCULO DE B y $T_o$ PARA ACETONA y MIBK

Reemplazando los Datos se construye la siguiente TABLA:

COMPUESTO	N	$\Sigma \Delta N_i$	$N^*$	$\Sigma \Delta B_i$	$B_A$	B	$T_o$
Acetona	3	2.899	5.899	-24.12	372.73	348.61	206.83
MIBK	6	2.293	8.293	22.59	486.72	509.31	258.01

Reemplazando B y  $T_0$  se tiene, las viscosidades de la ACETONA y del MIBK en función de la Temperatura:

$$\log(\eta) = B(T^{-1} - T_0^{-1})$$

$$\text{ACETONA: } \log(\eta) = 348.61(T^{-1} - 0.004835)$$

$$\text{MIBK: } \log(\eta) = 509.31(T^{-1} - 0.0038758)$$

## VISCOSIDADES DE GASES A BAJAS PRESIONES

TABLA A.18 (26)

### VISCOSIDADES DE GASES

COMPUESTO	ECUACION
AGUA H <sub>2</sub>	$\eta = 40.785 * \frac{F_c(M*T)^{1/2}}{V_c^{2/3} \Omega_v}$
ACETONA IPA MIBK DIBK	$\eta = \frac{M^{1/2} T}{\alpha * [1 + (4/T_c)] [1 + 0.36Tr(Tr-1)]^{1/8}} * \frac{Tr(1+270u_p^4)}{Tr+270u_p^4}$

## CALCULO DE LAS VISCOSIDADES DE GASES

### 1. Método de CHUNG ET AL

Se utiliza para el cálculo de las viscosidades de AGUA e HIDROGENO.

$$\eta = 40.785 * \frac{F_c(M*T)^{0.5}}{V_c^{2/3} \Omega_v}$$

donde:

- $\eta$  = Viscosidad, cp

-M = Peso molecular, gr/mol

-T = Temperatura, °K

-Vc = Volumen Crítico, cm<sup>3</sup>/mol

-Ωv = Viscosidad integral de colisión e igual a:

$$\Omega_v = A*(T_a)^{-B} + C*\exp(-D*T_a) + E*\exp(-F*T_a)$$

donde:

$$T_a = 1.2593 * T_r ; \text{ para } 0.3 \leq T_a \leq 100$$

$$A = 1.16145 \quad B = 0.14874 \quad C = 0.52487$$

$$D = 0.77320 \quad E = 2.16178 \quad F = 2.43787$$

-Fc = Factor e igual a:

$$F_c = 1 - 0.2756 * w + 0.059035 * u_r^4 + k$$

donde:

w = Factor acéntrico

k = Corrección para sustancias altamente polares

ur = Momento dipolar no dimensionado e igual a:

$$u_r = 131.3 * u / (V_c * T_c)^{1/2}$$

donde:

u = Momento dipolar, debyes

Vc = Volumen crítico, cm<sup>3</sup>/mol

Tc = Temperatura crítica, °K

DATOS:

De la TABLA A.1. del APENDICE A, se obtienen los datos de Peso Molecular, Temperatura Crítica, Presión Crítica y Factor Acéntrico.



Los datos de Volumen Crítico ( $V_c$ ), Momento dipolar ( $u$ ) y Corrección para sustancias polares ( $k$ ); se muestran en la TABLA siguiente:

**PROPIEDADES DE AGUA E HIDROGENO  
PARA CALCULO DE VISCOSIDADES**

COMPUESTO	$V_c$ cm <sup>3</sup> /mol	$u$ debyes	$k$
AGUA	57.1	1.8	0.076
HIDROGENO	65.1	0.0	0.000

## 2. Método de Reichenberg

Se utiliza para el cálculo de las viscosidades de gases compuestos orgánicos a bajas presiones, como ACETONA, IPA, MIBK y DIBK.

$$\eta = \frac{M^{0.5} T}{a * [1 + (4/T_c)] [1 + 0.36 Tr (Tr - 1)]^{1/6}} * \frac{Tr (1 + 270 u_r^4)}{Tr + 270 u_r^4}$$

donde:

- $\eta$  = Viscosidad, cp

- $M$  = Peso molecular, gr/mol

- $T$  = Temperatura, °K

- $Tr$  = Temperatura reducida

- $u_r$  = Momento dipolar reducido e igual a:

$$u_r = 52.46 * u^2 P_c / (T_c)^2$$

donde:

$u$  = Momento dipolar, debyes

$P_c$  = Presión crítica, bars

$T_c$  = Temperatura crítica,  $^{\circ}K$

$a^*$  = parámetro, igual a:

$$a^* = \sum n_i C_i$$

donde:

$n_i$  = Número de grupos de cada tipo en la molécula

$C_i$  = Contribución del grupo según TABLA

#### CONTRIBUCION DE CADA GRUPO

GRUPO	$C_i$
$-CH_3$	9.04
$>CH_2$	6.47
$>CH-$	2.67
$>C=O$	12.02
$-OH$	7.96

#### NUMERO DE GRUPOS DE CADA TIPO Y CALCULO DE PARAMETRO $a^*$

COMPUESTO	FORMULA	$-CH_3$	$>CH_2$	$>CH$	$>C=O$	$-OH$	$a^*$
Acetona	$C_3H_6O$	2	0	0	1	0	30.10
IPA	$C_3H_8O$	2	0	1	0	1	28.71
MIBK	$C_6H_{12}O$	3	1	1	1	0	48.28
DIBK	$C_9H_{18}O$	4	2	2	1	0	66.46

TABLA A. 19 (1)

DENSIDAD DE LIQUIDO DE ACETONA EN FUNCION DE TEMPERATURA DE SATURACION

TEMPERATURA (*)		DENSIDAD (*)	
° F	° C	Lb/pe <sup>3</sup>	gr/cc
-120.00	-84.44	56.35	0.903
-110.00	-78.89	55.98	0.897
-100.00	-73.33	55.62	0.891
-90.00	-67.78	55.25	0.885
-80.00	-62.22	54.88	0.879
-70.00	-56.67	54.52	0.874
-60.00	-51.11	54.15	0.868
-50.00	-45.56	53.78	0.862
-40.00	-40.00	53.40	0.856
-30.00	-34.44	53.03	0.850
-20.00	-28.89	52.65	0.844
-10.00	-23.33	52.28	0.838
0.00	-17.78	51.90	0.832
10.00	-12.22	51.52	0.826
20.00	-6.67	51.14	0.820
30.00	-1.11	50.76	0.813
40.00	4.44	50.38	0.807
50.00	10.00	50.00	0.801
60.00	15.56	49.61	0.795
70.00	21.11	49.23	0.789
80.00	26.67	48.84	0.783
90.00	32.22	48.45	0.776
100.00	37.78	48.07	0.770
110.00	43.33	47.68	0.764
120.00	48.89	47.28	0.758

(\*) DATOS EXPERIMENTALES

TABLA A. 20 ( 41 )

DENSIDAD DE LIQUIDO DE AGUA EN FUNCION DE TEMPERATURA DE SATURACION

TEMPERATURA (°)		DENSIDAD (°)	
° F	° C	Lb/plē <sup>3</sup>	gr/cc
101.74	38.74	61.98	0.983
126.08	52.27	61.61	0.987
141.48	60.82	61.35	0.983
152.97	67.21	61.12	0.980
162.24	72.36	60.98	0.977
170.06	76.70	60.79	0.974
176.85	80.47	60.64	0.972
182.86	83.81	60.50	0.969
188.28	86.82	60.39	0.968
193.21	89.56	60.28	0.966
212.00	100.00	59.81	0.958
213.03	100.57	59.81	0.958
227.96	108.87	59.42	0.952
240.07	115.59	59.10	0.947
250.33	121.29	58.79	0.942
259.28	126.27	58.55	0.938
267.25	130.69	58.31	0.934
274.44	134.69	58.11	0.931
281.01	138.34	57.90	0.928
287.07	141.71	57.74	0.925
292.71	144.84	57.54	0.922
297.97	147.76	57.37	0.919
302.92	150.51	57.21	0.917

( \* ) DATOS EXPERIMENTALES

TABLA A. 21 (1)

DENSIDAD DE LIQUIDO DE MIBK EN FUNCION DE TEMPERATURA DE SATURACION

TEMPERATURA (*)		DENSIDAD (*)	
° F	° C	Lb/pe <sup>3</sup>	gr/cc
35.00	1.67	51.15	0.820
40.00	4.44	50.99	0.817
45.00	7.22	50.83	0.815
50.00	10.00	50.66	0.812
55.00	12.78	50.50	0.809
60.00	15.56	50.34	0.807
65.00	18.33	50.17	0.804
70.00	21.11	50.01	0.801
75.00	23.89	49.85	0.799
80.00	26.67	49.68	0.796
85.00	29.44	49.52	0.794
90.00	32.22	49.36	0.791
95.00	35.00	49.20	0.788
100.00	37.78	49.03	0.786
105.00	40.56	48.87	0.783
110.00	43.33	48.71	0.781
115.00	46.11	48.54	0.778
120.00	48.89	48.38	0.775

(\*) DATOS EXPERIMENTALES

TABLA A.22 (1)

DENSIDAD DE VAPOR DE ACETONA EN FUNCION DE TEMPERATURA DE SATURACION

TEMPERATURA (°)		DENSIDAD (°)	
° F	° C	Lb/pe <sup>3</sup>	gr/lt
-20.00	-28.89	0.00302	0.048
-10.00	-23.33	0.00426	0.068
0.00	-17.78	0.00590	0.095
10.00	-12.22	0.00804	0.129
20.00	-6.67	0.01079	0.173
30.00	-1.11	0.01427	0.229
40.00	4.44	0.01862	0.298
50.00	10.00	0.02399	0.384
60.00	15.56	0.03066	0.490
70.00	21.11	0.03851	0.617
80.00	26.67	0.04803	0.770
90.00	32.22	0.05934	0.951
100.00	37.78	0.07266	1.164
110.00	43.33	0.08823	1.414
120.00	48.89	0.10630	1.704
130.00	54.44	0.12710	2.037
140.00	60.00	0.15090	2.418
150.00	65.56	0.17800	2.853
160.00	71.11	0.20860	3.343
170.00	76.67	0.24310	3.896
180.00	82.22	0.28170	4.514
190.00	87.78	0.32460	5.202

(\* ) DATOS EXPERIMENTALES

TABLA A. 23 ( 41 )

DENSIDAD DE VAPOR DE AGUA EN FUNCION DE TEMPERATURA DE SATURACION

TEMPERATURA (*)		DENSIDAD (*)	
° F	° C	Lb/pe <sup>3</sup>	gr/lt
101.74	38.74	0.00300	0.048
126.06	52.27	0.00576	0.092
141.48	60.82	0.00842	0.136
152.97	67.21	0.01103	0.177
162.24	72.36	0.01360	0.218
170.06	76.70	0.01613	0.259
176.65	80.47	0.01864	0.299
182.66	83.81	0.02112	0.339
188.28	86.82	0.02358	0.378
193.21	89.56	0.02603	0.417
212.00	100.00	0.03731	0.598
213.03	100.57	0.03804	0.610
227.96	108.87	0.04978	0.798
240.07	115.59	0.06134	0.983
250.33	121.29	0.07275	1.166
259.28	126.27	0.08405	1.347
267.25	130.69	0.09526	1.527
274.44	134.69	0.10637	1.705
281.01	138.34	0.11744	1.882
287.07	141.71	0.12842	2.058
292.71	144.84	0.13937	2.234
297.97	147.76	0.15026	2.408
302.92	150.51	0.16113	2.582

( \* ) DATOS EXPERIMENTALES

TABLA A.24 (1)

DENSIDAD DE VAPOR DE MIBK EN FUNCION DE TEMPERATURA DE SATURACION

TEMPERATURA (*)		DENSIDAD (*)	
° F	°C	Lb/pe <sup>3</sup>	gr/lt
40.00	4.44	0.00203	0.033
50.00	10.00	0.00267	0.046
60.00	15.56	0.00398	0.064
70.00	21.11	0.00543	0.087
80.00	26.67	0.00730	0.117
90.00	32.22	0.00967	0.155
100.00	37.78	0.01263	0.202
110.00	43.33	0.01629	0.261
120.00	48.89	0.02077	0.333
130.00	54.44	0.02619	0.420
140.00	60.00	0.03270	0.524
150.00	65.56	0.04042	0.648
160.00	71.11	0.04952	0.794
170.00	76.67	0.06017	0.964
180.00	82.22	0.07251	1.162
190.00	87.78	0.08674	1.390
200.00	93.33	0.10300	1.651
210.00	98.89	0.12160	1.949
220.00	104.44	0.14250	2.284
230.00	110.00	0.16610	2.652
240.00	115.56	0.19250	3.065
250.00	121.11	0.22190	3.558
260.00	126.67	0.25450	4.079
270.00	132.22	0.29040	4.654
280.00	137.78	0.33000	5.299
290.00	143.33	0.37320	5.981

(\*) DATOS EXPERIMENTALES



**TABLA A . 25**  
**AZEOTROPOS BINARIOS**

<b>SISTEMA</b>	<b>TEMPERATURA DEL AZEOTROPO ( °C )</b>	<b>FRACCION MOLAR (fm)</b>
<b>ACETONA - AGUA (*)</b> <b>P = 1.36 ATM.</b>	<b>81.40</b>	<b>fm ACETONA = 0.96</b> <b>fm AGUA = 0.04</b>
<b>IPA - MIBK (**)</b> <b>P = 1.00 ATM.</b>	<b>80.40</b>	<b>fm IPA = 0.96</b> <b>fm AGUA = 0.04</b>
<b>MIBK - AGUA (**)</b> <b>P = 1.00 ATM.</b>	<b>87.90</b>	<b>fm MIBK = 0.363</b> <b>fm AGUA = 0.637</b>
<b>DIBK - AGUA (*)</b> <b>P = 1.00 ATM.</b>	<b>97.20</b>	<b>fm DIBK = 0.105</b> <b>fm AGUA = 0.895</b>

( \* ) Fuente de Información No. 42

( \*\* ) Fuente de Información No. 43

### B.1 CORRELACION DE DEMANDA DE MIBK COMO FUNCION DEL PBI

Para correlacionar la DEMANDA en función del PBI MANUFACTURERO o PBI-OTRAS INDUSTRIAS QUIMICAS-CIUU 242 y su proyección en los próximos años, se evaluaron los modelos econométricos que se detallan en la TABLA B.1.1.

TABLA B.1.1

TIPO	MODELO	ECUACION
I	Lineal	$D = a + b \cdot \text{PBI}$
II	Semilogarítmico	$D = a + b \cdot \ln(\text{PBI})$
III	Exponencial	$D = a * (b)^{\text{PBI}}$
IV	Doble Logarítmico	$D = a * (\text{PBI})^b$
V	Polinómica Cúbica	$D = a + b \cdot \text{PBI} + c \cdot \text{PBI}^2 + d \cdot \text{PBI}^3$

Donde: a, b, c y d son constantes.

Utilizando los modelos econométricos descritos y todos los datos disponibles de las TABLAS 5.2 (DEMANDA), 5.3 (PBI MANUFACTURERO) y 5.4 (PBI-OTRAS INDUSTRIAS QUIMICAS CIUU 242) se obtenían coeficientes de regresión (COR) bajos por cada una de las Ecuaciones y para cada País, como se muestra en las Tablas B.1.2 y B.1.3.

TABLA B.1.2  
 COEFICIENTES DE REGRESION (COR)  
 DEMANDA DE MIBK(TM) VS. PBI MANUFACTURERO

PAIS	I	II	III	IV	V
Colombia	0.52	0.50	0.59	0.57	0.51
Venezuela	0.02	0.00	0.08	0.10	0.14
Perú	0.45	0.44	0.48	0.49	0.45
Ecuador	0.22	0.26	0.32	0.38	0.22

TABLA B.1.3  
 COEFICIENTE DE REGRESION (COR)  
 DEMANDA DE MIBK (TM) VS. PBI-OTRAS INDUSTRIAS  
 QUIMICAS-CIUU 242

PAIS	I	II	III	IV	V
Colombia	0.32	0.75	0.21	0.17	0.42
Venezuela	0.32	0.34	0.35	0.37	0.43
Perú	0.31	0.26	0.29	0.25	0.42
Ecuador	0.53	0.53	0.48	0.47	0.52

En las Figuras B.1.1 a B.1.4 se muestran los Gráficos de Comportamiento de la Demanda de MIBK (TM) en función del PBI Manufacturero, para los países Colombia, Venezuela, Perú y Ecuador, respectivamente.

Asimismo, en las Figuras B.1.5 a B.1.8 se muestran los Gráficos de Comportamiento de la Demanda de MIBK (TM) en función del PBI de Otras Industrias Químicas - CIUU 242 - 3ra. Revisión.

Luego de una Serie de Pruebas, se eliminaron los siguientes puntos atípicos en los cuales generalmente se observa valores altos y bajos de la Demanda:

-COLOMBIA: Años 1976, 1982 a 1986, 1988, 1991 a 1994 de 19 datos de TABLAS 5.2 y 5.3 de CAPITULO V;

-VENEZUELA: Años 1984, 1986, 1987, 1988, 1989, 1993 y 1994 de 19 datos de TABLAS 5.2 y 5.3 (CAPITULO V;

-PERU: Años 1976, 1978, 1980 a 1982, 1986, 1989 a 1991 y 1993 de 19 datos de TABLAS 5.2 y 5.3 de CAPITULO V y

-ECUADOR: Años 1979 a 1983, 1987, 1989, 1990, 1992 a 1994 de 19 datos de TABLAS 5.2 y 5.3 de CAPITULO V; se obtuvieron los Coeficientes de Regresión que se detallan en la TABLA B.1.4.

Se precisa que no se correlacionó la Demanda de MIBK en función del PBI DE OTRAS INDUSTRIAS QUIMICAS-CIUU 242, debido a que la proyección de la Demanda en función del PBI Manuf. arroja mejores Coeficientes de Regresión, trabajando con más puntos.

TABLA B.1.4  
 COEFICIENTE DE REGRESION (COR)  
 DEMANDA DE MIBK (TM) VS. PBI MANUFACTURERO

PAIS	I	II	III	IV	V
Colombia	0.90	0.88	0.90	0.88	0.91
Venezuela	0.64	0.63	0.65	0.64	0.87
Perú	0.92	0.94	0.87	0.91	0.88
Ecuador	0.96	0.97	0.93	0.94	0.85

Escogiendo un escenario medio se obtuvieron las Ecuaciones de Demanda que se detallan en la TABLA B.1.5 para cada uno de los Países de la CAN con los cuales se estimarán las Demandas Proyectadas para el período de Vida del Proyecto.

TABLA B.1.5  
 ECUACION DE DEMANDA DE MIBK(TM) COMO FUNCION  
 DEL PBI MANUF., PARA LOS PAISES DE LA CAN

PAIS	ECUACION	COR
Colombia	$D = -111.016 + 0.1834 * PBI_{Man}$	0.90
Venezuela	$D = 16393.61 - 0.69 * PBI_{Man} - 4.41 * 10^{-4} * (PBI_{Man})^2 + 3.77 * 10^{-8} * (PBI_{Man})^3$	0.87
Perú	$D = -644.0975 + 0.3033 * PBI_{Man}$	0.92
Ecuador	$D = -1149.1993 + 0.9294 * PBI_{Man}$	0.96

Los Tipos de Ecuación utilizados fueron: I para Colombia, Perú y Ecuador y V para Venezuela.

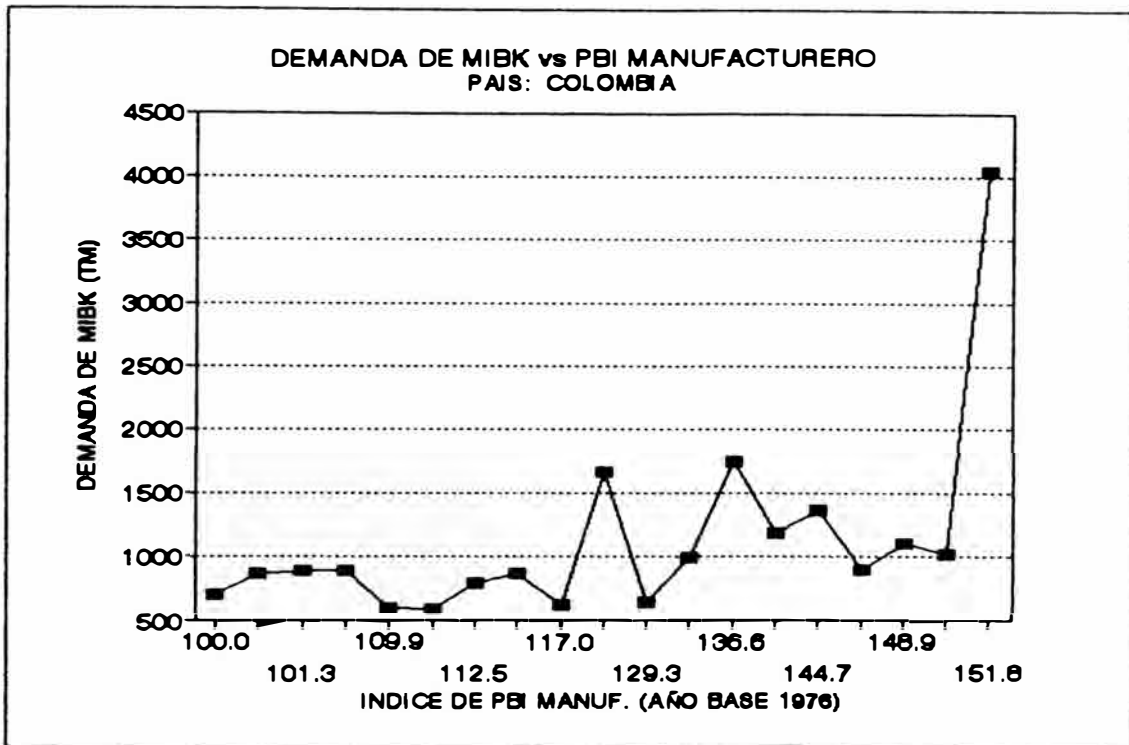


FIGURA B.1.1 (14,16)

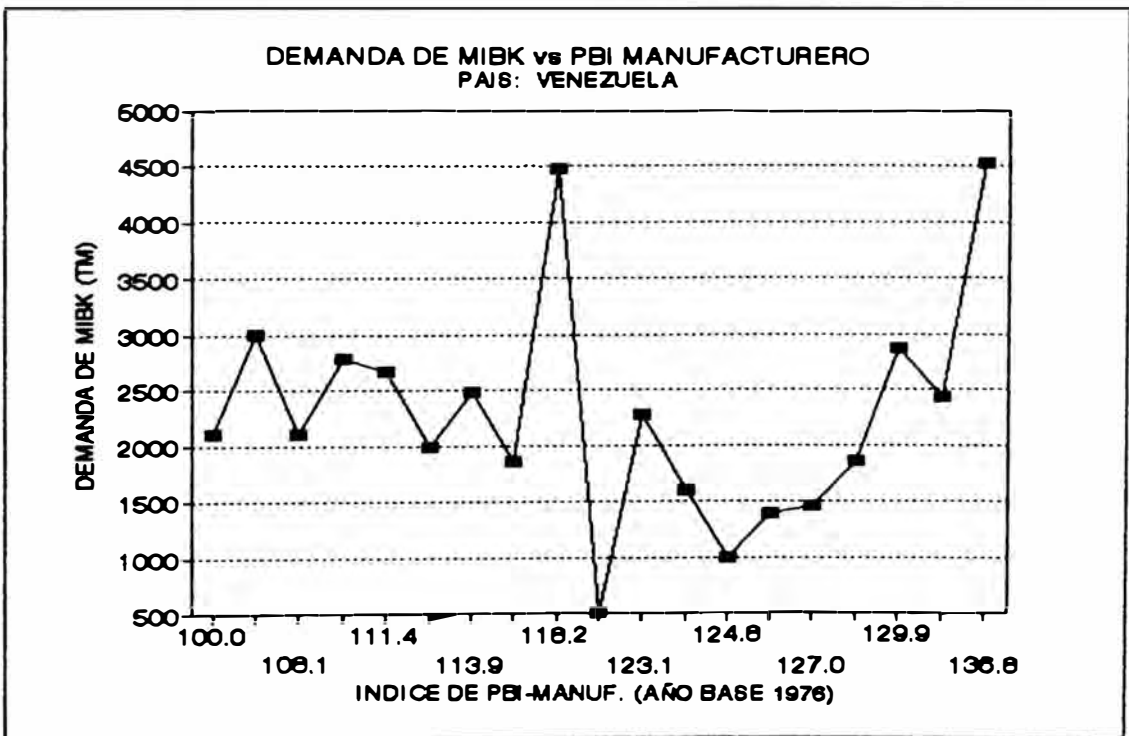


FIGURA B.1.2 (14,16)

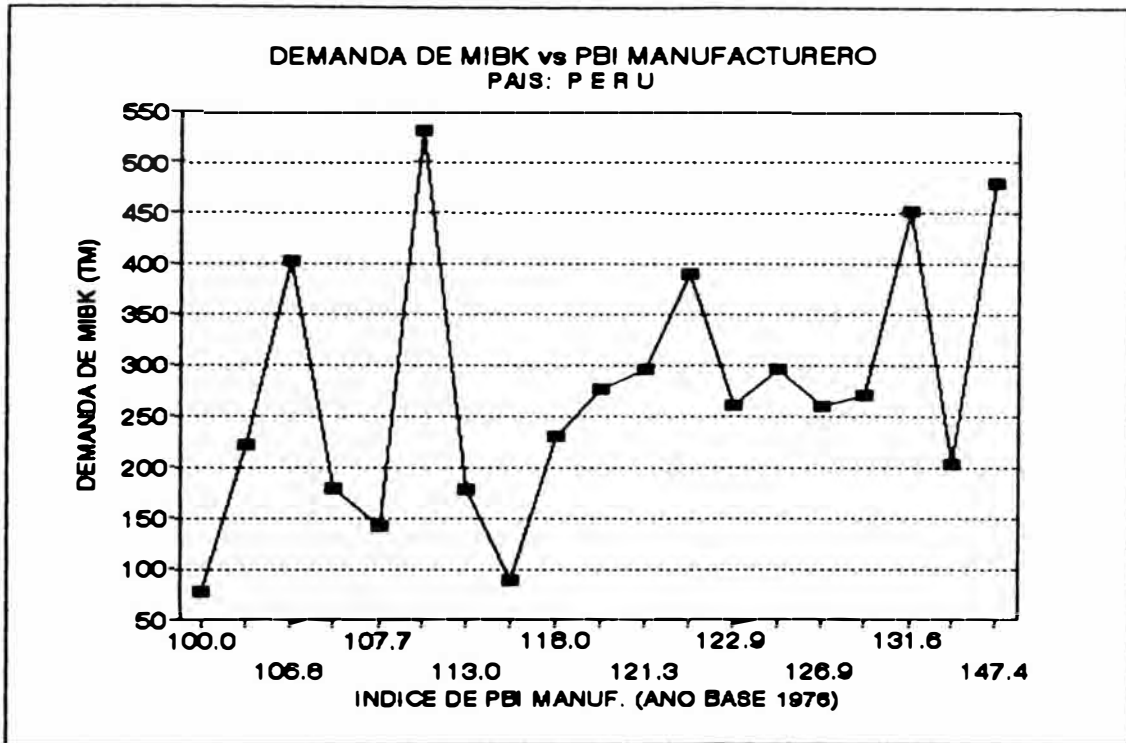


FIGURA B.1.3 (14,16)

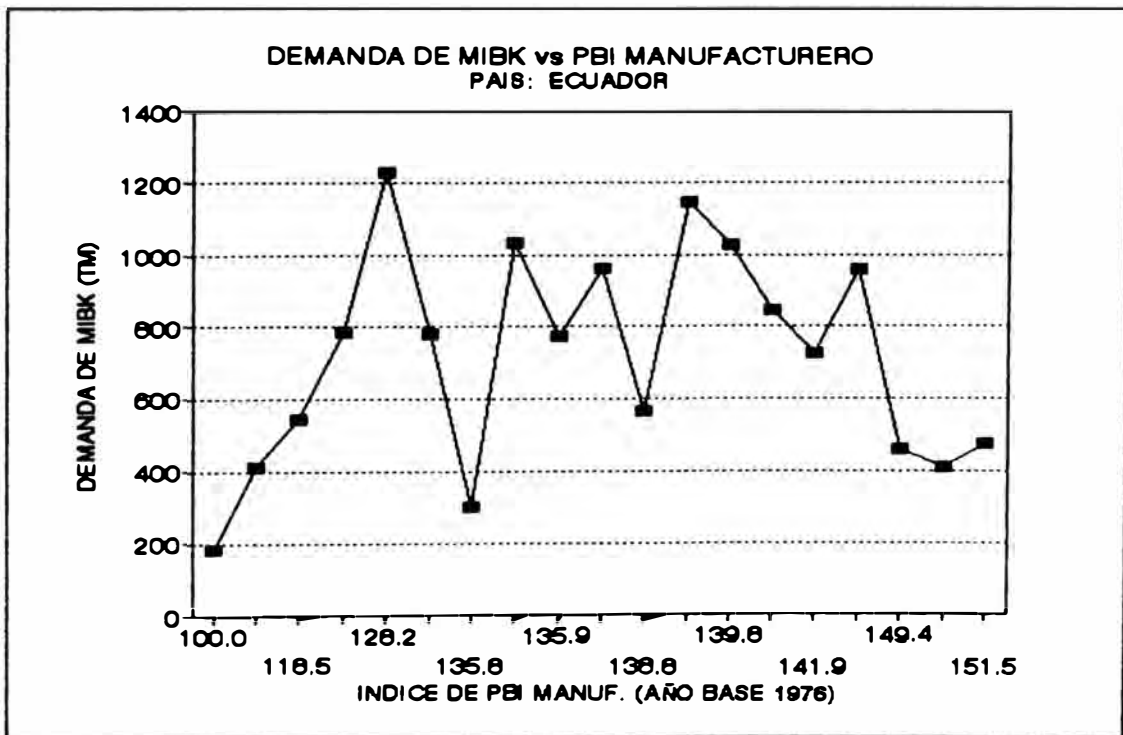


FIGURA B.1.4 (14,16)



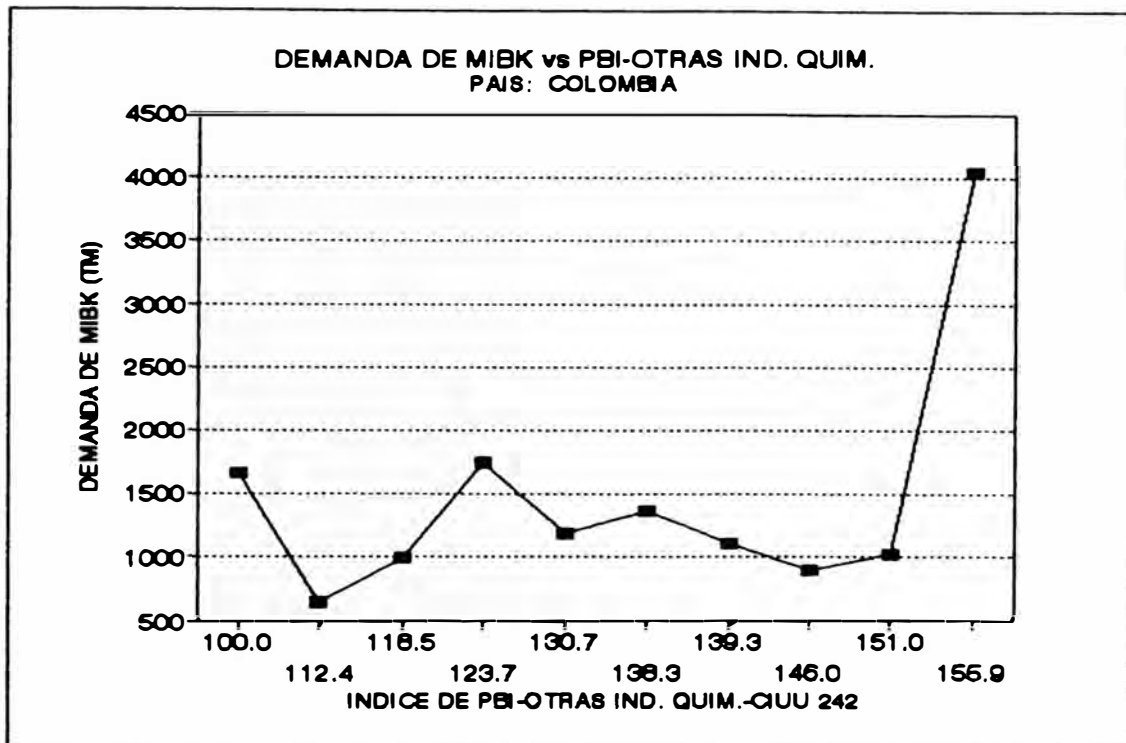


FIGURA B.1.5 (14,17)

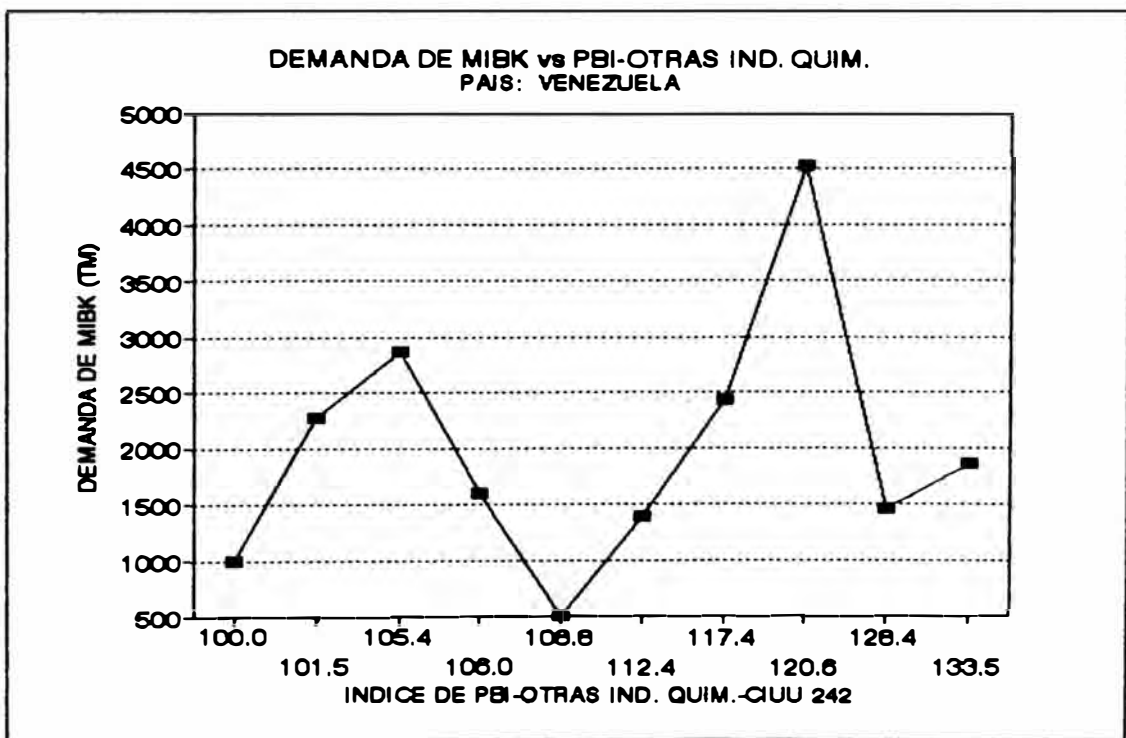


FIGURA B.1.6 (14,17)

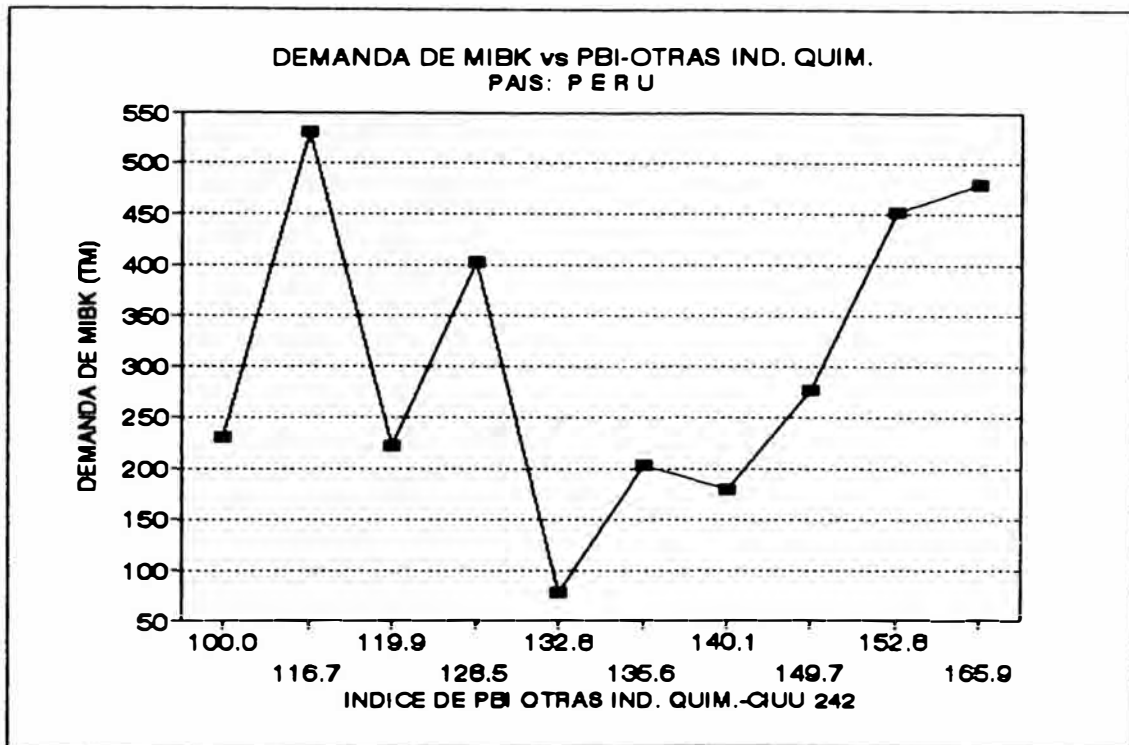


FIGURA B.1.7 (14,17)

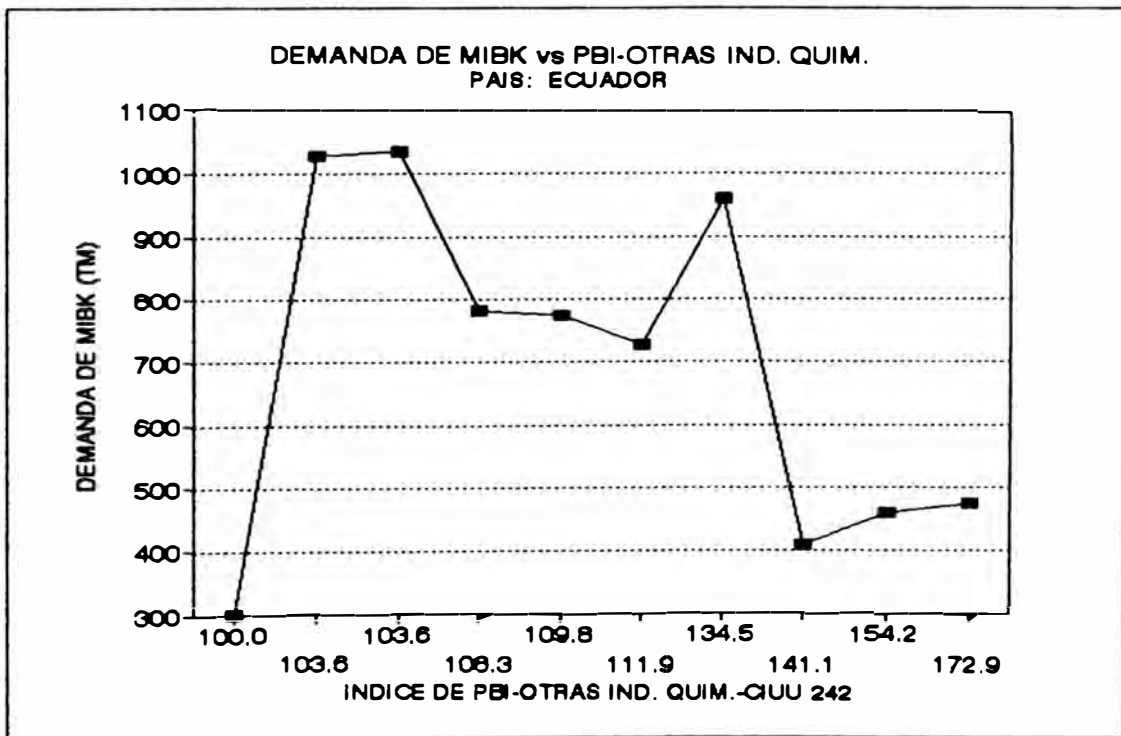


FIGURA B.1.8 (14,17)

## B.2 COSTOS DE IMPORTACION DE MIBK Y DE ACETONA

1. Para fijar los Precios de Exportación de MIBK producido en la Planta a instalar en el Perú primero se debe conocer los Costos de Importación de Colombia, Venezuela y Ecuador. Asimismo, para fijar el Precio de MIBK en el Mercado Interno se debe conocer el Costo de Importación de Perú.

2. Para determinar el Costo de Importación de Acetona en el Perú se debe evaluar el menor Costo a efectos de hacer el Proyecto más rentable.

3. Para determinar los objetivos trazados en 1 y 2 se procede a determinar la Estructura de Costos de Importación de MIBK y de Acetona:

### COSTO DE IMPORTACION DE MIBK

FOB (Costo Libre a Bordo en Puerto de Embarque)

FLETE (Tarifa de Transporte Marítimo Internacional)

SEGURO (Cobertura por el Transporte Marítimo Internacional)

CIF = FOB + FLETE + SEGURO

DERECHO ARANCELARIO = (Tasa)/100\*CIF

Tasa = 10% de Arancel Externo Común-AEC para Colombia, Venezuela y Ecuador y 12% de Arancel Nacional-AN para Perú)

**COSTO DE IMPORTACION DE MIBK - CIF + DERECHO ARANCELARIO**

No se consideran los demás Costos de Importación después del CIF +ARANCEL, debido a que son Costos de cada país que no influyen al momento de decidir de qué país se importará. Dentro de estos Costos están el de Agente de Aduana, Financiero, Supervisión, el Impuesto a las Ventas Interno y otros.

**COSTO DE IMPORTACION DE ACETONA**

**COSTO DE IMPORTACION DE ACETONA UTILIZADO EN LA PRODUCCION DE MIBK PARA CONSUMO INTERNO**

FOB (Costo Libre a Bordo en Puerto de Embarque)

FLETE (Tarifa de Transporte Marítimo Internacional)

SEGURO (Cobertura por el Transporte Marítimo Internacional)

$CIF = FOB + FLETE + SEGURO$

$DERECHO ARANCELARIO AD/V = 12\% \text{ de CIF}$

$IMPUESTO GENERAL A LAS VENTAS IGV \quad 18\% \text{ de } (CIF+AD/V)$

$IMPUESTOS A LA IMPORTACION = AD/V + IGV$

OTROS COSTOS = 3% de FOB (Supervisión, Comisión Agente de Aduana, Financieros, Transporte y Seguro Interno)

**COSTO DE IMPORTACION DE ACETONA UTILIZADO EN LA PRODUCCION DE MIBK PARA CONSUMO INTERNO - CIF + IMPUESTOS A LA IMPORTACION + OTROS COSTOS.**

**COSTO DE IMPORTACION DE ACETONA UTILIZADO EN LA PRODUCCION DE MIBK PARA EXPORTACION**

FOB (Costo Libre a Bordo en Puerto de Embarque)

FLETE (Tarifa de Transporte Marítimo Internacional)

SEGURO (Cobertura por el Transporte Marítimo Internacional)

CIF = FOB + FLETE + SEGURO

DERECHO ARANCELARIO AD/V = 0% de CIF (Régimen Admisión Temporal)

IMPUESTO GENERAL A LAS VENTAS IGV - 0% de (CIF+AD/V) (Régimen de Admisión Temporal)

IMPUESTOS A LA IMPORTACION = AD/V + IGV = 0.00

OTROS COSTOS = 3% de FOB (Supervisión, Comisión Agente de Aduana, Financieros, Transporte y Seguro Interno)

COSTO DE IMPORTACION DE ACETONA UTILIZADO EN LA PRODUCCION DE MIBK PARA EXPORTACION = CIF + OTROS COSTOS.

4. A efectos de determinar los Costos de Importación CIF descritos en 3 se detalla a continuación la Evolución de los Precios de MIBK en el Mercado Internacional:

**PRECIOS FOB INTERNACIONALES DE EXPORTACION DE MIBK.-** EE.UU. es el principal proveedor de MIBK de Colombia, Venezuela y Ecuador y Argentina lo es de Perú; tal como se muestra en la TABLA B.2.1.

En las TABLAS B.2.2, B.2.3, B.2.4 y B.2.6 se muestran los Precios FOB Promedios de Exportación de MIBK procedentes de EE.UU. para Colombia, Venezuela, Perú y Ecuador respectivamente y en la TABLA B.2.5 se muestra el precio FOB Promedio de Exportación de MIBK procedente de Argentina para Perú; para los años 1992 a 1996.

Asimismo, en las Tablas B.2.7, B.2.8 y B.2.9 se muestran RANGOS de Precios FOB de Exportación indicando el País, Proveedor y rango para los años 1994 a 1996.

Si observamos los Precios puntuales de Exportación de las TABLAS B.2.7 a B.2.9 con los Precios promedios de las Tablas B.2.4 y B.2.5 se determina que la diferencia es mínima, como se muestra:

-Precio Promedio Año 1996 de Argentina de TABLA B.2.9 =  $(1130+1400)/2 = 1265.00$  US\$/TM

-Precio Promedio Año 1996 de Argentina de TABLA B.2.5 = 1271 US\$/TM.

**COSTO DE FLETE POR TRANSPORTE MARITIMO INTERNACIONAL.**- Es necesario determinar Tarifas de Fletes/Contenedor para transportar MIBK procedente de EE.UU. con destino a Colombia, Venezuela y Ecuador y de Argentina con destino al Perú.

Generalmente el MIBK - Clase IMO 3.2, es envasado en tambores de 160 Kg/neto y 178 Kg/bruto; en un

Contenedor de 20' se acondicionan 80 tambores que copan su capacidad en volumen, siendo el Peso Neto Total de 12800 Kg. y Peso Bruto de 14240 Kg.

Las Tarifas de Flete/Contenedor 20' acondicionado según las características indicadas, proporcionadas por una Compañía Naviera Local son:

PAIS DE PROCED.	PAIS DE DESTINO	TARIFA/ CONT 20' -	FLETE/ TM
EE.UU.	VENEZUELA	870 US\$	68 US\$/TM
EE.UU.	COLOMBIA	1665 US\$	130 US\$/TM
EE.UU.	ECUADOR	1775 US\$	138 US\$/TM
EE.UU.	PERU	2375 US\$	185 US\$/TM
ARGENTINA	PERU	1850 US\$	145 US\$/TM
ITALIA	PERU	2210 US\$	167 US\$/TM
PERU	ECUADOR	600 US\$	47 US\$/TM
PERU	COLOMBIA	710 US\$	55 US\$/TM
PERU	VENEZUELA	1504 US\$	118 US\$/TM

**COSTO DE SEGURO POR TRANSPORTE MARITIMO INTERNACIONAL.** - El MIBK embarcado en las condiciones descritas, tiene una Tasa por concepto de Seguro de 0.38% del Valor FOB, según información proporcionada por una Compañía Aseguradora Local.

5. Los Precios CIF de Importación de la ACETONA a GRANEL se determina de la siguiente manera:

**PRECIOS FOB INTERNACIONALES DE LA ACETONA A GRANEL**

(44).- Se consideran los Precios de Acetona procedente de EE.UU.:

<b>AÑO</b>	<b>PROVEEDOR</b>	<b>FOB(US\$/TM)</b>
1996	BP. CHEMICALS TRADING	590
1996	HELM US CHEMICAL CORP.	360 - 510
1996	JLM. INTERNATIONAL INC.	360 - 470
1996	GFI INC.	370

Se ha determinado Precios FOB para el año 1997 de hasta 310 US\$/TM.

**COSTO DE FLETE POR TRANSPORTE MARITIMO INTERNACIONAL.-** La Acetona embarcada a granel cotiza un Flete aproximado de 90 US\$/TM, información proporcionada por una Compañía Naviera Local.

**COSTO DE SEGURO POR TRANSPORTE MARITIMO INTERNACIONAL.-** La Acetona embarcada a granel tiene un Costo por concepto de Seguro de 0.78 % del Valor FOB, según información de Compañía Aseguradora Local.

6. Los Costos de Importación de MIBK de Venezuela, Colombia, Ecuador y Perú procedentes de EE.UU. y de Perú procedente de Argentina, se determina de la



siguiente manera:

Se elige el precio FOB-PAIS Promedio ponderado con el Peso de los 03 últimos años 1994, 1995 y 1996 para cada país; se agrega el Flete y Seguro determinado en 4) y el Derecho Arancelario; los resultados se muestran en la TABLA B.2.10, en el que se observa que los Precios FOB internacionales obtenidos están dentro de los rangos próximos al mínimo de las TABLAS B.2.7 a B.2.9.

Asimismo para determinar el Costo de Importación de Acetona se elige un Precio FOB-EE.UU. Promedio del año 1996 y 1997 igual a 335 US\$/TM; los Resultados se muestran en la TABLA B.2.11.

**TABLA B.2.1 (14,44,45)**  
**PORCENTAJE DE IMPORTACIONES DE MIBK PROCEDENTE DE EE.UU.**  
**DE LOS PAISES DE LA CAN**

AÑO	(% QUE CORRESPONDE A EE.UU. DEL TOTAL DE MIBK IMPORTADO)			
	COLOMBIA	VENEZUELA	PERU	ECUADOR
1985	80	51	33	100
1986	78	66	39	99
1987	68	91	33	100
1988	92	38	44	100
1989	68	85	42	85
1990	100	83	80	81
1991	75	82	74	99
1992	78	88	61	94
1993	73	58	21	99
1994	72	63	26	99
1995	75	80	29	99
1996	75	80	0	99

**OBS.:** Las mayores importaciones para Colombia, Venezuela y Ecuador provienen de Estados Unidos: para el caso de Perú, Argentina es su mayor proveedor con 64, 62, 70 y 91 % para los años 93 al 96.

**TABLA B.2.2 (14,45)**  
**COSTOS DE IMPORTACION PROMEDIOS DE MIBK**  
**PROCEDENTES DE EE.UU.**  
**PAIS: COLOMBIA**

A Ñ O	PESO NETO (TM)	COSTOS TOTALES		PRECIO FOB-EE.UU. PROMEDIO (US\$/TM)
		FOB (MUS\$)	CIF (MUS\$)	
1992	1020	972	1121	953
1993	816	690	733	846
1994	2670	2458	2606	921
1995	1059	1369	N.D.	1312
1996	366	526	N.D.	1439

**TABLA B.2.3 (14,45)**  
**COSTOS DE IMPORTACION PROMEDIOS DE MIBK**  
**PROCEDENTES DE EE.UU.**  
**PAIS: VENEZUELA**

A Ñ O	PESO NETO (TM)	COSTOS TOTALES		PRECIO FOB-EE.UU. PROMEDIO (US\$/TM)
		FOB (MUS\$)	CIF (MUS\$)	
1992	1357	1426	1628	1051
1993	726	651	801	897
1994	373	277	292	743
1995	977	1365	N.D.	1397
1996	1039	1178	N.D.	1134

**TABLA B.2.4 (14,44,45)**  
**COSTOS DE IMPORTACION PROMEDIOS DE MIBK**  
**PROCEDENTES DE EE.UU.**  
**PAIS: PERU**

A Ñ O	PESO NETO (TM)	COSTOS TOTALES		PRECIO FOB-EE.UU. PROMEDIO (US\$/TM)
		FOB (MUS\$)	CIF (MUS\$)	
1992	43	67	121	2034
1993	33	37	44	1105
1994	64	64	75	995
1995	135	199	213	1475
1996	0	0	0	---

**TABLA B.2.5 (14,44,45)**  
**COSTOS DE IMPORTACION PROMEDIOS DE MIBK**  
**PROCEDENTES DE ARGENTINA**  
**PAIS: PERU**

A Ñ O	PESO NETO (TM)	COSTOS TOTALES		PRECIO FOB-ARG. PROMEDIO (US\$/TM)
		FOB (MUS\$)	CIF (MUS\$)	
1992	23	27	31	1165
1993	101	106	120	1043
1994	155	144	165	930
1995	331	406	453	1227
1996	264	335	375	1271

**TABLA B.2.6 (14,44)**  
**COSTOS DE IMPORTACION PROMEDIOS DE MIBK**  
**PROCEDENTES DE EE.UU.**  
**PAIS: ECUADOR**

A Ñ O	PESO NETO (TM)	COSTOS TOTALES		PRECIO FOB-EE.UU. PROMEDIO (US\$/TM)
		FOB (MUS\$)	CIF (MUS\$)	
1992	264	264	363	1002
1993	270	252	457	934
1994	541	537	N.D.	993
1995	397	539	N.D.	1357
1996	511	630	N.D.	1232

**TABLA B.2.7 (44)**

**PRECIOS FOB DE EXPORTACION DE MIBK  
AÑO: 1994**

PAIS	PROVEEDOR	RANGO DE PRECIO FOB (US\$/TM)
ARGENTINA	CARBOCLOR INDUSTRIAS QUIMICAS S.A.	900 - 1040
ESTADOS UNIDOS	UNION CARBIDE CHEMICALS	920 - 990
BELGICA	CALDIC CHEMIE BOVO	950

**TABLA B.2.8 (44)**

**PRECIOS FOB DE EXPORTACION DE MIBK  
AÑO: 1995**

PAIS	PROVEEDOR	RANGO DE PRECIO FOB (US\$/TM)
ARGENTINA	CARBOCLOR INDUSTRIAS QUIMICAS S.A.	1150 - 1400
ESTADOS UNIDOS	UNION CARBIDE CHEMICALS	1400

**TABLA B.2.9 (44)**

**PRECIOS FOB DE EXPORTACION DE MIBK  
AÑO: 1996**

PAIS	PROVEEDOR	RANGO DE PRECIO FOB (US\$/TM)
ARGENTINA	CARBOCLOR INDUSTRIAS QUIMICAS S.A.	1130 - 1400
ITALIA	HCI CHEMICALS NEDERLAND BV	1070

TABLA B.2.10

COSTOS DE IMPORTACION DE MIBK PROCEDENTES DE EE.UU. PARA LOS PAISES DE LA CAN  
Y DE ARGENTINA PARA PERU

COMPONENTES DEL COSTO	VENEZUELA	COLOMBIA	ECUADOR	PERU	PERU (1)
FOB-EE.UU. (US\$/TM)	1170	1170	1170	1321	1181
FLETE (US\$/TM)	68	130	138	185	145
SEGURO (US\$/TM)	4	4	4	5	4
CIF (US\$/TM)	1242	1304	1312	1511	1330
TASA ARANCELARIA (%)	10	10	10	12	11.28
DERECHO ARANCELARIO (US\$/TM)	124	130	131	181	150
CIF + DERECHO ARANC. (US\$/TM)	1367	1435	1444	1692	1481

(1) FOB-ARGENTINA

COSTO DE IMPORTACION DE MIBK = CIF + DERECHO ARANCELARIO

TABLA B.2.11

COSTO DE IMPORTACION DE ACETONA A GRANEL PROCEDENTE  
DE EE.UU. PARA PERU

COMPONENTES DEL COSTO	(1)	(2)
FOB-EE.UU. (US\$/TM)	335	335
FLETE (US\$/TM)	90	90
SEGURO (US\$/TM)	3	3
CIF (US\$/TM)	428	428
TASA ARANCELARIA (%)	0	12
DERECHO ARANCELARIO (US\$/TM)	0	51
TASA DE IGV (%)	0	18
IGV (US\$/TM)	0	88
TASA DE OTROS COSTOS (% FOB)	3	3
OTROS COSTOS (US\$/TM)	10	10
TOTAL COSTO DE IMPORTACION (US\$/TM)	438	575

(1) COSTO DE ACETONA PARA PRODUCIR MIBK PARA EXPORTACION

(2) COSTO DE ACETONA PARA PRODUCIR MIBK PARA EL MERCADO INTERNO

### B.3 CORRELACIONES DE PRESIONES DE VAPOR

#### B.3.1 Determinación de las correlaciones

Los modelos de correlaciones de presiones de vapor (25) son diversos, entre ellos tenemos:

a) **Ecuación de Antoine** :  $\ln P = A - B/(T + C)$

b) **Ecuación de Riedel** :  $\ln P = A - B/T + D \ln T + FT^6$

En este caso se va a trabajar con el modelo de correlación de Antoine :

$$\ln P = A - B/(T + C)$$

donde :

P : Presión de vapor, mmHg.

T : Temperatura, °K

A, B y C: Constantes

Las constantes de la correlación se evaluará mediante el método de análisis de regresión (46). El procedimiento de cálculo es el siguiente:

a) Se transforma la correlación a una ecuación de tipo lineal

Se tiene:

$$\ln P = A - B/(T + C)$$

Reacomodando:

$$T \ln P = (AC - B) + A T - C \ln P$$

Haciendo cambios de variables:

$$B_0 = AC - B$$

$$B_1 = A$$

$$B_2 = -C$$

$$X = T$$

$$Z = \ln P$$

$$Y = T \ln P$$

La correlación queda como:

$$Y = B_0 + B_1 X + B_2 Z \quad (\text{ecuación lineal})$$

**b)** Para determinar los coeficientes  $B_0$ ,  $B_1$  y  $B_2$  se utilizará el método de los mínimos cuadrados (46). Se buscará valores de  $B_0$ ,  $B_1$  y  $B_2$  de modo que la suma de las diferencias al cuadrado entre los valores experimentales ( $Y_{exp}$ ) y los calculados ( $Y_{calc}$ ) sea mínimo, esto es:

$$S_m = \sum (Y_{exp} - Y_{calc})^2$$

donde:  $S_m$  debe ser mínimo

Matemáticamente, la solución se determina al resolver la forma diferenciada de la ecuación de mínimos cuadrados:

$$\delta S_m / \delta B_0 = \sum 2 (B_0 + B_1 X + B_2 Z - Y_{iexp}) = 0$$

$$\delta S_m / \delta B_1 = \sum 2 X (B_0 + B_1 X + B_2 Z - Y_{iexp}) = 0$$

$$\delta S_m / \delta B_2 = \sum 2 Z (B_0 + B_1 X + B_2 Z - Y_{iexp}) = 0$$



Finalmente se tiene el siguiente sistema de ecuaciones:

$$B_0 n + B_1 \sum X + B_2 \sum Z = \sum Y_{\text{exp}} \dots\dots\dots (B.3.1)$$

$$B_0 \sum X + B_1 \sum X + B_2 \sum X Z = \sum X Y_{\text{exp}} \dots\dots (B.3.2)$$

$$B_0 \sum Z + B_1 \sum X Z + B_2 \sum Z = \sum Z Y_{\text{exp}} \dots\dots (B.3.3)$$

donde:

$n$  : Número de datos empleados

$Y_{\text{exp}}$  : Valor que corresponde a los datos experimentales de presión de vapor y su respectiva temperatura.

Se tiene 3 ecuaciones con 3 incógnitas, cuyas variables son  $B$ ,  $B_1$  y  $B_2$ .

Para resolver las ecuaciones se aplica el método de Reducción de Gauss (46).

Los datos experimentales de las presiones de vapor y su correspondiente temperatura, de cada sustancia se encuentran disponibles en el APENDICE A - TABLAS A.5. al A.9.

### **B.3.2 Ampliación de datos de presiones de vapor**

Para las sustancias IPA y DIBK los datos experimentales de presión de vapor no cubren rangos de alta presión. Se ampliará los datos utilizando la correlación de presión de vapor, propuesta por Wagle P, Manguesh (47).

En las TABLAS B.3.1 y B.3.2 se dan los valores de presiones de vapor ampliados, para el IPA y DIBK, utilizando la correlación WAGLE.

TABLA B.3.1

PRESION DE VAPOR

COMPUESTO: ALCOHOL  
ISOPROPILICO

PRESION	TEMPERATURA
mmHg	°K
1551	375.14
2068	383.97
2585	391.21
3102	397.40
3619	402.82
4653	412.07
5170	416.10
5946	421.59
6721	426.54
7497	431.07
8272	435.24
9048	439.12
9823	442.75
10599	446.15
11374	449.37
12150	452.42
12925	455.32

TABLA B.3.2

PRESION DE VAPOR

COMPUESTO: DIBK

PRESION	TEMPERATURA
mmHg	°K
1520	470.66
1900	481.03
2280	489.65
2660	497.57
3040	504.45
3420	510.66
3800	516.34
4560	526.44
5320	535.24
6080	543.06
7600	556.56
8360	562.48
9880	573.09
11400	582.41
13680	594.60
15200	601.80
16720	608.41

### B.3.3 Resolución de las ecuaciones

Reemplazando datos (TABLAS A.5 a A.9 del APENDICE A, incluyendo las TABLAS B.3.1 y B.3.2) en las ecuaciones B.3.1, B.3.2 y B.3.3., se obtienen los valores de las constantes A, B y C de la correlación de Antoine.

Resumen de resultados:

Tipo de correlación:  $\ln P = A - B/(T + C)$

#### VALORES DE LAS CONSTANTES

SUSTANCIAS	A	B	C
ACETONA (1)	16.6513	2940.13	-35.93
AGUA (2)	18.3036	3816.44	-46.13
IPA (3)	18.6929	3640.20	-53.54
MIBK (4)	16.7673	3552.76	-38.27
DIBK (5)	18.1357	4745.17	-24.38
HIDROGENO (6)	13.6333	164.90	3.19

(1): datos de TABLA A.5

(2): datos de TABLA A.6

(3): datos de TABLA A.7 y TABLA B.3.1

(4): datos de TABLA A.8

(5): datos de TABLA A.9 y TABLA B.3.2

(6): Las constantes a, b y c se obtiene de la referencia(26).

## B.4 FUNDAMENTOS TERMODINAMICOS (25,48)

### B.4.1 Aspectos Generales

Para estudios de equilibrio líquido vapor la ecuación termodinámica más importante, es la razón de distribución comúnmente llamada **constante de equilibrio (Ki)**.

Para evaluar la constante de distribución (Ki), se requiere conocer la relación de la fracción molar de la fase vapor (y) y la fracción molar de la fase líquida (x), para un compuesto "i":

$$K_i = y_i/x_i$$

Esta expresión también se obtiene al igualar las fugacidades (fi) de cada componente en ambas fases (líquido/vapor) en equilibrio, como lo veremos más adelante.

En nuestro caso el diseño en estudio involucra equipos de separación líquido-vapor y columnas de destilación, para lo cual emplearemos los modelos de ecuaciones de equilibrio líquido-vapor que se ajusten al comportamiento no ideal que muestran las mezclas, esto es:

**Fase líquida:** mezcla de compuestos polares

**Fase gaseosa:** presencia de un gas no condensable (hidrógeno).

Además se incluye condiciones de alta presión, caso Separador S-1 cuya presión es de 10 atm.

Cuando se trabaja con soluciones ideales resulta factible aplicar la conocida " Ley de Raoult", cuya relación matemática es la siguiente:

$$y_i P = x_i P_{i,sat}. \quad (i = 1 \dots c)$$

donde:

$c$  : Número de componentes en la solución

$y_i$  : composición del componente  $i$ , en fase vapor

$P$  : presión del sistema

$x_i$  : composición del cpte  $i$ , en la fase líquida

$P_{i,sat}$ : Presión de vapor del cpte  $i$ , a Temperatura  $T$

La Ley de Raoult no es una relación de equilibrio líquido-vapor de acuerdo con la realidad, sin embargo proporciona referencias convenientes para comparar el comportamiento de soluciones reales.

A continuación se va a establecer las ecuaciones termodinámicas de equilibrio líquido vapor, que se ajustan mejor a los casos en estudio.

#### **B.4.2 Sistemas de comportamiento real**

Se va a considerar dos propiedades termodinámicas auxiliares relacionadas con la energía de Gibbs, llamadas coeficientes de fugacidad ( $\phi_i$ ) y coeficiente de actividad ( $\tau_i$ ), para corregir las

desviaciones del comportamiento no ideal de las soluciones. Añadiendo estos parámetros a la ecuación de la Ley de Raoult, se convierte en expresión general válida para el equilibrio líquido-vapor. Los cálculos de equilibrio líquido-vapor en términos generales se expresa a través de la relación de igualdad de las fugacidades ( $f_i$ ) de cada componente en ambas fases:

$$f_i(l) \text{ (fase líquida)} = f_i(v) \text{ (fase vapor)}$$

La fugacidad de un componente en una mezcla puede ser expresada a través del coeficiente de fugacidad ( $\phi_i$ ):

$$f_i = x_i * \phi_i * P$$

ó a través del coeficiente de actividad ( $\tau_i$ ):

$$f_i = x_i * \tau_i * f_i^\circ$$

donde:

$P$  : Presión total

$x$  : Composición del componente  $i$

$f_i^\circ$  : Fugacidad del componente  $i$  en estado normal

Estas dos definiciones dan origen a dos métodos de predicción y correlación de ELV, conocidos como "Método GAMA-FI" y "Método de la Ecuación de Estado".

A continuación se describe cada método:

### a) Método de la Ecuación de Estado

Este método considera el uso de una ecuación de estado única aplicable a ambas fases, lo que se logra a través de la ecuación de igualdad de fugacidades y el uso del coeficiente de fugacidad:

$$x_i * \phi_{il} = y_i * \phi_{iv} \quad (i = 1, 2, \dots, c)$$

donde:

$\phi_{il}$ : Coeficiente de fugacidad del componente  $i$  en fase líquida

$\phi_{iv}$ : Coeficiente de fugacidad del componente  $i$  en fase vapor

$c$  : Número de compuestos

La constante de distribución de equilibrio ( $K_i$ ), queda como:

$$K_i = \phi_{il} / \phi_{iv}$$

Por otro lado, el coeficiente de fugacidad  $\phi_i$  (que es utilizado en ambos métodos) está relacionado con la presión, el volumen, la temperatura y la concentración a través de la siguiente ecuación:

$$\ln(\phi_i) = Z - 1 - \int \ln(Z) - [(\delta(nZ)/\delta n_i) - 1] dV/V$$

donde:

$\phi_i$  : Coeficiente de fugacidad del compuesto  $i$  en la fase líquida (l) o vapor(v)

- Z : Factor de Compresibilidad  
 V : Volumen de cada fase  
 n : Concentración molar del compuesto i

El cálculo del coeficiente de fugacidad( $\phi_i$ ) se realiza por medio de una ecuación de estado. Se dispone de diversas ecuaciones de estado cúbicas como: la ecuación de Peng-Robinson, la de Schmidt-Wenzel, la de Patel Teja , la de Redlich-Kwong entre otros.

Estas ecuaciones presentan la siguiente expresión general:

$$P = \frac{R*T}{V - b} - \frac{a(T)}{V*(V + d) + k*(V - d)}$$

donde:

- P : Presión del sistema  
 T : Temperatura del sistema  
 V : Volumen del sistema  
 R : Constante Universal de gases  
 a,b, d y k: parámetros

El cálculo del coeficiente de fugacidad (  $\phi_i$  ) de un compuesto en una mezcla, en fase líquida o vapor se muestra en el APENDICE B.6.



**b) Método GAMA-FI**

En este método, la fugacidad de un componente en la fase líquida se expresa mediante el coeficiente de actividad ( $\tau_i$ ) y de la fugacidad de un componente en fase vapor a través del coeficiente de fugacidad ( $\phi_i$ ). De esta forma, la relación de equilibrio queda:

$$x_i * \tau_i * f^\circ = y_i * P * \phi_{iv} \dots\dots\dots(B.4.1)$$

donde:

$x_i, y_i$ : fracciones molares del compuesto  $i$  en las fases líquida (l) y vapor(v)

$P$  : Presión del sistema

$f^\circ$  : Fugacidad en el estado normal

El término  $f^\circ$  se calcula como:

$$f^\circ = f_{i \text{ sat.}} * \exp \left[ \int \frac{V dP}{R * T} \right]$$

donde :

$V$  : Volumen de líquido saturado

$R$  : Constante universal de gases

$T$  : Temperatura del sistema

**B.4.3 Simplificación de la relación de equilibrio**

La ecuación de equilibrio (B.4.1) da una rigurosa relación fundamental de equilibrio líquido-vapor. Es

posible simplificar la ecuación, evaluando  $f^\circ$  como:

$$f^\circ \approx P_{\text{sat}} * \exp\left[-\frac{V_i * (P - P_{\text{sat}})}{R * T}\right]$$

donde :

$P_{\text{sat}}$  : Presión de vapor a la temperatura T

El término exponencial (conocido como " Factor de Poynting ") normalmente es pequeño y solo tiene importancia desde el punto de vista práctico, cuando la diferencia entre P y  $P_{\text{sat}}$  es del orden de cientos de atmósferas. Por tanto el factor exponencial tiende a ser igual a la unidad, quedando finalmente  $f^\circ$  igual a  $P_{\text{sat}}$ . Considerando lo anterior la expresión de equilibrio queda como:

$$y_i * \phi_{iv} * P = x_i * \tau_i * P_{\text{sat}}$$

y la constante de distribución de equilibrio ( $K_i$ ), se expresa como:

$$K_i = \frac{\tau_i * P_{\text{sat}}}{\phi_{iv} * P}$$

#### B.4.4 Estimación del coeficiente de actividad ( $\tau_i$ )

Se utilizará el método de contribución de grupo UNIFAC, para estimar los coeficientes de actividad. El procedimiento de cálculo se muestra en el APENDICE B.5.

#### B.4.5 Selección del método de cálculo de equilibrio L-V

Los equilibrios líquido-vapor, para el diseño se dan en los Separadores S-1 y S-2 y Columnas de Destilación D-1 y D-2.

##### a) Separador S-1

Como el equipo opera a alta presión (10 atm.) el cálculo de equilibrio líquido-vapor se realizará con el **Método de Ecuación de Estado**, por ajustarse mejor a las características del sistema.

Entre las ventajas que presenta el método destaca:

-Funciona bien a presiones moderadas (presión del sistema: 10 atm.)

-Se adecúa para trabajar con sustancias polares y supercríticos (gas hidrógeno).

Con respecto a la ecuación de estado, se eligió trabajar con la ecuación cúbica de Redlich Kwong-Soave y modificada por Mathías (35), cuya expresión matemática es:

$$P = \frac{R*T}{(V-b)} - \frac{a}{V*(V+b)}$$

En el APENDICE B-6 se dan los detalles de cálculo de dicha ecuación de estado.

**b) Separador S-2 y Columnas de Destilación D-1 y D-2**

La fase líquida sigue un comportamiento no ideal (mezcla de sustancias polares), mientras la fase vapor se puede considerar un gas ideal por encontrarse a baja presión (alrededor de 1 atm.). Por tanto, se elige el **Método GAMA-FI** para los cálculos respectivos de equilibrio líquido-vapor. En estos casos se considera que el coeficiente de fugacidad de la fase vapor es igual a 1 (gas ideal).

## B.5 COEFICIENTE DE ACTIVIDAD (25,26)

El método UNIFAC efectúa estimaciones razonables de coeficientes de actividad cuando se trabaja específicamente con mezclas líquidas no ideales, tal es el caso del presente estudio.

El método UNIFAC se basa en el concepto de que una mezcla líquida se puede considerar como una solución de unidades estructurales a partir de las cuales se han formado las moléculas. Estas unidades estructurales se denominan subgrupos, en la TABLA B.5.1 se muestran los subgrupos de las sustancias en estudio. Un número de identificación, en este caso representado por  $k$ , se asocia a cada subgrupo. El volumen relativo  $R_k$  y el área superficial relativa  $Q_k$  son propiedades de los subgrupos, algunos valores se presentan en la TABLA B.5.2.

A continuación se presentan las ecuaciones que involucra el método de UNIFAC:

$$\ln \tau_1 = \ln \tau_1^c + \ln \tau_1^R \quad \dots\dots\dots(B.5.1)$$

donde:

$$\ln \tau_1^c = \ln(\theta_1/x_1) + 5q_1 \ln(\theta_1/\theta_1) + l_1 - \theta_1/x_1 \sum x_j l_j \quad \dots\dots\dots(B.5.2)$$

j

$$\ln \tau_1^R = \sum U_k^{(1)} * ( \ln \Gamma_k - \ln \Gamma_k^{(1)} ) \dots\dots\dots (B.5.3)$$

Para la ecuación B.5.2 se tienen las siguientes definiciones:

$$r_i = \sum U_k^{(1)} * R_k \dots\dots\dots (B.5.4)$$

$$q_i = \sum U_k^{(1)} * Q_k \dots\dots\dots (B.5.5)$$

$$l_i = 5*(r_i - q_i) - (r_i - 1) \dots\dots\dots (B.5.6)$$

$$\phi_i = r_i * x_i / \sum r_i * x_i \dots\dots\dots (B.5.7)$$

$$\theta_i = q_i * x_i / \sum q_i * x_i \dots\dots\dots (B.5.8)$$

Para la Ecuación B.5.3. se tienen las siguientes definiciones:

$$\Psi_{mn} = \exp(-am_k/T) \dots\dots\dots (B.5.9)$$

$$\ln \Gamma_k^{(1)} = Q_k \{ 1 - \ln(\sum \theta_m^{(1)} * \Psi_{mk} - \sum [\theta_m^{(1)} * \Psi_{km} / (\sum \theta_n^{(1)} * \Psi_{nm})]) \} \dots\dots\dots (B.5.10)$$

$$\ln \Gamma_k = Q_k \{ 1 - \ln(\sum \theta_m * \Psi_{mk}) - \sum [\theta_m * \Psi_{km} / (\sum \theta_n * \Psi_{nm})] \} \dots\dots\dots (B.5.11)$$

$$X_m^{(1)} = U_m^{(1)} / \sum U_m^{(1)} \dots\dots\dots (B.5.12)$$

$$\theta_m^{(1)} = X_m^{(1)} * Q_m / \sum X_n^{(1)} * Q_n \dots\dots\dots (B.5.13)$$

$$X_m = \sum (U_m^{(1)} * x_i) / \sum [\sum U_m^{(j)} * x_j] \dots\dots\dots (B.5.14)$$

$$\theta_m = X_m * Q_m / \sum X_n * Q_n \dots\dots\dots (B.5.15)$$

Nomenclatura de variables:

$\tau_i$  : Coeficiente de actividad del compuesto i

$R_k, Q_k$ : Parámetros de los subgrupos tipo k

$am_n$  : Parámetro de integración de grupo

$U_k^{(1)}$  : Identifica el número de subgrupos de tipo  $k$ , correspondiente al compuesto  $i$

$x_i$  : fracción molar de compuesto  $i$  en la mezcla

$T$  : Temperatura de la mezcla

$i$  : Identifica al compuesto en la mezcla

$j$  : Contador de los compuestos en la mezcla

$k$  : Identifica a los subgrupos

### **Resolución de las ecuaciones :**

Datos :

**-Temperatura del sistema:** Disponible en cada equipo de trabajo

**-Composición de la mezcla líquida:** Disponible en la TABLA 6.5

(Resultado del balance de materia).

**-Valores de  $R_k$ ,  $Q_k$  y  $a_{mk}$**  disponibles en las TABLAS B.5.2 y B.5.3

TABLA B.5.1 (26)

IDENTIFICACION DE GRUPOS

COMPUESTO	ESTRUCTURA MOLECULAR	SUB- GRUPOS	NUMERO PRINCI- PAL	NUMERO SECUN- DARIO
Acetona	CH <sub>3</sub> -CO-CH <sub>3</sub>	CH <sub>3</sub> CH <sub>3</sub> CO	1 9	1 19
Agua	H-O-H	H <sub>2</sub> O	7	17
IPA	CH <sub>3</sub> CHOH   CH <sub>3</sub>	CH <sub>3</sub> CH OH	1 1 5	1 3 15
MIBK	CH <sub>3</sub> COCH <sub>2</sub> CHCH <sub>3</sub>   CH <sub>3</sub>	CH <sub>3</sub> CH <sub>2</sub> CH CH <sub>3</sub> CO	1 1 1 9	1 2 3 19
DIBK	CH <sub>3</sub> -CHCH <sub>2</sub> COCHCH-CH <sub>3</sub>                       CH <sub>3</sub> CH <sub>3</sub>	CH <sub>3</sub> CH <sub>2</sub> CH CH <sub>2</sub> CO	1 1 1 9	1 2 3 20





## B.6 COEFICIENTE DE FUGACIDAD ( $\phi_i$ )

El coeficiente de fugacidad ( $\phi_i$ ) de un compuesto "i" en una mezcla que se encuentra en equilibrio en las fases líquido y vapor, se calcula a partir de la siguiente expresión (25):

$$\ln(\phi_i) = Z-1 - \ln Z - \int_{\infty}^V [(\delta(nZ)/\delta n_i)_{T,v,n} - 1] dV/V \dots (B.6.1)$$

donde:

$\phi_i$ : Coeficiente de fugacidad del cpte "i" en la fase líquida o vapor

Z : Factor de compresibilidad

V : Volumen de cada fase líquida o vapor

n : Concentración de cada compuesto "i" (moles)

T : Temperatura del sistema

Como el coeficiente de fugacidad ( $\phi_i$ ), esta relacionado con el volumen, temperatura, presión y la concentración de la mezcla; se va a considerar el uso de una ecuación de estado para estimar su valor.

En este caso se eligió la ecuación de estado cúbica de **Redlich Kwong Soave- Modificada por Mathías (35)**.

Dicha ecuación presenta la siguiente relación:

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{V(V+b)} \dots (B.6.2)$$

además:

$$a_i = 0.42747 * (R^2 T_{ci}^2 / P_{ci}) * a_i$$

$$b_i = 0.08664 * R T_{ci} / P_{ci}$$

$$a_i^{0.5} = 1 + m_i(1 - Tr_i^{0.5}) - p_i(1 - Tr_i)(0.7 - Tr_i) ; \text{ si } Tr_i < 1$$

$$a_i^{0.5} = \exp ( c_i (1 - Tr_i) ) ; \text{ si } Tr_i > 1$$

$$m_i = 0.48508 + 1.55191 * w_i - 0.15613 w_i$$

$$c_i = 1 + m_i / 2 + 0.3 * p_i$$

$$d_i = (d_i - 1) / d_i$$

Aplicando las reglas de mezclas más usuales para sistemas multicomponentes se tiene:

$$a = \sum_i \sum_j a_{ij} x_i x_j ; \text{ donde : } a_{ij} = (a_i * a_j)^{0.5}$$

$$b = \sum_i \sum_j b_{ij} x_i x_j ; \text{ donde : } b_{ij} = (b_i + b_j) / 2$$

Nomenclatura de las variables:

P : Presión del sistema

V : Volumen del sistema

T : Temperatura del sistema

R : Constante Universal de gases

w : Factor acéntrico del compuesto i

p : Parámetro de polaridad

$x_i, x_j$  : Composición del compuesto i o j en la mezcla

Tr: Temperatura reducida (T/Tc)

a, b : Parámetros de la ecuación

i, j : Identifican a los compuestos

Reemplazando la ecuación (B.6.2) en (B.6.1):

$$\begin{aligned} \ln(\phi_i) = & -\ln(Z-B) + (Z-1) * [2 * \sum x_j b_{ij}/b - 1] - A/B * [1 + \\ & 2 * \sum x_j a_{ij}/a - 2 * \sum x_j b_{ij}/b] * \ln(1+B/Z) \dots \\ & \dots \dots \dots (B.6.3) \end{aligned}$$

donde:

$$\sum_j x_j b_{ij} = \sum_j x_j (b_i + b_j) / 2$$

$$\sum_j x_j a_{ij} = \sum_j x_j (a_i * a_j)^{0.5}$$

Para resolver la ecuación B.6.3 se requiere los siguientes datos:

- \* Presión y temperatura del sistema (P y T)
- \* Temp. y presión crítica de compuesto "i" (Pc, Tc)
- \* Composición de la mezcla (líquida o vapor)
- \* Factor acéntrico, parámetro de polaridad y constante universal de gases
- \* Factor de compresibilidad de la mezcla (líquida o vapor)

Todos los datos están disponibles, excepto el factor de compresibilidad cuyo procedimiento de cálculo se muestra en el siguiente punto.

**B.6.1 CALCULO DEL FACTOR DE COMPRESIBILIDAD (Z) (25)**

Se parte de la siguiente ecuación:

$$Z = P V / R T$$

Por tanto :  $V = Z R T/P$  .....(B.6.4)

Reemplazando (B.6.4) en (B.6.2), se tiene:

$$Z^3 - Z^2 + Z (A - B - B^2) - AB = 0$$
 .....(B.6.5)

donde:

$$A = P a/(RT)$$

$$B = P b/(RT)$$

La ecuación (B.6.5), se resuelve mediante el método de Newton, procedimiento sistemático de prueba y error. A continuación se describe el método.

**Método de Newton (46).**- Utiliza el concepto de la primera derivada, se supone que se desea hallar el valor de " x " tal que  $f(x)=0$ .

El método emplea los primeros términos de la expansión de Taylor, tal como sigue:

$$f(x) = f(x_i) + f'(x_i) (x-x_i)$$

Reacomodando la ecuación e igualando  $x = x_{i+1}$  y  $f(x) = 0$ , se tiene:

$$x_{i+1} = x_i - \frac{f(x_i)}{f'(x_i)}$$

**Aproximaciones iniciales de " Z "**

En nuestro caso la función " f " es la siguiente:

$$f(Z) = Z^3 - Z^2 + Z (A - B - B^2) - AB$$

La función derivada f' es:

$$f'(Z) = 3 Z^2 - 2 Z + A - B - B^2$$

De la relación siguiente, se determina " Zi " :

$$Z_{i+1} = Z_i - \frac{f(Z_i)}{f'(Z_i)}$$

Los valores iniciales serán:

a) Factor de compresibilidad en la fase líquida  
(Z<sub>il</sub>)

Sea :

$$M = A/B - 1 - B$$

$$M' = 1 - B/A - B^2/A - 1/M$$

Valor de aproximación inicial:

$$Z_{il} = \frac{B}{[M' + B/(M * M')]}$$

b) Factor de compresibilidad en la fase vapor ( $Z_{iv}$ )

Sea:

$$M = 1 - A + B + B^2$$

Valor de aproximación inicial:

$$Z_{iv} = M + A*B/M$$

### B.7 Punto de Burbuja y Punto de Rocío (25, 49) .

Las ecuaciones que intervienen en un proceso de equilibrio líquido-vapor son:

$$\text{Balance de masa total} \quad : \quad F = L + V$$

$$\text{Balance de masa por Cpte.} : \quad z_i F = x_i L + y_i V$$

$$\text{Fracciones molares} \quad : \quad \sum x_i = 1 \quad \sum y_i = 1$$

$$\text{Equilibrio de fases} \quad : \quad y_i = K_i x_i$$

$$\text{Dependencia de } K_i \quad : \quad K_i = K_i(P, T, t_i, x_i, y_i)$$

Combinando las ecuaciones anteriores, se tiene:

$$f(\alpha) = \sum_{i=1}^c \frac{z_i (1-K_i)}{1 + \alpha (K_i - 1)} \dots \dots \dots (B.7.1)$$

donde:

F : Flujo molar de alimentación

V : Flujo molar gaseoso

L : Flujo molar líquido

$z_i, x_i, y_i$ : composiciones de alimentación, fase líquida y vapor del compuesto  $i$

$P, T$ : Presión y temperatura

$K_i$  : Constante de distribución del compuesto  $i$

$i$  : Identifica al compuesto

$\alpha$  : Fracción de alimentación líquida vaporizada

$t_i$  : Coeficiente de actividad del compuesto  $i$

$P_{\text{sat.}}$ : Presión de vapor de saturación del cpto.  $i$

$c$  : Número de compuestos

El parámetro  $\alpha$  cuyo valor esta comprendido entre 0 y 1, es un indicador preciso que permite establecer los criterios de los puntos de burbuja y rocío.

### B.7.1 Punto de Burbuja

Cuando la fracción vaporizada ( $\alpha$ ) se hace igual a cero, se tiene:

Si  $\alpha = 0$  y  $f(\alpha) > 0$  ; La mezcla multicomponente está por debajo de su punto de burbuja (líquido subenfriado).

Si  $\alpha = 0$  y  $f(\alpha) = 0$  ; La mezcla multicomponente está en su punto de burbuja

La ecuación (B.7.1) se transforma en:

$$f(\alpha) = f(0) = \sum_{i=1}^c z_i K_i - 1$$



Por tanto, el criterio del punto de burbuja es:

c

$$\sum_{i=1}^c z_i K_i = 1$$

i=1

con  $x_i = z_i$  e  $y_i = K_i x_i$

Mediante el programa de cálculo PTO\_BURB, se determina el punto de burbuja de una mezcla de multicomponentes.

### B.7.1.1 Desarrollo del programa PTO\_BURB

#### 1. Datos de entrada:

P,  $z_i$

A, B, C : Ctes de la ec. de Antoine

R, Q,  $U_k$ ,  $am_n$  : Ctes. del método UNIFAC

#### 2. Ecuaciones de cálculo

2.1

$$T_{isat} = \frac{B_i}{A_i - \ln P} - C_i$$

2.2

$$\ln P_{isat} = A - \frac{B_i}{(T + C_i)}$$

c

2.3  $T = \sum_{i=1}^c T_{isat} z_i$

i=1

2.4 Coeficiente de actividad ( $\tau_i$ ): Ecuación B.5.1  
del APENDICE B.5

2.5  $K_i = \tau_i * P_{i\text{sat}}/P$  ..... Método GAMA-FI

2.6  $y_i = z_i K_i$

2.7 Función auxiliar de aproximación

$$S_k = \ln \left( \sum_{i=1}^c z_i K_i \right)$$

### 3. Procedimiento de cálculo del programa

3.1 Se evalúa una temperatura de burbuja (T) inicial con la ecuación (2.3), donde  $T_{i\text{sat}}$  de cada compuesto correspondiente a la presión "P", se halla de la ecuación (2.1).

3.2 Con el valor inicial de T, se calculan los coeficientes de actividad ( $\tau_i$ ) (método UNIFAC) y los valores de  $P_{i\text{sat}}$  (ecuación 2.2).

3.3 Se determinan las constantes de distribución ( $K_i$ ), de la ecuación (2.5). Asimismo se determina la función de aproximación ( $S_k$ ), ecuación (2.7).

3.4 Se da inicio a la iteración del valor de T, el control esta dado por la función de aproximación ( $S_k$ ). Se procede a corregir la temperatura T estimada, dependiendo del valor de  $S_k$ .

Si:  $S_k > 0$ , entonces  $T = T + 5/Q$

Si  $S_k < 0$ , entonces  $T = T - 5/Q$

donde Q, parámetro auxiliar contador

3.5 Con el nuevo valor de T, se vuelve a calcular los coeficientes de actividad ( $\tau_i$ ), presión de vapor ( $P_{i,sat}$ ) y los coeficientes de distribución ( $K_i$ ).

3.6 Se determina un nuevo valor de  $S_k$

3.7 Se hace la siguiente consulta :

Si  $(S_{k,nuevo} * S_{k,init}) < 0.0$  incrementar en una unidad el valor de Q.

3.8 El cálculo de la temperatura (T), finaliza cuando se cumple que:  $S_k \leq 1E-4$  Caso contrario se repetirán los cálculos a partir del paso 3.4

El algoritmo del procedimiento de cálculo y el programa se muestra en el APENDICE C.1.

#### B.7.2 Punto de Rocío

Cuando la fracción vaporizada ( $\alpha$ ) se hace igual a 1, se tiene:

Si  $\alpha = 1$   $f(1) < 0$ , la mezcla multicomponente está por encima de su punto de rocío. (vapor sobrecalentado)

Si  $\alpha = 1$   $f(1) = 1$ , la mezcla está en su punto de rocío

La ecuación (B.7.1) se transforma en:

$$f(1) = \sum_{i=1}^c \frac{z_i}{K_i} - 1$$

Por tanto, el criterio del punto de rocío es :

$$\sum_{i=1}^c \frac{z_i}{K_i} = 1, \text{ con } y_i = z_i \text{ y } x_i = y_i / K_i$$

El programa PTO-ROCIO, determina el punto de rocío de una mezcla multicomponente.

## 1. Datos de entrada del programa

P,  $z_i$

$A_i$ ,  $B_i$ ,  $C_i$  : Ctes de la ec. de Antoine

R, Q,  $U_k$ ,  $\alpha_{mn}$  : Ctes. del método UNIFAC

## 2. Ecuaciones de cálculo

2.1

$B_i$

$$T_{\text{isat}} = \frac{B_i}{A_i - \ln P} - C_i$$

$A_i - \ln P$

- 2.2 
$$\ln P_{\text{isat}} = A_i - \frac{B_i}{(T + C_i)}$$
- 2.3 
$$T = \sum_{i=1}^c T_{\text{isat}} x_i$$
- 2.4 Coeficiente de actividad( $\tau_i$ ): Ecuación B.5.1 del APENDICE B.5.
- 2.5 
$$K_{di}(\text{ideal}) = P_{\text{isat}}/P$$
- 2.6 
$$K_{Ri} = \tau_i * P_{\text{isat}}/P \quad \dots\dots\text{METODO GAMA-FI}$$
- 2.7 
$$x_i = z_i/K_i$$
- 2.8 Función auxiliar de aproximación
- $$S_k = \sum_{i=1}^c z_i / K_i$$
- 2.9 Función auxiliar de aproximación
- $$\text{SUM} = \ln \left( \sum_{i=1}^c z_i / K_i \right)$$

2.10 Normalización de  $x_i$ :

$$x_i = \frac{x_i}{\sum_{i=1}^c x_i}$$

### 3. Procedimiento de cálculo del programa

3.1 Evaluar una temperatura de rocío ( $T$ ) inicial con la ecuación 2.3, donde  $T_{isat}$  de cada compuesto correspondiente a la presión " $P$ ", se halla de la ecuación 2.1.

3.2 Con el valor inicial de  $T$  se evalúan  $P_{isat}$  (ecuación 2.2), las constantes de distribución  $K_{di}$  (ecuación 2.5) y las composiciones  $x_i$  (ecuación 2.7).

3.3 Calcular la función de aproximación  $S_k$  inicial (ecuación 2.8).

3.4 Aquí se inicia un lazo cerrado de iteración, se determinan los valores de coeficiente de actividad  $\tau_i$  (ecuación 2.4) y las constantes de distribución real  $K_{Ri}$  (ecuación 2.6).

3.5 Se vuelve a calcular  $S_k$  (ecuación 2.8) y se chequea:

Si  $[S_k \text{ nuevo} - S_k \text{ anterior}] > 1E-4$ , se normaliza  $x_i$  (ecuación 3) y se repite el paso 3.3. Caso contrario termina la iteración y se prosigue con los cálculos.

3.6 Determinar otra función de aproximación SUM, ecuación (2.9)

3.7 Nuevamente aquí se inicia un lazo de iteración, se empieza corrigiendo la temperatura T, verificando:

Si  $SUM > 0 \rightarrow T = T + 5/Q$  ; caso contrario  $T = T - 5/Q$   
 $Q$  : es un parametro auxiliar

3.8 Se establece un lazo interno de iteración, para corregir  $x_i$ . Se reevalúa los valores de  $\tau_i$  y  $KR_i$ , con el valor corregido de T.

3.9 Evaluar nuevamente la función convergente  $S_k$  (ecuación 2.8)

4. Verificar la aproximación chequeando:

Si  $[ S_k \text{ nuevo} - S_k \text{ inicial} ] > 1E-4$  normalizar  $x_i$  (ecuación 3) y repetir el paso 3.6. En caso contrario continuar con el cálculo.

4.1. Se determina la función de aproximación SUM, ecuación 2.9.

4.2. Se incrementa el valor de  $Q$  en una unidad, si:  
 $[ SUM \text{ nuevo} - SUM \text{ inicial} ] < 0$

4.3. Finalmente se repite los cálculos a partir del paso 3.7, si la aproximación  $!SUM \geq 1E-3$ . Caso contrario termina los cálculos y se procede a imprimir resultados.

## B.8 DENSIDAD DE LIQUIDOS Y GASES (26)

### CÁLCULO DE LA DENSIDAD DE LIQUIDOS SATURADOS, UTILIZANDO CORRELACIONES:

1. Método de HANKINSON-BROBST-THOMSON.- El presente método permite calcular la densidad saturada de líquidos:

$$d = M/V_s$$

donde:

$d$  = Densidad del líquido,  $\text{gr}/\text{cm}^3$

$M$  = Peso molecular,  $\text{gr}/\text{mol}$  (ver TABLA A.1)

$V_s$  = Volumen molar de líquido saturado a la presión y temperatura de saturación,  $\text{cm}^3/\text{mol}$

$$V_s/V^* = V_{R0}[1 - W_{SRK}V_{R1}]$$

donde:

$$V_{R0} = 1 + a(1 - Tr)^{1/3} + b(1 - Tr)^{2/3} + c(1 - Tr) + d(1 - Tr)^{4/3}$$

$$0.25 < Tr < 0.95$$

$$V_{R1} = [e + fTr + gTr^2 + hTr^3] / (Tr - 1.00001);$$

$$0.25 < Tr < 0.95$$

donde:

$$Tr = T_s/T_c$$

$Tr$  = Temperatura reducida

$T_s$  = Temperatura de saturación,  $^{\circ}\text{K}$

$T_c$  = Temperatura Crítica,  $^{\circ}\text{K}$



**Datos adicionales:**

$$a = -1.52816 \quad c = -0.81446 \quad e = -0.296123$$

$$g = -0.0427258$$

$$b = 1.43907 \quad d = 0.190454 \quad f = 0.386914$$

$$h = -0.0480645$$

**VALORES EXPERIMENTALES DE  $W_{SRK}$  y  $V^*$** 

COMPUESTO	$W_{SRK}$	$V^*(\text{lt/mol})$
ACETONA	0.3149	0.2080
IPA	0.6637	0.2313
MIBK	0.3743	0.3758
DIBK	0.3800	0.5340
AGUA	0.3852	0.0436

**Predicción de la Temperatura de Saturación ( $T_s$ ) como una función de la Presión de Vapor (39) :**

$$T = T_b * [ 1 + A(\ln P) + B(\ln P)^2 + C(\ln P)^3 + D(\ln P)^4 ]$$

**CALCULO DE LA DENSIDAD DE VAPORES SATURADOS, UTILIZANDO CORRELACIONES:**

1. **Método de TSONOPOULOS.**- El presente método permite calcular la densidad saturada de vapores, para moléculas polares; cetonas y alcoholes:

$$d = M/V$$

donde:

$d$  = Densidad del vapor a la Temperatura de saturación, gr/cc

$M$  = Peso molecular del compuesto, gr/mol-gr

$V$  = Densidad Molar, cc/mol-gr

$Z = 1 + B/V$  (Ecuación virial de Estado)

$V = B/(Z-1)$

donde:

$Z$  = Factor de compresibilidad

$B$  = Segundo coeficiente virial de Ecuación de Estado

$BP_c/RT_c = B_0 + wB_1 + B_2$  ;  $B = RT_c(B_0 + wB_1 + B_2)/P_c$

donde:

$P_c$  = Presión Crítica, bars

$T_c$  = Temperatura Crítica, °K

$R = 83.14 \text{ bar} \cdot \text{cc}/(\text{mol} \cdot \text{gr} \cdot \text{°K})$  Constante Universal de Gases

$w$  = Factor Acéntrico

$B_0 = 0.083 - 0.422/Tr^{1.6}$

$B_1 = 0.139 - 0.172/Tr^{4.2}$

$B_2 = a/Tr^6 - b/Tr^6$

$Tr = T/T_c$

$Tr$  = Temperatura reducida

$T$  = Temperatura de saturación

donde  $a$  y  $b$  para cetonas y alcoholes son:

CETONAS:

$$a = -2.112 \cdot 10^{-4} \text{ur}^2 - 3.877 \cdot 10^{-21} ; \quad b = 0$$

$$\text{donde } \text{ur}^2 = 105u^2P_c/T_c^2$$

u = Momento dipolar, debyes

P<sub>c</sub> = Presión crítica, bars

T<sub>c</sub> = Temperatura crítica, bars

ALCOHOLES:

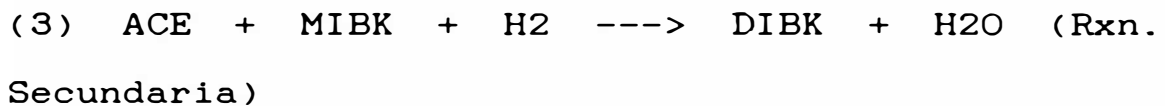
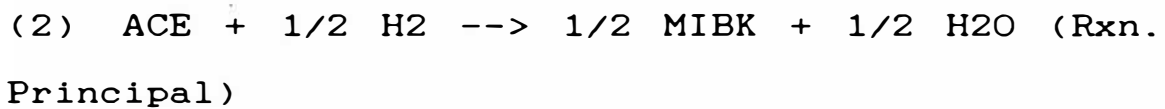
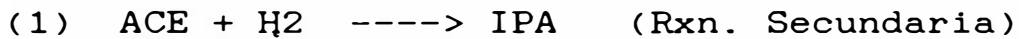
$$a = 0.0878 ; \quad b = 0.04 - 0.61$$

**NOTA:** Los valores de T<sub>c</sub>, P<sub>c</sub> y w son obtenidos del  
APENDICE A - TABLA A.1.

**B.9 REACTOR**

Los datos de presión, temperatura, razón de alimentación de reactantes (acetona/hidrógeno), conversión y selectividad, se indican en el Capítulo 6.5.

En primer lugar veremos las reacciones químicas que ocurren:

**Definiciones adicionales:****Conversión (x) :**

$$x = \frac{\text{moles totales de acetona que reacciona}}{\text{moles de acetona alimentados}}$$

**Selectividad de MIBK (r) :**

$$r = \frac{\text{moles de MIBK formado}}{\text{moles de acetona que reacciona}}$$

**Datos :**

Conversión (x) : 40% molar de acetona

Selectividad (r) : 94% (acetona)

Relación molar de alimentación : 5.05  
(hidrógeno/acetona)

**Corrientes que ingresan al reactor.**- Se asume un flujo de ingreso de acetona

Flujo de alimentación de acetona :  $Z$  Kmol/hr.

De la relación molar:

Flujo de alimentación de hidrógeno :  $5.05 * Z$  Kmol/hr.

**Corriente que sale del reactor.**- Sea  $Z_1$ ,  $Z_2$  y  $Z_3$  los flujos molares de acetona que reaccionan, correspondientes a las reacciones químicas (1), (2) y (3).

Después de establecer el balance estequiométrico se obtiene:

**Reactantes en exceso:**

Acetona:  $Z - Z * x$  Kmol/hr.

Hidrógeno:  $5.05 * Z - (Z_1 + Z_2/2 + Z_3)$  Kmol/hr.

**Productos formados :**

De la reacción química No.1

Alcohol Isopropílico:  $Z_1$  Kmol/hr.

De las reacciones químicas No. 1 y 2

Agua :  $Z_2/2 + Z_3$  Kmol/hr

De las reacciones químicas No. 2 y 3

Metilisobutilcetona:  $Z_2/2 - Z_3$  Kmol/hr.

De la reacción química No.3

Diisobutilcetona:  $Z_3$  Kmol/hr.

### B.9.1 Determinación de las cantidades $Z_1$ , $Z_2$ y $Z_3$ :

Cantidad total de acetona que reacciona:

$$Z * x = Z_1 + Z_2 + Z_3 \dots\dots\dots(1)$$

Por dato de selectividad (r):

$$\text{MIBK formado} : Z * r * x / 2 = Z_2 / 2 - Z_3 \dots\dots\dots(2)$$

Variables conocidas:  $Z$ ,  $x$ ,  $r$

Variables incógnitas:  $Z_1$ ,  $Z_2$ ,  $Z_3$ ,

**Resultados :** Se tiene un sistema de ecuaciones inconsistente de 3 variables y 2 ecuaciones.

Si tenemos presente que las reacciones químicas No. 1 y 3 son secundarias, inicialmente se puede despreciar cualquiera de ellas para simplificar los cálculos:

Tomando como base:

$$Z = 2.5 \text{ Kmol/hr}$$

Además de los datos adicionales:

Conversión (x) : 40% en mol de acetona

Selectividad (r): 94%

Se resuelve las ecuaciones No. 1 y 2 considerando los siguientes casos:

**Caso No. 1 :** Si la reacción química No.3 se desprecia, tendremos:

$$Z_3 = 0.0 \text{ Kmol/hr}$$

$$Z_1 = 0.06 \text{ Kmol/hr}$$

$$Z_2 = 0.94 \text{ Kmol/hr}$$

**Caso No. 2 :** Si la reacción química No. 1 se desprecia, tendremos:

$$Z_1 = 0.00 \text{ Kmol/hr}$$

$$Z_2 = 0.98 \text{ Kmol/hr}$$

$$Z_3 = 0.02 \text{ Kmol/hr}$$

De los resultados observamos que las cantidades de acetona que reaccionan en las reacciones secundarias Nros. 1 y 3 son casi despreciables.

De lo anterior podemos asumir una relación constante entre la acetona que se alimenta al reactor (Z) y la cantidad de acetona que reacciona en la reacción química No. 3.

$$\text{Relación : } Z_3/Z = 0.02 \text{ moles}/2.5 \text{ moles} = 0.008$$

Por tanto se tiene otra ecuación adicional:

$$Z_3/Z = 0.008 \quad \dots\dots\dots(3)$$

**Resumiendo:**

**Datos :**

- Flujo molar de acetona (Z)
- Razón molar de alimentación acetona/hidrógeno
- Conversión (x)
- Selectividad (r)

-Razón molar de DIBK (formado)/acetona alimentado

**Sistema de ecuaciones a resolver :**

$$Z * x = Z1 + Z2 + Z3 \dots\dots\dots (1)$$

$$\text{MIBK formado: } Z * r * x / 2 = Z2 / 2 - Z3 \dots (2)$$

$$\text{Relación de moles de DIBK (formado)/acetona alimentado : } Z3 / Z = 0.008 \dots\dots\dots (3)$$

Se tiene 3 ecuaciones y 3 incógnitas ( Z1, Z2 y Z3), con la datos de entrada se evalúa las cantidades de los productos de reacción.

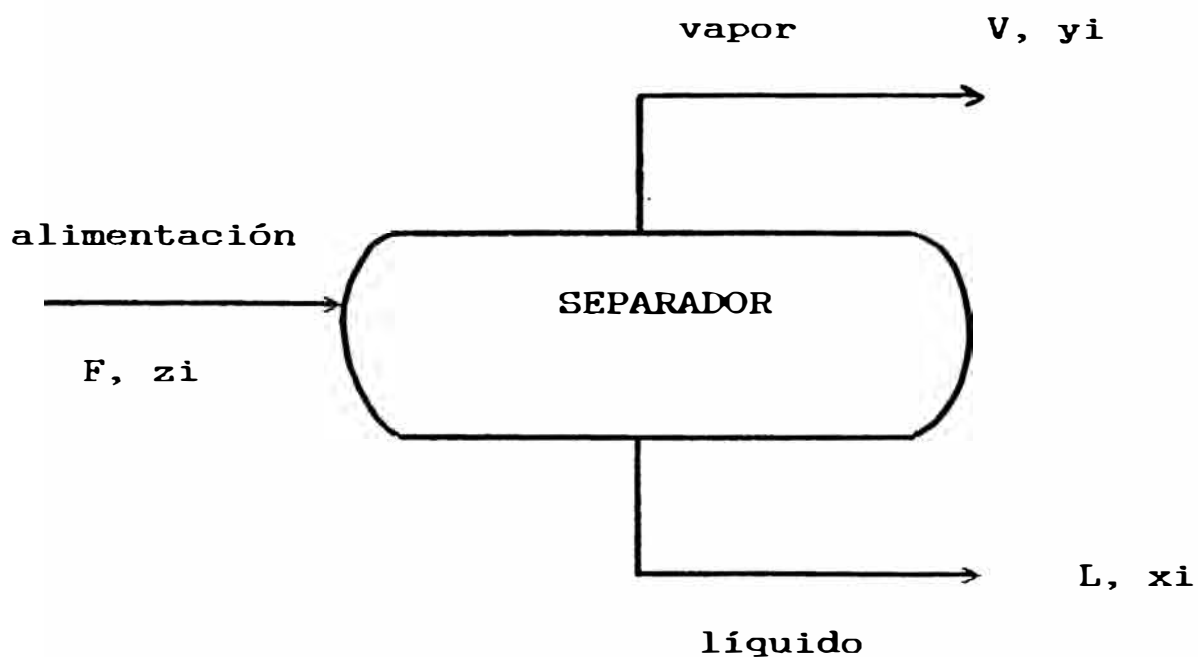
**Ejemplo :** Si asumimos Z = 2.5 Kmol/h resolviendo las ecuaciones 1, 2 y 3, se tendrá a la salida del reactor lo siguiente:

COMPUESTO	FLUJO	COMPOSICION
	(Kmol/hr)	MOLAR
Acetona	1.5000	0.1028
Agua	0.4875	0.0334
Alcohol Isopropílico	0.0425	0.0030
MIBK	0.4525	0.0310
DIBK	0.0175	0.0012
Hidrógeno	12.0870	0.8286

#### B.10 Separador líquido-vapor.

Se tiene las siguientes ecuaciones de equilibrio:





Variables :

$F, L, V, z_i, x_i, y_i, P_f, P_l, P_v, T_f, T_l, T_v$

N° de variables (N<sub>v</sub>) :  $3C + 9$

(C : Número de componentes)

### Nomenclatura

F : Flujo de alimentación

L : Flujo del líquido

V : flujo del vapor

P : Presión

T : Temperatura

x : Fracción molar del líquido

y : Fracción molar del vapor

z : Fracción molar de la alimentación

**Subíndices**

- f : Identifica a la alimentación  
 v : Identifica al vapor  
 l : Identifica al líquido  
 i : Identifica al compuesto

**Ecuaciones:****N° EC.**Balance materia global :  $F = V + L$ 

1

b) Balance materia cpte. :

$$F z_i = L x_i + V y_i$$

C-1

Fracciones molares:

c)  $\sum z_i = 1$ 

1

d)  $\sum x_i = 1$ 

1

e)  $\sum y_i = 1$ 

1

f) Equilibrio entre fases :  $K_i = y_i/x_i$ 

C

g) Bal. entalpía :

$$F \sum x_i(H_{fi}) = L \sum x_i(H_{li}) + V \sum y_i(H_{vi})$$

1

h) Balance mecánico :  $P_l = P_v$ 

1

i) Balance térmico :  $T_l = T_v$ 

1

-----  
Nec.=2C +6

Además :

$$K_i = K_i ( T_v, P_v, T_l, P_l, y, x )$$

Entonces los grados de libertad ( $N_d$ ), son:

$$N_d = N_v - N_{ec}$$

reemplazando valores:

$$N_d = C + 3$$

Se fijan las siguientes variables:  $F$ ,  $P_f$ ,  $P_v$ ,  $T_v$  y  $(C-1)$  valores de  $z_i$ . Por tanto se tiene  $C+3$  variables conocidas.

Las variables desconocidas son:

$L$ ,  $V$ ,  $P_l$ ,  $T_l$ ,  $T_f$ ,  $x_i$ ,  $y_i$

$z_i$  (1 valor)

( $2C + 6$  variables)

El sistema de ecuaciones es consistente y posible de resolver.

#### **Asunción establecida:**

\*Flash isotérmico, la condición es:  $T_f = T_v = T_l$ , por tanto se anula la ecuación (g).

#### **Resolución del sistema de ecuaciones**

Dividiendo la ec.(b) entre (F):

$$z_i = V/F y_i + (1 - V/F)x_i$$

haciendo :  $\alpha = V/F$  , entonces

$$z_i = \alpha y_i + (1-\alpha) x_i \quad \dots\dots\dots(B.10.1)$$

reemplazando la ec.(f) en ec.( B.10.1):

$$x_i = \frac{z_i}{\alpha (K_i - 1) + 1} \dots \dots \dots (B.10.2)$$

Las variables incógnitas son :  $\alpha$  ,  $K_i$

Como debe cumplirse :

$$\sum x_i = 1 \quad y \quad \sum y_i = 1$$

Entonces:

$$\sum y_i = \frac{\sum k_i z_i}{(1 + \alpha (K_i - 1))}$$

Para hallar el valor de "  $\alpha$  " , definimos la siguiente función:

$$F(\alpha) = \sum x_i - \sum y_i = 0$$

reemplazando valores:

$$F(\alpha) = \frac{\sum z_i (1 - K_i)}{(1 + \alpha (K_i - 1))} \dots \dots (B.10.3)$$

A partir de la ecuación B.10.3 se puede estimar "  $\alpha$  " conociendo previamente el valor de "  $K_i$  ". Finalmente conociendo los valores de  $\alpha$  y  $K_i$  se podrá calcular  $x_i$ ,  $y_i$

Para determinar el valor de  $K_i$ , se aplicará las relaciones termodinámicas de equilibrio líquido-vapor. Dependiendo de las condiciones de operación del equipo se tiene los siguientes casos:

a) **Caso Separador S-1** (presión de operación : 10 atm.)

**Relación de equilibrio líquido/vapor : Método de Ecuación de Estado**

$$y_i \phi_{iv} = x_i \phi_{il}$$

donde:

$$K_i = \phi_{il}/\phi_{iv} \dots\dots\dots (B.10.4)$$

El valor del coeficiente de fugacidad ( $\phi_i$ ) del compuesto  $i$ , en la fase líquida o vapor, se determina según el procedimiento del APENDICE B.6.

b) **Caso Separador S-2** (presión de operación : 1.2 atm.)

**Relación de equilibrio Líquido-Vapor: Método GAMA - FI**

$$y_i P = x_i \tau_i P_{isat}$$

donde:

$$K_i = \frac{\tau_i P_{isat}}{P} \dots\dots\dots (B.10.5)$$

El conjunto de ecuaciones (B.10.2, B.10.3, B.10.4 y B.10.5), se resuelve por prueba y error, dado que hay una dependencia entre las variables.

La resolución de las ecuaciones se realiza mediante programas de cálculo.

Para el Separador S-1 : Programa SEP-LV1 (APENDICE C.2)

Para el Separador S-2 : Programa SEP-LV2 (APENDICE C.3)

### **B.10.1 Desarrollo de cálculo de los programas**

#### **B.10.1.1 Programa SEP-LV1**

##### **Datos de entrada:**

P, T, T<sub>ci</sub>, P<sub>ci</sub>, w<sub>i</sub>, z<sub>i</sub>, c, R, p<sub>i</sub>, A<sub>i</sub>, B<sub>i</sub>, C<sub>i</sub>

##### **Nomenclatura**

P : Presión del sistema

T : Temperatura del sistema

T<sub>c</sub> : Temperatura crítica

P<sub>c</sub> : Presión crítica

w : Factor acéntrico

z : Fracción mol de la alimentación

R : Constante universal de gases

p : Parámetro polar

A, B y C : Constantes de la ecuación de Antoine

c : Número de compuestos

i : Identifica al compuesto

**Ecuaciones de cálculo**

$$1) \quad \text{Ln Pisat.} = A_i - \frac{B_i}{(C_i + T)}$$

$$2) \quad K_{i\text{-ideal}} = \text{Pisat.}/P$$

$$3) \quad x_i = \frac{z_i}{1 + \alpha (K_i - 1)}$$

$$4) \quad y_i = K_i x_i$$

5) Coeficiente de fugacidad ( $\phi_i$ ), fase líquida:  
Procedimiento de cálculo en APENDICE B.6

6) Coeficiente de fugacidad ( $\phi_i$ ), fase vapor:  
Procedimiento de cálculo en APENDICE B.6

$$7) \quad K_{i\text{-real}} = \phi_{il}/\phi_{iv}$$

$$8) \quad F(\alpha) = \sum \frac{z_i (1 - K_i)}{(1 + \alpha (K_i - 1))}$$

9) Funcion auxiliar de aproximación  
 $S_{ki} = (y_{i_n} - y_{i_a}) < 1E-4$

10) Función auxiliar de aproximación

$$\text{SUM} = \sum x_i$$

$$(\text{SUM} - 1.00) < 1\text{E-}4$$

11) Normalización de  $x_i$ :

$$x_i$$

$$x_i = \frac{\quad}{\sum x_i}$$

$$\sum x_i$$

12) Normalización de  $y_i$ :

$$y_i$$

$$y_i = \frac{\quad}{\sum y_i}$$

$$\sum y_i$$

### Procedimiento de cálculo

1. Iniciar lectura de datos
2. Evaluar  $P_{\text{sat}}$  (ec.1),  $K_i$  (ec.2) y  $\alpha$  (ec.8)
3. Realizar estimaciones preliminares de  $x_i$  (ec.3),  $y_i$  (ec.4)
4. Empieza el lazo de iteración de cálculo, se determina el coeficiente de fugacidad ( $\phi_i$ ), en fase líquida (ec.5)
5. Evaluar el coeficiente de fugacidad ( $\phi_i$ ), en fase vapor (ec. 6).
6. De la ec. 7, se halla  $K_i$ . Se evalúa nuevamente " $\alpha$ ",  $x_i$ ,  $y_i$



7. Calcular la función de aproximación  $S_{ki}$  (ec.9) y chequear:

Si  $S_{ki}$  (de cada compuesto) es mayor de  $1E-4$ , normalizar  $y_i$  (ec.12) y repetir el paso 4. Caso contrario continuar con los cálculos.

8. Determinar la segunda función de aproximación  $SUM$  (ec.10 ) y chequear:

Si  $SUM$  es mayor de  $1E-4$  normalizar  $x_i$  (ec.11) y repetir el paso 3, caso contrario los cálculos finalizan, se procede a imprimir resultados.

#### B.10.1.2 Programa SEP-LV2

##### Datos de entrada

$P$ ,  $T$ ,  $z_i$ ,  $c$ ,  $A_i$ ,  $B_i$ ,  $C_i$  y ctes UNIFAC ( $R$ ,  $Q$ ,  $U$  y  $am_n$ )

##### Ecuaciones de cálculo

$$1) \quad \text{Ln Pisat.} = A_i - \frac{B_i}{(C_i + T)}$$

$$2) \quad K_{i\_ideal} = \text{Pisat.}/P$$

$$3) \quad x_i = \frac{z_i}{1 + \alpha (K_i - 1)}$$

$$4) \quad y_i = K_i x_i$$

5) Coeficiente de actividad ( $\tau_i$ ), fase líquida:

Procedimiento de cálculo APENDICE B.5

$$6) \quad K_{i\text{-real}} = \frac{\tau_i P_{i\text{sat}}}{P}$$

$$7) \quad F(\alpha) = \frac{\sum z_i (1 - K_i)}{\sum (1 + \alpha (K_i - 1))}$$

8) Funcion auxiliar de aproximación

$$\text{SUM1} = \sum x_i < > 1.00$$

9) Función auxiliar de aproximación

$$\text{SUM2} = \text{Ln}(\sum x_i) < 1\text{E-}4$$

10) Normalización de  $x_i$ :

$$x_i = \frac{x_i}{\sum x_i}$$

### Procedimiento de cálculo

1. Iniciar lectura de datos

2. Evaluar  $P_{i\text{sat}}$  (ec.1),  $K_i$  (ec.2) y  $\alpha$  (ec.7)

3. Realizar estimaciones preliminares de  $x_i$  (ec.3),  $y_i$  (ec.4)
4. Empieza el lazo de iteración de cálculo, se determina el coeficiente de actividad ( $\tau_i$ ), en fase líquida de cada compuesto (ec.5)
5. De la ec.6, se halla  $K_i$ . Se evalúa nuevamente " $\alpha$ ",  $x_i$ ,  $y_i$
6. Calcular la función de aproximación SUM1 (ec.8) y chequear:  
Si SUM1 es mayor de  $1E-4$ , normalizar  $x_i$  (ec. ) y repetir el paso 4. Caso contrario continuar con los cálculos.
7. Determinar la segunda función de aproximación SUM2 (ec.9) y chequear:  
Si SUM2 es mayor de  $1E-4$ , repetir el paso 3 con los nuevos valores de  $x_i$ . Caso contrario los cálculos finalizan y se procede a imprimir resultados.

#### **B.10.2 Ejemplos de cálculo    Separador S-1**

Los datos de composición de la alimentación ( $z_i$ ) son tomados del ejemplo de cálculo del APENDICE B.9

COMPUESTO	FLUJO (Kmol/hr)	FRACCION MOLAR
Acetona	1.5000	0.1028
Agua	0.4875	0.0334
IPA	0.0425	0.0030
MIBK	0.4525	0.0310
DIBK	0.0175	0.0012
Hidrógeno	12.0870	0.8286

a) **Caso 1:** Presión del sistema : 20 atm. y  
Temperatura : 50 °C

COMPUESTO	FRACCION MOLAR EN FASE LIQ.	FRACCION MOLAR EN FASE VAPOR
Acetona	0.5808	0.0265
Agua	0.1616	0.0130
IPA	0.0200	0.0003
MIBK	0.2183	0.0010
DIBK	0.0086	0.0000
Hidrógeno	0.0097	0.9592

**Fracción molar de Vapor : 0.862**

b) **Caso 2** : Presión del sistema : 15 atm. y  
 Temperatura : 45 °C

COMPUESTO	FRACCION MOLAR EN FASE LIQ.	FRACCION MOLAR EN FASE VAPOR
Acetona	0.5801	0.0287
Agua	0.1593	0.0139
IPA	0.0204	0.0003
MIBK	0.2244	0.0010
DIBK	0.0088	0.0000
Hidrógeno	0.0069	0.9562

**Fracción molar de Vapor : 0.866**

c) **Caso 3** : Presión del sistema : 10 atm. y  
 Temperatura: 32 °C

COMPUESTO	COMPOSICION MOLAR EN FASE LIQUIDA	COMPOSICION MOLAR EN FASE VAPOR
Acetona	0.5843	0.0254
Agua	0.1627	0.0126
IPA	0.0204	0.0002
MIBK	0.2196	0.0007
DIBK	0.0086	0.0000
Hidrógeno	0.0041	0.9611

**Fracción molar de Vapor : 0.862**

### B.11 SEPARADOR LIQUIDO - LIQUIDO

La FIGURA B.11.1 muestra un Separador Líquido-Líquido, en donde se establecen las ecuaciones del balance de materia.

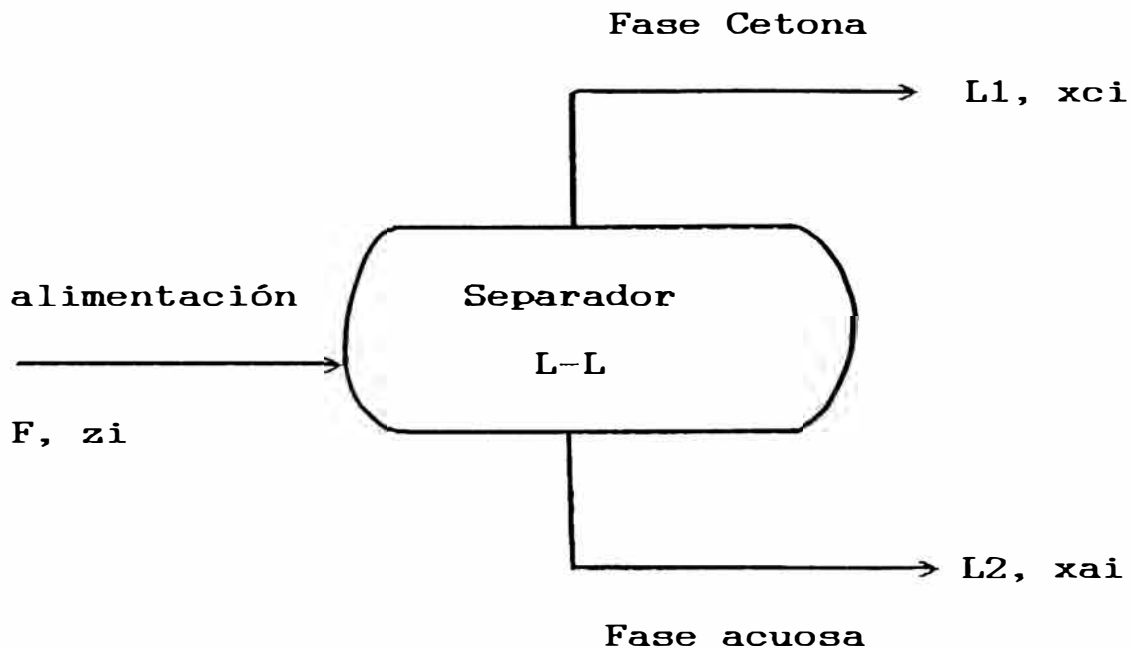


FIG. B.11.1

**Alimentación:** Mezcla líquida de acetona, agua y MIBK

**Fase Cetona :** Fase líquida rica en cetonas

**Fase Acuosa :** Fase líquida rica en agua

Los datos de equilibrio experimental para el sistema agua - acetona- MIBK, se da en el APENDICE A - TABLA A.13. Las condiciones de operación son: presión 1 atm. y temperatura entre 25 y 26 °C

Dado que solo se tiene trazas de acetona en la alimentación, se puede asumir que se tiene un

sistema de 2 componentes conformado por agua y MIBK. De los datos de equilibrio se tiene que las composiciones de equilibrio del agua-MIBK, para las fases acuosa/cetona son:

COMPUESTO	FASE ACUOSA ( % en PESO)	FASE CETONA ( % en PESO)
Agua	98.0	2.3
MIBK	2.0	97.7

Las condiciones de operación del separador se fijan iguales a la condiciones de equilibrio:

Presión : 1 atm. ;      Temperatura : 26 °C

Los balances de materia en el separador son:

Balance Materia global:  $F = L1 + L2$  .....(B.11.1)

Balance Materia componente:  $F z_i = L1 x_{ci} + L2 x_{ai}$ ...  
(B.11.2)

#### Definición de variables

$F, L1, L2$  : Flujos máxicos (Kg/hr)

$z_i, x_{ci}, x_{ai}$  : Fracciones en peso de cada componente  $i$

**Variables del sistema** :  $F, L1, L2, z_i, x_{ci}, x_{ai}$

**Variables conocidas** :  $F, z_i, x_{ci}, x_{ai}$

**Variables incognitas** :  $L1, L2$

Se tiene dos ecuaciones (B.11.1 y B.11.2) y dos incógnitas, por tanto el sistema de ecuaciones es consistente y posible de resolver.

### **B.12 Destilación de Multicomponentes (23)**

Se va a utilizar dos métodos de diseño denominados RECOV y RMIN, los cuales resultan ser bastante confiables para estimaciones preliminares de diseño de columnas.

**Método RECOV** Permite realizar el balance de materia global de la columna de destilación, obteniéndose las composiciones de tope y fondo de la columna.

Se definen dos componentes claves, conocidos como el clave ligero (LK) y el clave pesado (HK). Estos dos componentes claves van a ser tratados como variables independientes del proceso de cálculo. La base matemática del método de cálculo se muestra en el acápite de ecuaciones.

Los datos que requiere el método RECOV son:

1. Composición de la alimentación, en fracciones molares y volatilidad relativa de cada compuesto.
2. La volatilidad relativa del clave pesado se debe fijar en 1.



3. Los valores de volatilidad relativa ( $\alpha_i$ ) se estiman de acuerdo a la siguiente expresión:

$$\alpha_i = ( \alpha_{itope} * \alpha_{ialim} * \alpha_{ifondo} )^{1/3}$$

4. Los porcentajes de rendimiento (%) del clave pesado en el fondo y el clave ligero en el tope.

**Resultados:**

RECOV reporta valores de la fracción molar de cada compuesto de tope y fondo de la columna de destilación. Los resultados finales de RECOV son utilizados en el método de cálculo de RMIN.

**Método RMIN.** - Mediante este procedimiento de cálculo se determinará los parámetros de diseño de la columna de destilación como reflujo mínimo, reflujo óptimo, número mínimo de platos, número óptimo de platos y localización del plato de alimentación.

**Asunciones del método:**

- Flujo molar constante en toda la columna.
- Existencia de un sólo componente clave pesado en la alimentación.
- El número de componentes no debe ser mayor de 16.

**Datos de entrada:**

1. Composiciones de cada compuesto de la alimentación, tope y fondo, asimismo, las volatilidades relativas de cada compuesto de las 3 corrientes.
2. La volatilidad relativa del clave pesado se debe fijar en 1.
3. Los valores de volatilidad relativa de cada compuesto ( $\alpha_i$ ), se estiman de la siguiente relación:  

$$\alpha_i = ( \alpha_{ialim} * \alpha_{itope} * \alpha_{ifondo} )^{1/3}$$
4. Evaluar el valor de  $q$ . Si la alimentación está en su punto de burbuja, usar el valor de 1; si está en su punto de rocío, usar el valor de 0.
5. Ordenar los compuestos en orden decreciente a su volatilidades relativas.

#### Ecuaciones de cálculo

a) **Método RECOV :**

$$Y_{di} = d_i/f_i * 100 \quad (B.12.1)$$

$$Y_{bi} = b_i/f_i * 100 \quad (B.12.2)$$

Proporción molar del compuesto  $i$  en el fondo:

$$\text{Proporción molar} = Y_{bi} F_i/100 \quad (B.12.3)$$

$$Y_{bi} F_i$$

$$\text{Fracción molar } B_i = \frac{Y_{bi} F_i}{\sum ( Y_{bi} F_i )} \quad (B.12.4)$$

Proporción molar del compuesto  $i$  en el tope

$$\text{Proporción molar} = Y_{di} F_i/100 \quad (B.12.5)$$

$$\text{Fracción molar } D_i = \frac{Y_{di} F_i}{\sum (Y_{di} F_i)} \quad (\text{B.12.6})$$

**Ecuación de Hengstebeck-Geddes:**

$$\log (d_i/b_i) = a + b \log \alpha_i \quad (\text{B.12.7})$$

$$d_i/b_i = \frac{Y_{di}}{100 - Y_{di}} \quad (\text{B.12.8})$$

$$Y_{di} = 100 - Y_{bi} \quad (\text{B.12.9})$$

Por tanto :

$$Y_{di} = \frac{100 (10^L)}{1 + 10^L} \quad (\text{B.12.10})$$

Donde :

$$L = a + b \log \alpha_i \quad (\text{B.12.11})$$

$$b = \frac{\sum x_i y_i - (\sum x_i \sum y_i)/n}{\sum x_i^2 - (\sum x_i)^2/n} \quad (\text{B.12.12})$$

$$a = \frac{\sum y_i - a \sum x_i}{n} \quad (\text{B.12.13})$$

b) Método RMIN :

Ecuaciones de Underwood:

$$f(\theta_n) = \sum \left( \frac{a_i F_i}{a_i - \theta_n} \right)^{-1} + q \quad (\text{B.12.14})$$

$$R_{\min} = \left( \sum \frac{a_i D_i}{a_i - \theta_n} \right) - 1 \quad (\text{B.12.15})$$

Ecuación de Fenske:

$$N_{\min} = \log \left( \frac{D_{1k} B_{1k}}{D_{hk} B_{hk}} \right) \left( \frac{1}{\log \alpha_{1k}} \right) \quad (\text{B.12.16})$$

Ecuación de Gilliland, reacomodada para programarla:

$$N = N_{\min}/\tau + 1/\tau - 1 \quad (\text{B.12.17})$$

donde:

$$\tau = \exp \left( \frac{1 + 54.4 x}{11 + 117.2 x} * \frac{x-1}{\sqrt{x}} \right)$$

$$x = \frac{R - R_{\min}}{R + 1}$$

**Correlación de Van Winkle, representada por Olujic:**

$$R/R_{\min} = \frac{(1.6 - Y)(X - 7.5)}{6.5} + 1.6 \quad (\text{B.12.18})$$

donde :

$$Y = \frac{\alpha k}{1.0614 \alpha k - 0.4175} ;$$

$$X = \log \left[ \left( \frac{D_{1k}}{D_{hk}} \right) \left( \frac{B_{hk}}{B_{1k}} \right) \left( \frac{F_{1k}}{F_{hk}} \right)^{0.56 \alpha k} \right]$$

**Ecuación de Kirkbride:**

$$\left( \frac{m}{p} \right) = \left[ \left( \frac{B}{D} \right) \left( \frac{F_{hk}}{F_{1k}} \right) \left( \frac{B_{1k}}{D_{hk}} \right)^2 \right]^{0.206} \quad (\text{B.12.19})$$

**Nomenclatura:**

a, b : Constantes de correlación

$b_i$  : Moles del componente  $i$  en el fondo  
 $B_i$  : f-molar del componente  $i$  en el fondo  
 $B$  : Moles de fondo por unidad de tiempo  
 $d_i$  : Moles del componente  $i$  en el tope  
 $D_i$  : f-molar del componente  $i$  en el tope  
 $D$  : Moles de tope por unidad de tiempo  
 $F_i$  : f-molar del componente  $i$  en alimentación  
 $f_i$  : Moles total de componente  $i$  en alimentación  
 $k$  : Número de componentes en alimentación ( $k \leq 16$ )  
 $m$  : No. de etapas sobre plato de alimentación.  
 $N$  : Número de etapas teóricas  
 $N_{\min}$  : Número mínimo de etapas teóricas  
 $p$  : No. de etapas debajo de plato de aliment.  
 $q$  : Fracción molar del liq. en la alimentación  
 $R$  : Reflujo óptimo  
 $R_{\min}$  : Reflujo mínimo  
 $Y_{bi}$  : % de rendimiento de componente  $i$  en el fondo  
 $Y_{di}$  : % de rendimiento del componente  $i$  en el tope

#### Caracteres :

$\theta_n$  : Raíz de la ecuación de Underwood  
 $\alpha_i$  : Volatilidad relativa del componente  $i$

#### Subíndices

$lk$  : Clave ligero  
 $hk$  : Clave pesado

El conjunto de ecuaciones de los métodos de diseño

RECOV y RMIN, se resuelve mediante el programa DIS\_COL.

El programa DIS\_COL integra los siguientes módulos de cálculo:

- 1) Punto de burbuja y rocío : la metodología de cálculo es de acuerdo al APENDICE B.7.
- 2) Coeficiente de actividad : La metodología de cálculo de acuerdo al APENDICE B.5.
- 3) Métodos RECOV y RMIN, que fueron descritos anteriormente.

**Asunciones generales:**

1. Flujo molar constante en toda la columna
2. El número de componentes no debe ser mayor de 16
3. En la alimentación sólo existe un componente clave pesado
4. Se fija la presión en el tope de la columna
5. Se fijan los porcentajes de recuperación de los componentes claves lk y hk, en el tope y fondo respectivamente.
6. La caída de presión por plato es de aproximadamente de 1 Kpa.
7. La alimentación ingresa como líquido saturado
8. Condensador total y reboiler total, para la columna de destilación

**Datos de entrada del programa DIS\_COL**

- Número de sustancias : NUM\_SUS
- Número de subgrupos : NUM\_SUB
- Constantes de ecuación de Antoine: Ai, Bi, Ci
- Parámetros del método UNIFAC : R, Q, U, AM
- Número de orden del clave ligero : LK
- Número de orden del clave pesado : HK
- % recuperero del lk de tope : REC-LK
- % recuperero del hk de fondo : REC-HK
- Presión del tope de la columna : PRESION\_TOPE
- Presión inicial de alimentación : PRESION\_AL
- Caída de presión por plato :  $\Delta P$

**Ecuaciones auxiliares del programa:**

$$\text{PRESION\_FONDO} = \text{PRESION\_TOPE} + N * \Delta P \quad \dots (\text{B.12.20})$$

$$\text{PRESION\_AL} = \text{PRESION\_TOPE} + P\_AL * \Delta P \quad \dots (\text{B.12.21})$$

$$S_k = \sum D_i \quad \dots (\text{B.12.22})$$

$$\alpha_1 = (\alpha_{1al} * \alpha_{1tope} * \alpha_{1fondo})^{1/3} \quad \dots (\text{B.12.23})$$

**Definición de variables:**

- Presión en el fondo de la columna : PRESION\_FONDO
- Presión en la alimentación : PRESION\_AL
- Parámetro de convergencia : Sk

**Procedimiento de cálculo del programa DIS\_COL**

1. Estimar el punto de burbuja de la alimentación, con el valor asumido de presión de alimentación.



2. Evaluar el módulo de ecuaciones de RECOV, para estimar las composiciones de tope y fondo de la columna.
3. Se inicia el lazo de iteración, se estima el valor de  $Sk$  (ec. B.12.22).
4. Calcular el módulo de ecuaciones de  $R_{min}$ , obteniéndose los parámetros de diseño de la columna.
5. Se corrige el valor de  $PRESION\_AL$  (ec. B.12.21) y se estima el valor de  $PRESION\ FONDO$  (ec. B.12.20)
6. Se evalúa la temperatura de tope (punto de rocío, APENDICE B.7), temperatura de alimentación y fondo (punto de burbuja, APENDICE B.7).
7. Determinar la volatilidad promedio ( $\alpha_i$ ) de cada componente (ec. B.12.23).
8. Con los valores de  $\alpha_i$  corregidos, se calcula nuevamente el módulo de ecuaciones RECOV, reportando nuevos valores de  $D_i$  (composición de tope) y  $B_i$  (composición de fondo).
9. Se vuelve a calcular  $Sk$  con los valores corregidos de  $D_i$ , y se hace la siguiente consulta:  
  
Si  $[ Sk_{i+1} - Sk_i ] < 1E-4$ , finaliza los cálculos y se procede a imprimir resultados. Caso contrario se repite el paso 4.

### B.13 Destilación Binaria

El método gráfico de McCabe-Thiele resulta ser confiable para realizar estimaciones preliminares de diseño, cuando se trabaja con soluciones binarias.

#### B.13.1 Método McCabe-Thiele (24)

Proporciona los parámetros de diseño de la columna de destilación como : reflujo mínimo, reflujo total, localización del plato de alimentación, número mínimo de platos y número de platos óptimo.

Los cálculos se realizan de manera gráfica, a partir de la construcción de un diagrama x-y que utiliza los datos de equilibrio líquido-vapor y las composiciones de tope y fondo de las sustancias, como resultado del balance de materia.

#### B.13.2 Cálculo del balance de materia en la columna

Balance total :  $F = D + W$  .....(B.13.1)

Balance por componente:  $Fx_{fi} = Dx_{di} + Wx_{wi}$  ... (B.13.2)

Número de variables : F, D, W,  $x_{fi}$ ,  $x_{di}$ ,  $x_{wi}$

Variables conocidas : F,  $x_{fi}$ ,  $x_{di}$ ,  $x_{wi}$

Variables incógnitas: D, W

Se tiene 2 ecuaciones y 2 incógnitas, el sistema de ecuaciones es consistente

#### Nomenclatura

F : flujo de alimentación

D : flujo del destilado

W : flujo del residuo  
 x : fracción molar

### Subíndices

d : destilado  
 w : residuo  
 f : alimentación  
 i : identifica al compuesto

### Construcción del gráfico xy

Con los datos de equilibrio líquido vapor para el sistema agua-MIBK (TABLA A.12 del APENDICE A), se construye el diagrama xy (FIGURA B.13.1).

El diagrama muestra la formación de un azeótropo a la temperatura de 85 °C y a una fracción molar (agua) de 0.67 (valor teórico). Por tanto la destilación se realiza por debajo del punto azeótropo.

Considerando la restricción anterior se fijan las composiciones de tope y fondo.

#### a) Determinación de la composición del producto de tope

Dado que la composición del azeótropo es de 0.67 (respecto al agua), entonces fijamos trabajar con una composición molar (agua) de 0.50

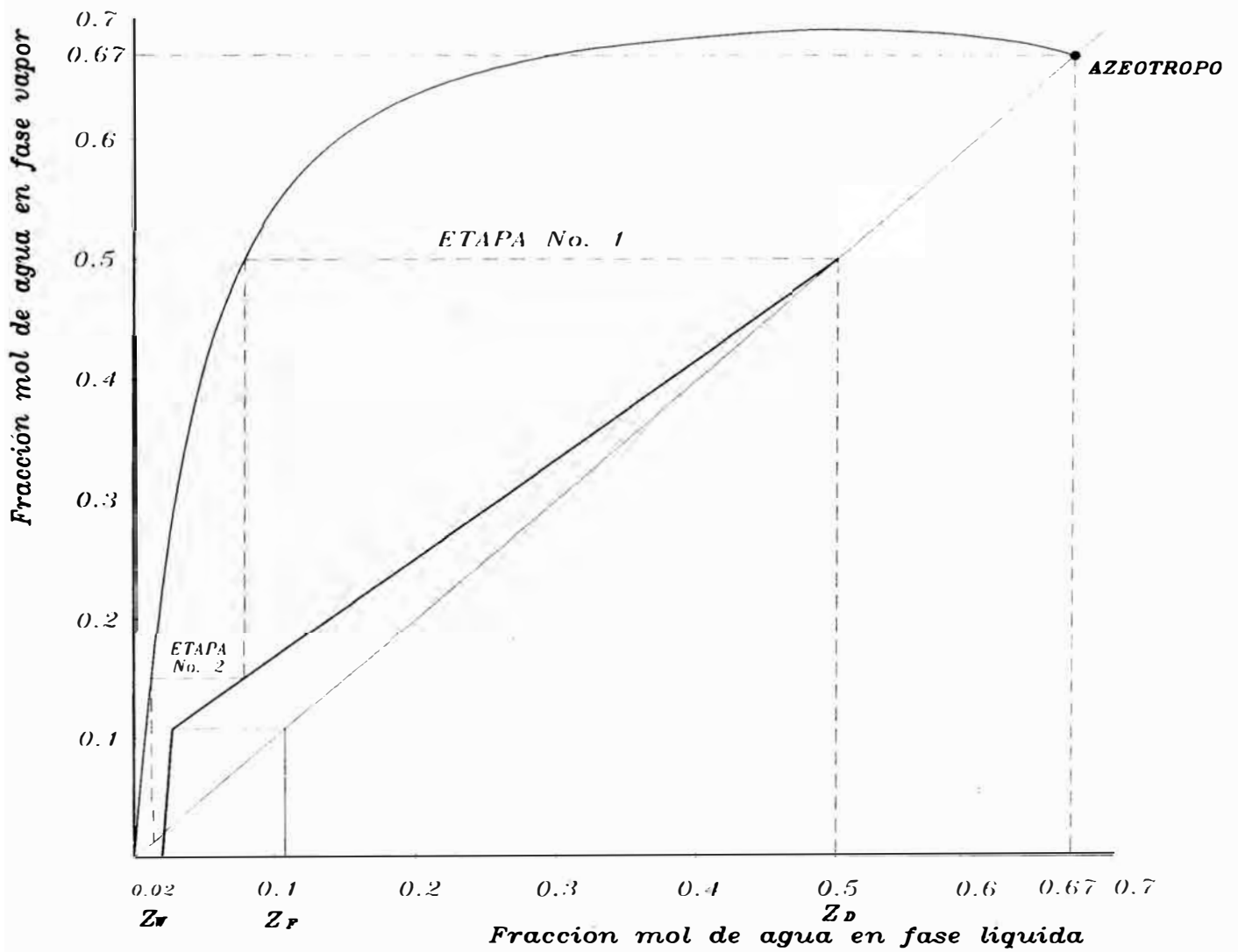
$$x_d(\text{agua}) = 0.500$$

FIGURA B.13.1

DIAGRAMA XY

SISTEMA : AGUA - MIBK

Presión : 1 atm.



$$x_d(\text{MIBK}) = 0.500$$

**b) Determinación de la composición del producto de fondo**

De acuerdo a las bases del diseño, se requiere obtener MIBK con 99 % de mínimo de pureza (en peso). Al fijar la composición molar del MIBK en 0.98, se obtiene una pureza de 99.64%, cumpliéndose con la especificación.

$$x_f(\text{MIBK}) = 0.980$$

$$x_f(\text{agua}) = 0.020$$

Con los datos de las composiciones de tope y fondo se resuelve las ecuaciones de balance de materia (B.13.1 y B.13.2).

**B.13.3 Cálculo de los parámetros de diseño**

**a) Reflujo mínimo ( $R_{\min}$ )**

-Al fijar la alimentación como líquido saturado, de la FIGURA B.13.1 se obtiene:

$$x_d / (R_{\min} + 1) = 0.6$$

Entonces:

$$R_{\min} = -0.166 \quad (\text{valor imposible de aceptar})$$

-Al fijar la alimentación como vapor saturado, de la FIGURA B.13.8 se obtiene:

$$x_d / (R_{\min} + 1) = 0.11$$

Entonces:

$R_{min} = 4.00$  (valor aceptado)

**b) Reflujo óptimo ( $R_{op}$ )**

$R_{op} = 1.2 R_{min}$

$R_{op} = 4.80$

**c) Número mínimo de etapas ( $N_{min}$ )**

De la FIGURA B.13.1  $N_{min} = 2$

**d) Número de etapas teóricas ( $N$ )**

De la FIGURA B.13.1  $N = 3.0$

**e) Temperaturas de alimentación, tope y fondo**

La columna de destilación opera a una presión constante de 1 atm.

-Temperatura de tope: Condición vapor saturado (antes del condensador), se determina el punto de rocío (APENDICE B.7)

-Temperatura de alimentación: Condición vapor saturado, se determina el punto de rocío de la mezcla (APENDICE B.7)

-Temperatura de fondo Condición de la mezcla líquido saturado; se determina el punto de burbuja de la mezcla (APENDICE B.7)

**B.14 Entalpía de una corriente (25).**

Los casos que se presentan en el presente trabajo son:

- a) Corrientes en fase líquida : Subenfriado o saturado
- b) Corrientes en fase vapor saturado
- c) Corrientes en fase gaseosa
- e) Corrientes en dos fases líquido/gas

**Caso I : Corriente en fase líquido subenfriado o saturado**

$$H = \sum F_i * \int_{T_r}^T C_{li} dT \dots\dots\dots ( B.14.1 )$$

donde :

$$C_{li} = f(T)$$

Si tomamos valores de " C<sub>l</sub> " promedios para un rango de temperatura, se tendrá:

$$C_{lmi} = \frac{\int_{T_r}^T C_{li} dT}{(T - T_r)} \dots\dots\dots (B.14.2)$$

Reemplazando la ec. B.14.2 en B.14.1

$$H = \sum F_i * C_{lmi} * ( T - T_r ) \dots\dots (B.14.3)$$

**Identificación de variables**

H : Entalpía total de la corriente

Fi : Flujo molar de cada compuesto en la corriente

C<sub>lmi</sub> : Capacidad calorífica del compuesto i, en estado líquido. En la TABLA A.14 - APENDICE A se encuentran los valores

T : Temperatura de la corriente

Tr : Temperatura de referencia; Tr = 25 °C.

i : Identifica al compuesto

**Caso II. Corriente en fase gaseosa**

Se utiliza el criterio anterior

$$H = \sum F_i * C_{gmi} * (T - Tr) \dots\dots(B.14.4)$$

donde:

C<sub>gmi</sub> : Capacidad calorífica de gas promedio, del compuesto i. En la TABLA A.15 - APENDICE A se encuentran disponibles los datos.

Asunciones:

-Temperatura de referencia : 25 °C.

-Se desprecia el efecto de la presión, por tanto, la capacidad calorífica es sólo función de la temperatura.

**Caso III. Corriente en fase vapor saturado**

$$H = H_{ls} + H_v \dots\dots\dots(B.14.5)$$



donde:

$H_{ls}$  : Entalpía de líquido saturado (ec.B.14.3)

$H_v$  : Entalpía de vaporización

$$H_v = \sum F_i * \lambda_i \dots\dots(B.14.6)$$

$\lambda_i$  : Calor latente de vaporización del compuesto  $i$  a la temperatura de referencia de 25 °C. Los datos se encuentran disponibles en la TABLA A.16 - APENDICE A.

Reemplazando las ecuaciones B.14.3 y B.14.6 en B.14.5

Entalpía del vapor saturado (H):

$$H = \sum F_i * C_{lmi} * (T - T_r) + \sum F_i * \lambda_i \dots\dots(B.14.7)$$

#### **Caso IV: Corriente en dos fases líquido/gas**

La entalpía de la corriente (H) se determina sumando la entalpía del líquido (Ec. B.11.3) y la entalpía del gas (Ec.B.14.4).

$$H = \sum F_i * C_{lmi} * (T - T_r) + \sum F_i * C_{gmi} * (T - T_r)$$

### **B.15 Balance de energía en válvula**

El balance de energía se realiza en la válvula V-1.

Condición de las corrientes de entrada y salida

**Corriente de entrada : No.10**

Fases presentes :

-Líquido (condensable) : acetona, agua, IPA, MIBK y

DIBK

-Gas ( no condensable ) : hidrógeno

**Corriente de salida : No.11**

Fases presentes :

-Líquido (condensables): acetona, agua, IPA, MIBK y

DIBK

-Gas (no condensable)/vapor (condensables)

Ecuación de balance de energía :  $\Delta H = 0$

$$H_{11} - H_{10} = 0 \quad \dots(B.15.1)$$

Las entalpías de cada corriente son:

$$H_{10} = H_{c10} + H_{g10} \quad \dots(B.15.2)$$

$$H_{11} = H_{c11} + H_{g11} \quad \dots(B.15.3)$$

donde :

H : Entalpía total de la corriente

Hc: Entalpía de las sustancias condensables en la corriente

Hg: Entalpía del gas (no condensable) en la corriente

10, 11 : Identifica a la corriente.

Al reemplazar las ecuaciones B.15.2 y B.15.3 en B.15.1, se tiene:

$$H_{11} - H_{10} = (H_{c11} - H_{c10}) + (H_{g11} - H_{g10})$$

.....(B.15.4)

**a) Cálculo de  $H_{g11} - H_{g10}$ :**

De acuerdo al APENDICE B.14 (caso II)

$$H_{g11} - H_{g10} = F_{gi} * C_{gmi} * (T_{11} - T_{10}) \dots(B.15.5)$$

donde:

i: referido al compuesto hidrógeno

$F_{gi}$ : Flujo molar del gas, Kmol/hr

$C_{gmi}$ : Capacidad calorífica gas, Kcal/Kmol °K

$T_{10}$ ,  $T_{11}$ : Temperaturas de cada corriente, °K

**b) Cálculo de  $H_{c11} - H_{c10}$  : (Sustancias condensables)**

La evaluación de las entalpías se realizará a partir de un diagrama de equilibrio de fases L/V (Presión-Volumen), dicho diagrama permitirá calcular las entalpías de cada punto, independiente de la trayectoria.

Asunciones:

\*La mezcla de los compuestos condensables se comportan como un compuesto puro.

\*Se desprecia el efecto de la presión en el cálculo de las entalpías.

**b.1) Ubicación de las corrientes No. 10 y 11 en el**

**Diagrama PV (FIGURA B.15.1) con respecto a los compuestos condensables**

**Corriente No. 10:** Previamente se determinará la condición de la fase líquida:

- **Cálculo del punto de burbuja de la corriente:**

Datos: Presión = 28.85 atm.

Flujos molares de cada compuesto = TABLA 6.7

De acuerdo al procedimiento del APENDICE B.7, se tiene

Resultado Temperatura : 198.0 °C.

Se deduce que la corriente de fase líquida se encuentra como líquido subenfriado, puesto que la corriente que sale del reactor, es enfriada por debajo de 131.0 °C.

**Punto No.1 (Diagrama PV) - Corriente No.10 (líquido subenfriado)**

**Corriente No. 11 :** Por condiciones ya establecidas, a la presión de 10 atm. y temperatura 32 °C, se produce la separación de la fase gaseosa con vapores de sustancias condensables.

Entonces las sustancias condensables se encuentran como líquido/vapor.

**Punto No.4(Diagrama PV) : Corriente No.11 (Líquido-Vapor)**

**b.2) Descripción de los puntos del Diagrama PV**

Punto No.1 : Líquido subenfriado, isoterma a la temperatura de entrada de la válvula ( $T_{10}$ ).

Punto No.2: Líquido saturado, isoterma a la temperatura de 198 °C.

Punto No.3: Líquido saturado, isoterma a la temperatura de 32 °C.

Punto No.4: Líquido-vapor, isoterma a la temperatura de 32°C.

Punto No.5: Vapor saturado, isoterma a la temperatura de 32 °C.

Punto No.6: Vapor saturado, isoterma a la temperatura de 198 ° C.

**b.3) Ecuaciones auxiliares del balance de energía**

De acuerdo al diagrama PV, se tiene lo siguiente:

$$H_{c11} - H_{c10} = H_4 - H_1 \dots\dots\dots(B.15.6)$$

$$H_2 = H_1 + \sum F_i * C_{lmi} * (198.0 - T_{10}) \dots\dots(B.15.7)$$

$$H_4 = H_3 + \sum F_i * X_i * \lambda_i(32 \text{ °C})\dots\dots\dots(B.15.8)$$

donde:

$X_i$  : calidad del vapor del compuesto  $i$

$$H_5 = H_3 + \sum F_i * \lambda_i(32 \text{ °C}) \dots\dots\dots(B.15.9)$$

$$H_6 = H_5 + \sum F_i * C_{gmi} * (198 - 32) \dots\dots\dots(B.15.10)$$

$$H_6 = H_2 + \sum F_i * \lambda_i(198 \text{ °C}) \dots\dots\dots(B.15.11)$$

Nota : Las entalpías se evaluaron de acuerdo al  
 APENDICE B.14

De la ec.(B.15.7) :

$$H1 = H2 - \sum F_i * C_{lmi} * (198 - T_{10}) \dots\dots\dots(B.15.12)$$

De la ec.(B.15.11) :

$$H2 = H6 - \sum F_i * \lambda_i(198 \text{ } ^\circ\text{C}) \dots\dots\dots(B.15.13)$$

Al reemplazar la ec.(B.15.13) en (B.15.12):

$$H1 = H6 - \sum F_i * \lambda_i(198 \text{ } ^\circ\text{C}) - \sum F_i * C_{lmi} * (198 - T_{10}) \dots(B.15.14)$$

Al tomar como referencia  $H3 = 0$ , se tendrá:

De la ec.(B.15.8) :

$$H4 = \sum F_i * X_i * \lambda_i(32 \text{ } ^\circ\text{C}) \dots\dots\dots(B.15.15)$$

De la ec.(B.15.9) :

$$H5 = \sum F_i * \lambda_i(32 \text{ } ^\circ\text{C}) \dots\dots\dots(B.15.16)$$

Al reemplazar la ec.(B.15.16) en (B.15.10), se  
 obtiene:

$$H6 = \sum F_i * \lambda_i(32 \text{ } ^\circ\text{C}) + \sum F_i * C_{gmi} * (198 - 32) \dots(B.15.17)$$

Al reemplazar la ec.(B.15.17) en (B.15.14), se  
 obtiene  $H1$

Entonces :

$$H_4 - H_1 = \sum F_i \cdot X_i \cdot \lambda_i(32^\circ\text{C}) - \sum F_i \cdot \lambda_i(32^\circ\text{C}) - \sum F_i \cdot C_{gmi} \cdot (198 - 32) + \sum F_i \cdot \lambda_i(198^\circ\text{C}) + \sum F_i \cdot C_{lmi} \cdot (199 - T_{10})$$

.....(B.15.18)

Al reemplazar las ecuaciones (B.15.5) y (B.15.18) en la ec.(B.15.4), se tiene:

$$H_{11} - H_{10} = 0$$

$$\sum F_i \cdot X_i \cdot \lambda_i(32^\circ\text{C}) - \sum F_i \cdot \lambda_i(32^\circ\text{C}) - \sum F_i \cdot C_{gm} \cdot (198 - 32) + \sum F_i \cdot \lambda_i(198^\circ\text{C}) + \sum F_i \cdot C_{lmi} \cdot (199 - T_{10}) + F_{gi} \cdot C_{gmi} \cdot (32 - T_{10}) = 0$$

.....(B.15.19)

VARIABLES CONOCIDAS:  $F_i$ ,  $F_{gi}$ ,  $\lambda_i$ ,  $X_i$ ,  $C_{lmi}$  y  $C_{gmi}$

VARIABLE INCÓGNITA :  $T_{10}$

#### Datos:

-Flujos molares :  $F_i$  (condensables) y  $F_{gi}$  (gas hidrógeno).

Los datos aparecen en la TABLA 6.5.

-Capacidades caloríficas de líquidos ( $C_{lm}$ ) y de gases ( $C_{gm}$ ). Los datos se toman del APENDICE A - TABLAS A.14 y A.15

-Calores latentes de vaporización ( $\lambda_i$ ) de cada compuesto a la temperatura correspondiente. Los datos se toman del APENDICE A.16.

-Calidad del vapor ( $X_i$ ): Se define como

$$X_i = \frac{\text{Masa vapor del compuesto } i}{\text{Masa total del compuesto } i}$$

Entonces :

$$X_i = \frac{F_i \text{ (corriente No.13)}}{F_i \text{ (corriente No. 11)}}$$

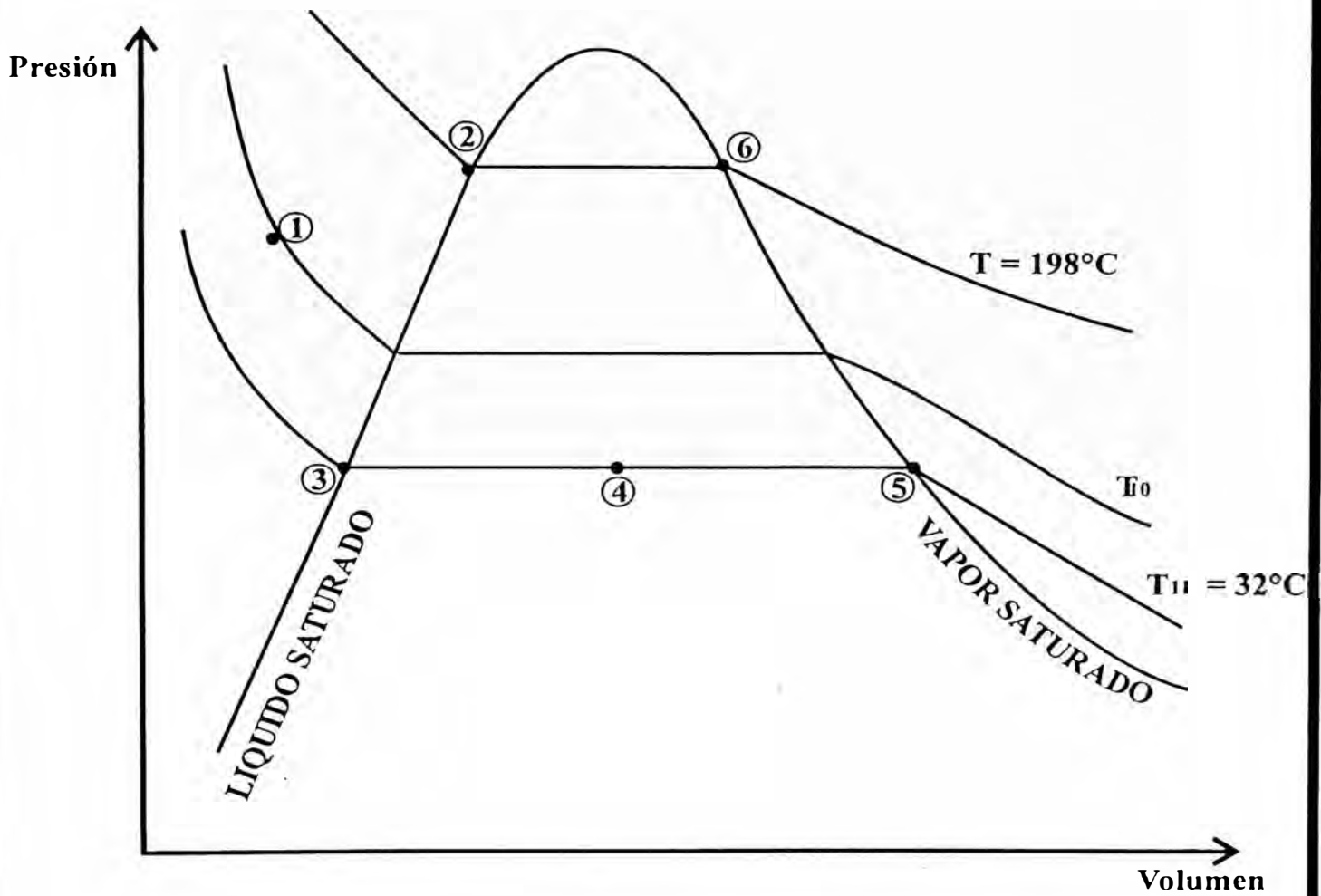
De la TABLA 6.5 :

COMPUESTO	$X_i$
Acetona	0.2102
Agua	0.2960
IPA	0.0530
MIBK	0.0197
DIBK	0.0000

**Resultado :** Al reemplazar los datos en la ec. (B.15.19) se determina  $T_{10}$ .



**FIGURA B.15.1**  
**DIAGRAMA PV**



**APENDICE C: PROGRAMAS DE CALCULO**

C.1 PROGRAMAS PTO-BURB (PUNTO DE BURBUJA) Y PTO-ROCIO  
(PUNTO DE ROCIO) Y SUS ALGORITMOS

Utilizado en Columnas de Destilación D-1 Y D-2

C.2 PROGRAMA SEP-LV1 (SEPARADOR LIQUIDO-VAPOR) Y SU  
ALGORITMO

Utilizado en le Separador de Fases S-1

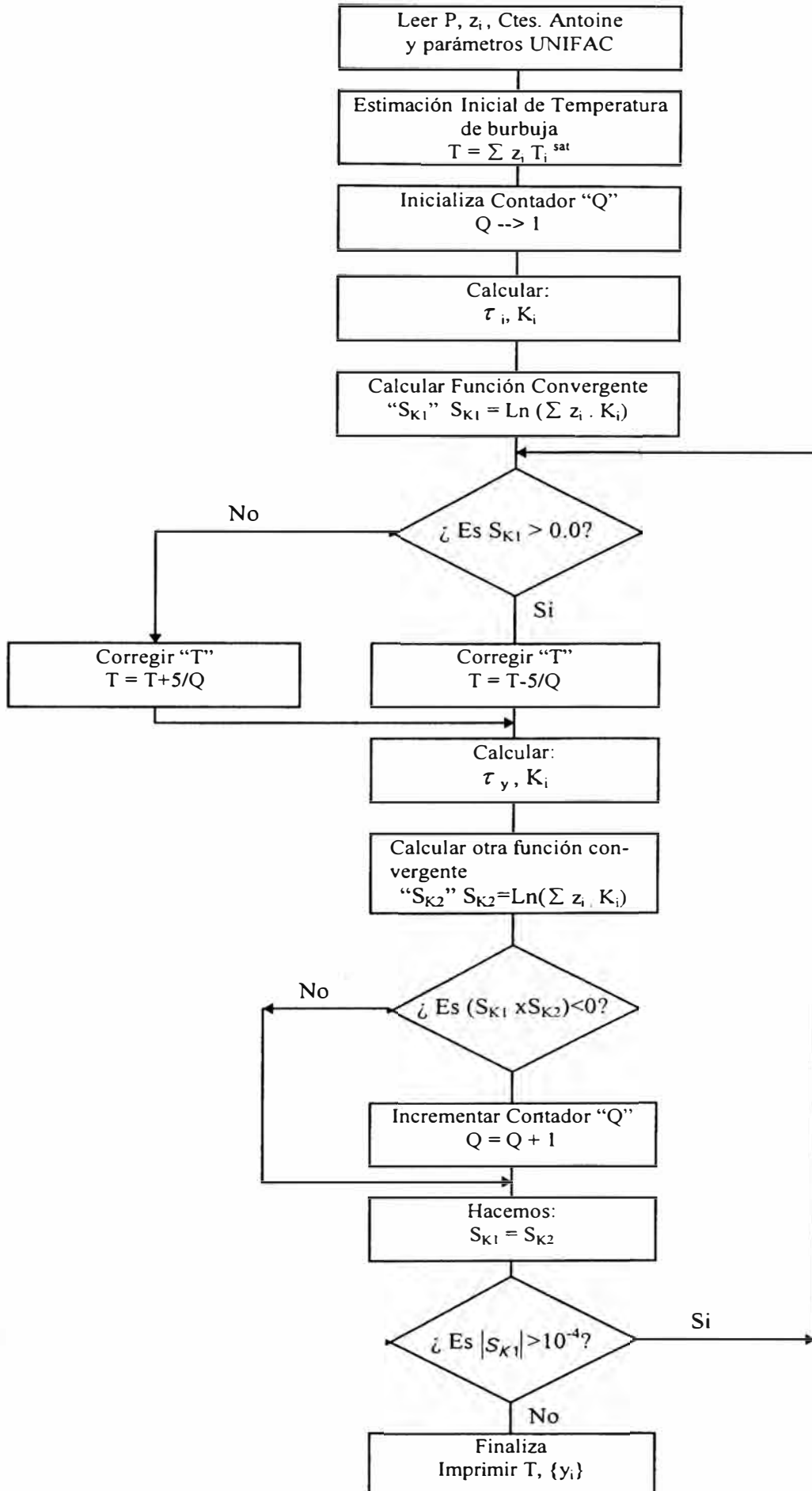
C.3 PROGRAMA SEP-LV2 (SEPARADOR LIQUIDO-VAPOR) Y SU  
ALGORITMO

Utilizado en el Separador de Fases S-2

C.4 PROGRAMA DIS-COL (COLUMNAS DE DESTILACION) Y SU  
ALGORITMO

Utilizado en Columnas de Destilación D-1 y D-2

# ALGORITMO PROGRAMA PTO-BURB



## PROGRAMA PTO-BURB

```

uses
crt;
const
max=7;
type
vector1=array[1..max] of real;
vector2=array[1..max,1..max] of real
var
NUM_SUS,NUM_SUB,I:integer;
PRESION,TEMP_ESTIM,T1,CONTADOR,S1,S2,SUM1,SUM2:real;
GAMMA,COMP_AL,K_REAL,A,B,C,R,Q:vector1;
U,AM:vector2;
procedure LEEDATOS(var NUM_SUS,NUM_SUB:integer;var PRESION:real;var COMP_AL:vector1);
var I,J:integer;
begin
write('INGRESE NUMERO DE SUSTANCIAS: ');
readln(NUM_SUS);
writeln;
write('INGRESE NUMERO DE SUBGRUPOS : ');
readln(NUM_SUB);
writeln;
write('INGRESE LA PRESION DEL SISTEMA(ATM): ');
readln(PRESION);
writeln;
writeln(' INGRESE LAS COMPOSICIONES DE ALIMENTACION ');
for I:=1 to NUM_SUS do
begin
write('COMP_AL[' ,I,']= ');
readln (COMP_AL[I])
end;
writeln;
writeln(' ** INGRESE LAS CTES DE ANTOINE ** ');
for I:=1 to NUM_SUS do
begin
write('CTE A[' ,I,']= ');
readln(A[I]);
write('CTE B[' ,I,']= ');
readln(B[I]);
write('CTE C[' ,I,']= ');
readln(C[I]);
end;
writeln;
writeln(' ** INGRESE LA MATRIZ R ** ');
for I:=1 to NUM_SUB do
readln(R[I]);
writeln;
writeln(' ** INGRESE LA MATRIZ Q **');
for I:=1 to NUM_SUB do
readln(Q[I]);
writeln;

```

```

writeln(' ** INTRODUCZA LA MATRIZ AM ** ');
for I:=1 to NUM_SUB do
begin
writeln(' INTRODUCZA LA FILA ',I:1);
for J:=1 to NUM_SUB do
read(AM[I,J]);
readln;
end;
writeln;
writeln(' ** INTRODUCZA LA MATRIZ U ** ');
for I:=1 to NUM_SUB do
begin
writeln(' INTRODUCZA LA FILA ',I:1);
for J:=1 to NUM_SUS do
read(U[I,J]);
end;
end;
procedure ESTIM_BP(NUM_SUS:integer;P:real;A1,B1,C1,Z1:vector1;var T_INI:real);
var I:integer;
T_SAT:vector1;
begin
for I:=1 to NUM_SUS do
T_SAT[I]:=B1[I]/(A1[I]-LN(P*760))-C1[I];
T_INI:=0;
for I:=1 to NUM_SUS do
T_INI:=T_INI+Z1[I]*T_SAT[I]
end;
procedure COEF_ACTIVIDAD(NUM_SUS,NUM_SUB:integer;TEMP:real;U,AM:vector2;
R,Q,X:vector1; var GAMMA:vector1);
var SI,XXP,TETAP,TP:vector2;
QQ,RR,L,FI,TETA,XXM,TETAM,TM,GAMMA_C,GAMMA_R:vector1;
I,J,K,M,N,P:integer;
SUM1,SUM2,SUM3,SUM4,SUM5:real;
begin
SUM3:=0;
SUM4:=0;
SUM5:=0;
{calculo del Gamma Combinatorial}
for I:=1 to NUM_SUS do
begin
SUM1:=0;
SUM2:=0;
for K:=1 to NUM_SUB do
begin
SUM1:=SUM1+R[K]*U[K,I];
SUM2:=SUM2+Q[K]*U[K,I]
end;
RR[I]:=SUM1;
QQ[I]:=SUM2;
L[I]:=5*(RR[I]-QQ[I])-(RR[I]-1);
SUM3:=SUM3+RR[I]*X[I];
SUM4:=SUM4+QQ[I]*X[I];
SUM5:=SUM5+X[I]*L[I]

```

```

end;
for I:=1 to NUM_SUS do
  begin
    FI[I]:=(RR[I]*X[I])/SUM3;
    TETA[I]:=(QQ[I]*X[I])/SUM4;
    GAMMA_C[I]:=LN(FI[I]/X[I])+5*QQ[I]*LN(TETA[I]/FI[I])+L[I]-FI[I]*SUM5/X[I];
  end;
{Calculo de T para componente puro}
for J:=1 to NUM_SUB do
  for K:=1 to NUM_SUB do
    SI[J,K]:=EXP(-1*AM[J,K]/TEMP);
  end;
for I:=1 to NUM_SUS do
  begin
    SUM1:=0;
    for K:=1 to NUM_SUB do
      SUM1:=SUM1+U[K,I];
    end;
    for K:=1 to NUM_SUB do
      XXP[K,I]:=U[K,I]/SUM1;
    end;
  end;
for I:=1 to NUM_SUS do
  begin
    SUM1:=0;
    for K:=1 to NUM_SUB do
      SUM1:=SUM1+Q[K]*XXP[K,I];
    end;
    for K:=1 to NUM_SUB do
      TETAP[K,I]:=Q[K]*XXP[K,I]/SUM1;
    end;
  end;
for I:=1 to NUM_SUS do
  for K:=1 to NUM_SUB do
    begin
      SUM1:=0;
      for J:=1 to NUM_SUB do
        SUM1:=SUM1+SI[J,K]*TETAP[J,I];
      end;
      SUM3:=0;
      for J:=1 to NUM_SUB do
        begin
          SUM2:=0;
          for M:=1 to NUM_SUB do
            SUM2:=SUM2+SI[M,J]*TETAP[M,I];
          end;
          SUM3:=SUM3+SI[K,J]*TETAP[J,I]/SUM2;
        end;
      end;
      TP[K,I]:=Q[K]*(1-LN(SUM1)-SUM3);
      if U[K,I]=0 then
        TP[K,I]:=0;
      end;
    end;
  end;
{calculo de T mezcla}
for K:=1 to NUM_SUB do
  begin
    SUM1:=0;
    for I:=1 to NUM_SUS do
      SUM1:=SUM1+U[K,I]*X[I];
    end;
    SUM2:=0;
    for I:=1 to NUM_SUS do

```

```

begin
  SUM3:=0;
  for M:=1 to NUM_SUB do
    SUM3:=SUM3+U[M,I]*X[I];
  SUM2:=SUM2+SUM3
  end;
  XXM[K]:=SUM1/SUM2
end;
for K:=1 to NUM_SUB do
  begin
    SUM1:=0;
    for J:=1 to NUM_SUB do
      SUM1:=SUM1+XXM[J]*Q[J];
    TETAM[K]:=Q[K]*XXM[K]/SUM1
  end;
for K:=1 to NUM_SUB do
  begin
    SUM1:=0;
    for M:=1 to NUM_SUB do
      SUM1:=SUM1+SI[M,K]*TETAM[M];
    SUM3:=0;
    for M:=1 to NUM_SUB do
      begin
        SUM2:=0;
        for P:=1 to NUM_SUB do
          SUM2:=SUM2+SI[P,M]*TETAM[P];
        SUM3:=SUM3+SI[K,M]*TETAM[M]/SUM2
      end;
    TM[K]:=Q[K]*(1-LN(SUM1)-SUM3)
  end;
{CALCULO DE GAMMA RESIDUAL}
  for I:=1 to NUM_SUS do
    begin
      SUM1:=0;
      for K:=1 to NUM_SUB do
        SUM1:=SUM1+U[K,I]*(TM[K]-TP[K,I]);
      GAMMA_R[I]:=SUM1;
    end;
{CALCULO DEL COEFICIENTE DE ACTIVIDAD}
    for I:=1 to NUM_SUS do
      GAMMA[I]:=EXP(GAMMA_C[I]+GAMMA_R[I]);
      writeln('** COEFICIENTES DE ACTIVIDAD**');
    writeln;
    writeln;
    for I:=1 to NUM_SUS do
      writeln(' GAMMA[',I,']: ',GAMMA[I]:9:5);
    WRITELN
  end;
procedure K_VAL(NUM_SUS:INTEGER;P,T:real;A2,B2,C2,GAMMA2:vector1;var K:vector1);
var I:integer;
    P_SAT:vector1;
begin
  for I:=1 to NUM_SUS do

```

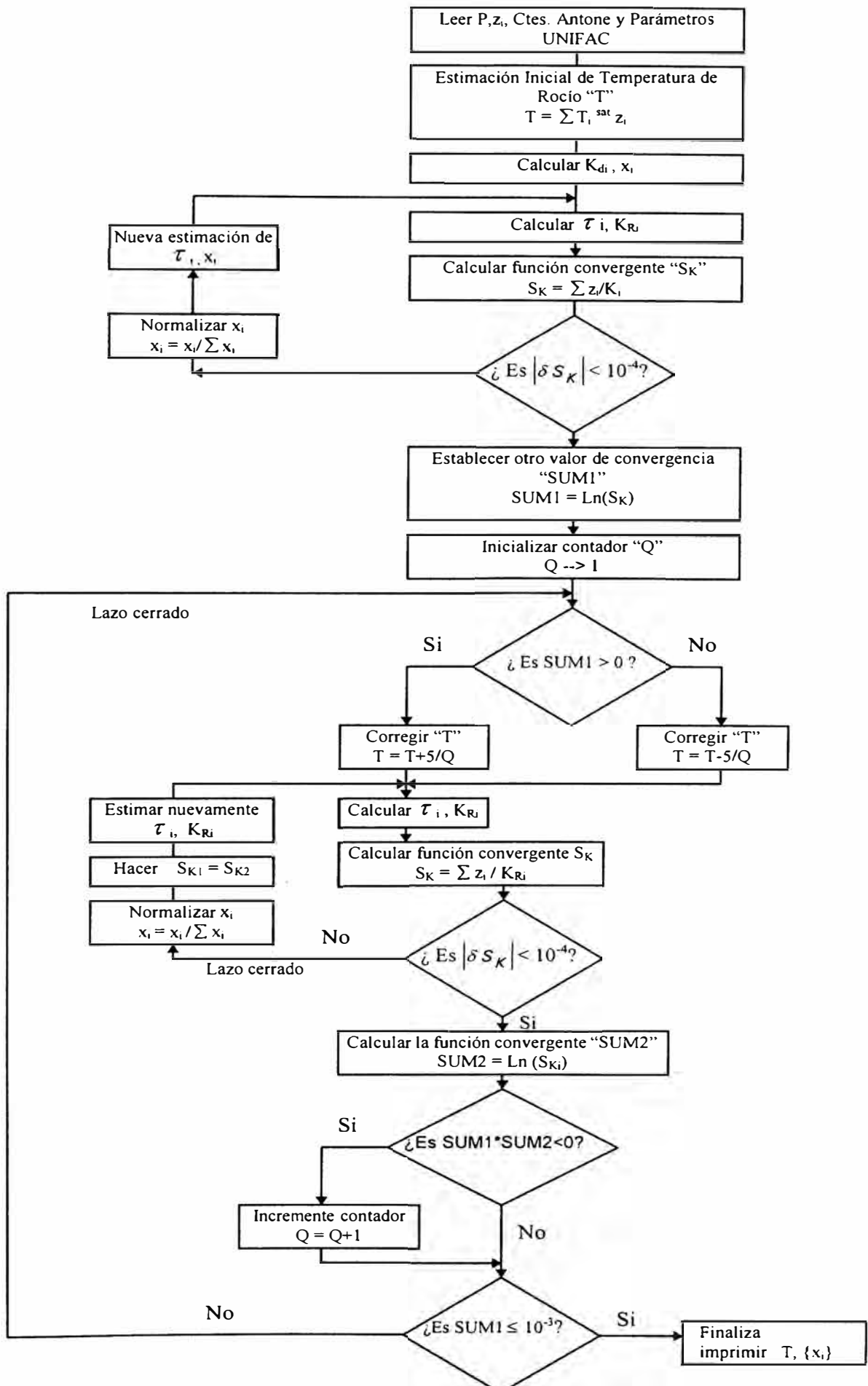
```

begin
  P_SAT[I]:=EXP(A2[I]-B2[I]/(C2[I]+T));
  K[I]:=P_SAT[I]*GAMMA2[I]/(P*760)
end;
end;
{*****PROGRAMA PRINCIPAL*****}
begin
CLRSCR;
LEEDATOS(NUM_SUS,NUM_SUB,PRESION,COMP_AL);
ESTIM_BP(NUM_SUS,PRESION,A,B,C,COMP_AL,TEMP_ESTIM);
T1:=TEMP_ESTIM;
writeln('PRIMERA ESTIMACION BP : ',TEMP_ESTIM:6:2);
{----UNIFAC----}
COEF_ACTIVIDAD(NUM_SUS,NUM_SUB,TEMP_ESTIM,U,AM,R,Q,COMP_AL,GAMMA);
K_VAL(NUM_SUS,PRESION,TEMP_ESTIM,A,B,C,GAMMA,K_REAL);
S1:=0;
for I:=1 to NUM_SUS do
S1:=S1+COMP_AL[I]*K_REAL[I];
SUM1:=LN(S1);
CONTADOR:=1;
while ABS(SUM1)>=1E-4 do
begin
  if SUM1>0 then
    T1:=T1-5/CONTADOR
  else
    T1:=T1+5/CONTADOR;
COEF_ACTIVIDAD(NUM_SUS,NUM_SUB,T1,U,AM,R,Q,COMP_AL,GAMMA);
K_VAL(NUM_SUS,PRESION,T1,A,B,C,GAMMA,K_REAL);
S1:=0;
for I:=1 to NUM_SUS do
S1:=S1+COMP_AL[I]*K_REAL[I];
SUM2:=LN(S1);
if (SUM1*SUM2)<0 then
CONTADOR:=CONTADOR+1;
SUM1:=SUM2;
writeln('APROXIMACION TEMP. : ',T1:6:2);
end;
writeln;
writeln('TEMPERATURA DE BURBUJA: ',T1:6:2);
writeln;
writeln('***COMPOSICIONES DEL VAPOR***');
for I:=1 to NUM_SUS do
writeln('COMP. VAPOR(',I,'): ',K_REAL[I]*COMP_AL[I]:7:4);
end.

```



# ALGORITMO PROGRAMA PTO - ROCIO



## PROGRAMA PTO-ROCIO

```

uses
crt;
type
vector1=array[1..7] of real;
vector2=array[1..7,1..7] of real
var
NUM_SUS,NUM_SUB,I:integer;
PRESION,TEMP_ESTIM,T1,CONTADOR,S1,S2,SUM1,SUM2:real;
GAMMA,COMP_AL,COMP_LIQ,CTE_DISTRIBUCION,XA,XB:vector1;
A,B,C,R,Q:vector1;
U,AM:vector2;
procedure LEEDATOS(var NUM_SUS,NUM_SUB:integer;var PRESION:real;var A,B,C,COMP_AL,R,Q:vector1;
var U,AM:vector2);

var I,J:integer;
begin
write('INGRESE NUMERO DE SUSTANCIAS: ');
readln(NUM_SUS);
writeln;
write('INGRESE NUMERO DE SUBGRUPOS : ');
readln(NUM_SUB);
writeln;
write('INGRESE LA PRESION DEL SISTEMA(ATM): ');
readln(PRESION);
writeln;
writeln(' INGRESE LAS COMPOSICIONES DE ALIMENTACION ');
for I:=1 to NUM_SUS do
begin
write('COMP_AL[ ',I,']= ');
readln (COMP_AL[I]);
end;
writeln;
writeln(' ** INGRESE LAS CONSTANTES DE ANTOINE ** ');
for I:=1 to NUM_SUS do
begin
write('CTE A[ ',I,']= ');
readln(A[I]);
write('CTE B[ ',I,']= ');
readln(B[I]);
write('CTE C[ ',I,']= ');
readln(C[I]);
end;
writeln;
writeln(' ** INGRESE LA MATRIZ R ** ');
for I:=1 to NUM_SUB do
readln(R[I]);
writeln;
writeln(' ** INGRESE LA MATRIZ Q ** ');
for I:=1 to NUM_SUB do
readln(Q[I]);
writeln;
writeln(' ** INGRESE LA MATRIZ AM ** ');

```

```

for I:=1 to NUM_SUB do
begin
writeln(' INTRODUCZA LA FILA ',I:1);
for J:=1 to NUM_SUB do
read(AM[I,J]);
readln;
end;
writeln;
writeln(' ** INTRODUCZA LA MATRIZ U ** ');
for I:=1 to NUM_SUB do
begin
writeln(' INTRODUCZA LA FILA ',I:1);
for J:=1 to NUM_SUB do
read(U[I,J]);
end;
end;
procedure ESTIM_BP(NUM_SUS:integer;P:real;A1,B1,C1,Z1:vector1;var T_INI:real);
var I:integer;
    T_SAT:vector1;
begin
for I:=1 to NUM_SUS do
T_SAT[I]:=B1[I]/(A1[I]-LN(P*760))-C1[I];
T_INI:=0;
for I:=1 to NUM_SUS do
T_INI:=T_INI+Z1[I]*T_SAT[I]
end;
procedure CALC_K_IDEAL(NUM_SUS:integer;P,TEMP:real;A3,B3,C3:vector1;var K_IDEAL:vector1);
var I:integer;
    P_SAT:vector1;
begin
for I:=1 to NUM_SUS do
begin
P_SAT[I]:=EXP(A3[I]-B3[I]/(C3[I]+TEMP));
K_IDEAL[I]:=P_SAT[I]/(P*760)
end;
end;
procedure CALC_COMPOSICION(NUM_SUS:integer;ZF,K:vector1;var X:vector1);
var I:integer;
begin
for I:=1 to NUM_SUS do
X[I]:=ZF[I]/K[I];
end;
procedure NORMALIZAR_COMPOSICION(NUM_SUS:integer;Z,K:vector1;var X1:vector1);
var I:integer;
    S:real;
begin
S:=0;
for I:=1 to NUM_SUS do
S:=S+Z[I]/K[I];
for I:=1 to NUM_SUS do
X1[I]:=Z[I]/(K[I]*S);
end;
procedure COEF_ACTIVIDAD(NUM_SUS,NUM_SUB:integer;TEMP:real;U,AM:vector2;

```

```

                                R,Q,X:vector1; var GAMMA:vector1);
var SI,XXP,TETAP,TP:vector2;
    QQ,RR,L,FI,TETA,XXM,TETAM,TM,GAMMA_C,GAMMA_R:vector1;
    I,J,K,M,N,P:integer;
    SUM1,SUM2,SUM3,SUM4,SUM5:real;
begin
SUM3:=0;
SUM4:=0;
SUM5:=0;
{calculo del Gamma Combinatorial}
for I:=1 to NUM_SUS do
begin
SUM1:=0;
SUM2:=0;
for K:=1 to NUM_SUB do
begin
SUM1:=SUM1+R[K]*U[K,I];
SUM2:=SUM2+Q[K]*U[K,I]
end;
RR[I]:=SUM1;
QQ[I]:=SUM2;
L[I]:=5*(RR[I]-QQ[I])-(RR[I]-1);
SUM3:=SUM3+RR[I]*X[I];
SUM4:=SUM4+QQ[I]*X[I];
SUM5:=SUM5+X[I]*L[I]
end;
for I:=1 to NUM_SUS do
begin
FI[I]:=(RR[I]*X[I])/SUM3;
TETA[I]:=(QQ[I]*X[I])/SUM4;
GAMMA_C[I]:=LN(FI[I]/X[I])+5*QQ[I]*LN(TETA[I]/FI[I])+L[I]-FI[I]*SUM5/X[I];
end;
{Calculo de T para componente puro}
for J:=1 to NUM_SUB do
for K:=1 to NUM_SUB do
SI[J,K]:=EXP(-1*AM[J,K]/TEMP);
for I:=1 to NUM_SUS do
begin
SUM1:=0;
for K:=1 to NUM_SUB do
SUM1:=SUM1+U[K,I];
for K:=1 to NUM_SUB do
XXP[K,I]:=U[K,I]/SUM1;
end;
for I:=1 to NUM_SUS do
begin
SUM1:=0;
for K:=1 to NUM_SUB do
SUM1:=SUM1+Q[K]*XXP[K,I];
for K:=1 to NUM_SUB do
TETAP[K,I]:=Q[K]*XXP[K,I]/SUM1;
end;
for I:=1 to NUM_SUS do

```

```

for K:=1 to NUM_SUB do
begin
SUM1:=0;
for J:=1 TO NUM_SUB do
SUM1:=SUM1+SI[J,K]*TETAP[J,I];
SUM3:=0;
for J:=1 to NUM_SUB do
begin
SUM2:=0;
for M:=1 to NUM_SUB do
SUM2:=SUM2+SI[M,J]*TETAP[M,I];
SUM3:=SUM3+SI[K,J]*TETAP[J,I]/SUM2;
end;
TP[K,I]:=Q[K]*(1-LN(SUM1)-SUM3);
if U[K,I]=0 then
TP[K,I]:=0;
end;
{calculo de T mezcla}
for K:=1 to NUM_SUB do
begin
SUM1:=0;
for I:=1 to NUM_SUS do
SUM1:=SUM1+U[K,I]*X[I];
SUM2:=0;
for I:=1 to NUM_SUS do
begin
SUM3:=0;
for M:=1 to NUM_SUB do
SUM3:=SUM3+U[M,I]*X[I];
SUM2:=SUM2+SUM3
end;
XXM[K]:=SUM1/SUM2
end;
for K:=1 to NUM_SUB do
begin
SUM1:=0;
for J:=1 to NUM_SUB do
SUM1:=SUM1+XXM[J]*Q[J];
TETAM[K]:=Q[K]*XXM[K]/SUM1
end;
for K:=1 to NUM_SUB do
begin
SUM1:=0;
for M:=1 to NUM_SUB do
SUM1:=SUM1+SI[M,K]*TETAM[M];
SUM3:=0;
for M:=1 to NUM_SUB do
begin
SUM2:=0;
for P:=1 to NUM_SUB do
SUM2:=SUM2+SI[P,M]*TETAM[P];
SUM3:=SUM3+SI[K,M]*TETAM[M]/SUM2
end;
end;

```

```

    TM[K]:=Q[K]*(1-LN(SUM1)-SUM3)
  end;
{CALCULO DE GAMMA RESIDUAL}
  for I:=1 to NUM_SUS do
  begin
    SUM1:=0;
    for K:=1 to NUM_SUB do
      SUM1:=SUM1+U[K,I]*(TM[K]-TP[K,I]);
      GAMMA_R[I]:=SUM1;
    end;
{CALCULO DEL COEFICIENTE DE ACTIVIDAD}
    for I:=1 to NUM_SUS do
      GAMMA[I]:=EXP(GAMMA_C[I]+GAMMA_R[I]);
      writeln('** COEFICIENTES DE ACTIVIDAD**');
    writeln;
    writeln;
    for I:=1 to NUM_SUS do
      writeln(' GAMMA[',I,']: ',GAMMA[I]:9:5);
      WRITELN
    end;
  procedure K_VAL(NUM_SUS:INTEGER;P,T:real;A2,B2,C2,GAMMA2:vector1;var K:vector1);
  var I:integer;
      P_SAT:vector1;
  begin
    for I:=1 to NUM_SUS do
    begin
      P_SAT[I]:=EXP(A2[I]-B2[I]/(C2[I]+T));
      K[I]:=P_SAT[I]*GAMMA2[I]/(P*760)
    end;
  end;
{*****PROGRAMA PRINCIPAL*****}
begin
CLRSCR;
LEEDATOS(NUM_SUS,NUM_SUB,PRESION,A,B,C,COMP_AL,R,Q,U,AM);
ESTIM_BP(NUM_SUS,PRESION,A,B,C,COMP_AL,TEMP_ESTIM);
T1:=TEMP_ESTIM;
writeln('PRIMERA ESTIMACION BP : ',TEMP_ESTIM:6:2);
CALC_K_IDEAL(NUM_SUS,PRESION,T1,A,B,C,CTE_DISTRIBUCION);
CALC_COMPOSICION(NUM_SUS,COMP_AL,CTE_DISTRIBUCION,COMP_LIQ);
REPEAT
for I:=1 to NUM_SUS DO
XA[I]:=COMP_LIQ[I];
S1:=0;
for I:=1 to NUM_SUS do
S1:=S1+COMP_AL[I]/CTE_DISTRIBUCION[I];
writeln('valor de S1: ',S1:8:5);
{----UNIFAC----}
COEF_ACTIVIDAD(NUM_SUS,NUM_SUB,TEMP_ESTIM,U,AM,R,Q,XA,GAMMA);
K_VAL(NUM_SUS,PRESION,TEMP_ESTIM,A,B,C,GAMMA,CTE_DISTRIBUCION);
S2:=0;
for I:=1 to NUM_SUS do
S2:=S2+COMP_AL[I]/CTE_DISTRIBUCION[I];
writeln('valor de S2: ',S2:8:5);

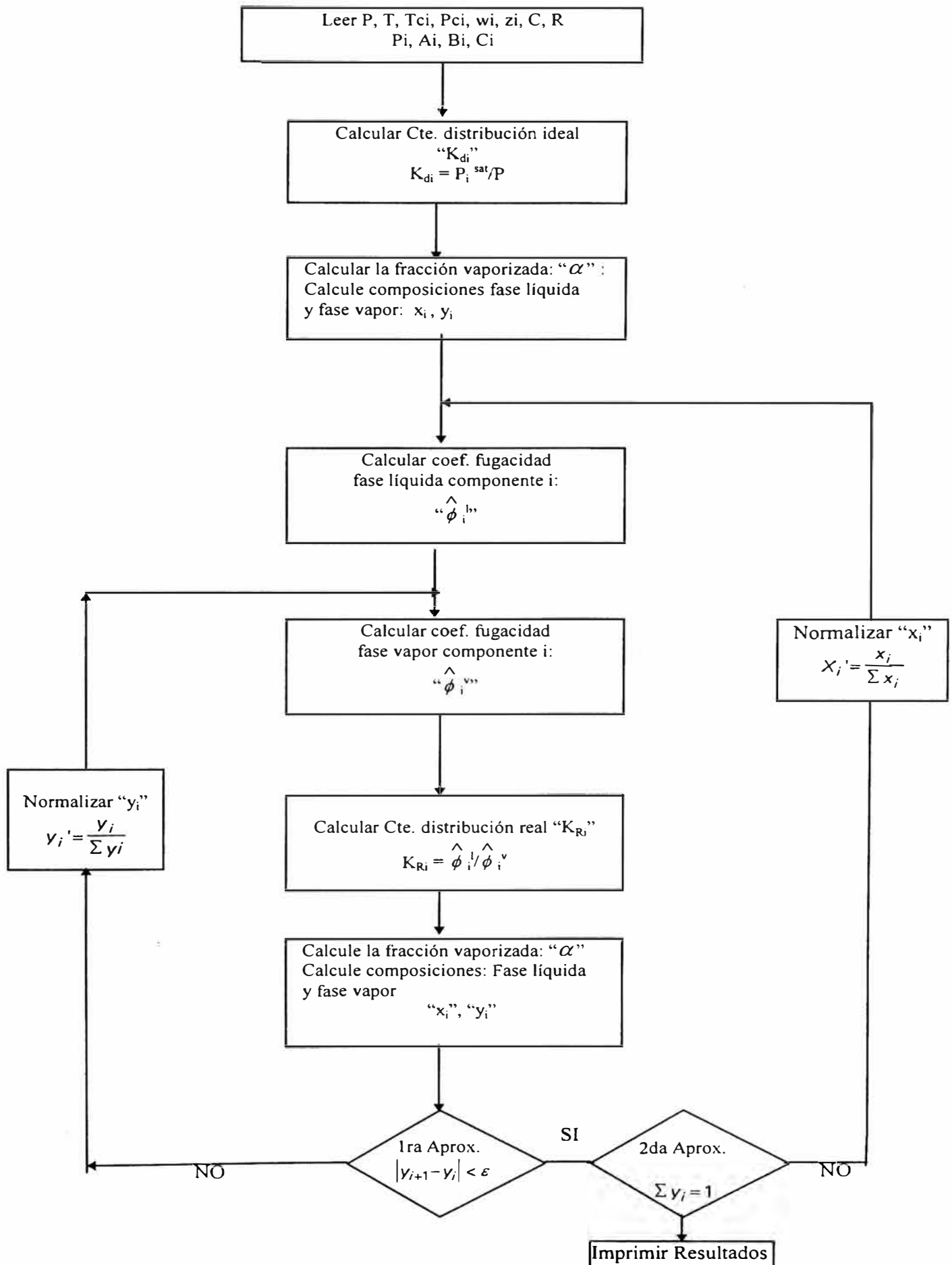
```

```

NORMALIZAR_COMPOSICION(NUM_SUS,COMP_AL,CTE_DISTRIBUCION,COMP_LIQ);
UNTIL ABS(S1-S2)<=1E-4;
CALC_COMPOSICION(NUM_SUS,COMP_AL,CTE_DISTRIBUCION,COMP_LIQ);
SUM1:=LN(S2);
CONTADOR:=1;
while ABS(SUM1)>=1E-3 do
begin
  if SUM1>0 then
    T1:=T1+5/CONTADOR
  else
    T1:=T1-5/CONTADOR;
  {---NUEVA TEMPERATURA DE ESTIMACION-----}
  {----SE TOMARA LA ULTIMA COMPOSICION LIQ. ESTIMADA--}
  REPEAT
  for I:=1 to NUM_SUS do
  XB[I]:=COMP_LIQ[I];
  S1:=S2;
  COEF_ACTIVIDAD(NUM_SUS,NUM_SUB,T1,U,AM,R,Q,XB,GAMMA);
  K_VAL(NUM_SUS,PRESION,T1,A,B,C,GAMMA,CTE_DISTRIBUCION);
  S2:=0;
  for I:=1 to NUM_SUS do
  S2:=S2+COMP_AL[I]/CTE_DISTRIBUCION[I];
  NORMALIZAR_COMPOSICION(NUM_SUS,COMP_AL,CTE_DISTRIBUCION,COMP_LIQ);
  UNTIL ABS(S1-S2)<=1E-4;
  CALC_COMPOSICION(NUM_SUS,COMP_AL,CTE_DISTRIBUCION,COMP_LIQ);
  SUM2:=LN(S2);
  writeln('VALOR DE SUM2: ',SUM2:8:5);
  if (SUM1*SUM2)<0 then
  CONTADOR:=CONTADOR+1;
  SUM1:=SUM2;
  writeln('APROXIMACION TEMP. : ',T1:6:2);
  end;
  writeln('TEMPERATURA ROCIO: ',T1:6:2);
  writeln('***COMPOSICIONES DEL LIQUIDO***');
  for I:=1 to NUM_SUS do
  writeln('COMP. LIQUIDO[' ,I, ']: ',COMP_LIQ[I]:7:4);
  end.

```

## ALGORITMO PROGRAMA SEP - LV1





## PROGRAMA SEP-LV1

```

uses
  crt;
type
  vector=array[1..6]of real;
const
  ERROR=0.0001;
  TEMP_CR:vector=(508.1,647.1,508.3,571,613.1,33.2);
  PRES_CR:vector=(46.4,218.1,47.6,32.3,24.45,12.8);
  FAC_AC:vector=(0.309,0.344,0.663,0.40,0.469,-0.22);
  PAR_POLAR:vector=(0.052482,0.127167,-0.1709255,-0.26764,0.3408,0.078672);
  A:vector=(16.6513,18.3036,18.6929,16.7673,18.1357,13.6333);
  B:vector=(2940.46,3816.44,3640.2,3552.76,4745.17,164.9);
  C:vector=(-35.93,-46.13,-53.54,-38.27,-24.38,3.19);
var
  PRES_SAT,COMP_AL,PRES_RED:VECTOR;
  TEMP_RED,K_IDEAL,ALFA,AI,BI,COMP_LIQ,COMP_VAP,FI_LIQ,FI_VAP:VECTOR;
  K_REAL,YA,YN,DELTA:VECTOR;
  PRESION,TEMP,CTE_GAS,FRAC_VAP,AML,BML,AMV,BMV,FAC_COMP_L:REAL;
  FAC_COMP_V,INI_FV,E,SUM_X,SUM_Y,S_Y,AL,BL,AV,BV:REAL;
  N,I:INTEGER;
procedure LEEDATOS(VAR N:INTEGER;VAR PRESION,TEMP,CTE_GAS:REAL;
  VAR COMP_AL:VECTOR);
VAR I:INTEGER;
BEGIN
  write('INGRESE EL NUMERO DE SUSTANCIAS : ');
  readln(N);
  writeln;
  write('INGRESE LA PRESION DEL SISTEMA(ATM) : ');
  readln(PRESION);
  writeln;
  write('INGRESE LA TEMPERATURA DEL SISTEMA (grados Kelvin): ');
  readln(TEMP);
  writeln;
  write('INGRESE LA CTE UNIVERSAL DEL GAS : ');
  readln(CTE_GAS);
  writeln;
  write('** INGRESE LA FRACCION VAPORIZADA INICIAL : ');
  readln(INI_FV);
  writeln;
  writeln(' ** INGRESE LAS COMPOSICIONES DE ALIMENTACION **');
  for I:=1 to N do
    BEGIN
      write('COMP-AL[' ,I,']= ');
      readln(COMP_AL[I])
    END;
  writeln;
END;
procedure CAL_K_IDEAL(N:INTEGER;T,P:REAL;A1,B1,C1:VECTOR;VAR K :VECTOR);
var I:INTEGER;
    PS:VECTOR;
  BEGIN

```

```

    for I:=1 to N do
      begin
        PS[I]:=EXP(A1[I]-B1[I]/(T+C1[I]));
        K[I]:=PS[I]/(P*760)
      end;
    END;
procedure CAL_TEMP_RED(N:INTEGER;TC:VECTOR;T:REAL;VAR TR:VECTOR);
var I:INTEGER;
    BEGIN
      for I:=1 to N do
        TR[I]:=T/TC[I]
      END;
procedure CAL_ALFA(N:INTEGER;W1,TR1,PP:VECTOR;VAR ALFA1:VECTOR);
var M,L,S,C,D,L1:VECTOR;
    I:INTEGER;
    procedure AUX_1(N:INTEGER;J:VECTOR;VAR F:VECTOR);
      VAR I:INTEGER;
      BEGIN
        for I:=1 to N do
          F[I]:=0.4508+1.55171*J[I]-0.15613*J[I]*J[I]
        END;
    BEGIN
      AUX_1(N,W1,M);
    for I:=1 to N do
      BEGIN
        IF TR1[I]<1 THEN
          BEGIN
            L[I]:=1+M[I]*(1-SQRT(TR1[I]))-PP[I]*(1-TR1[I])*(0.7-TR1[I]);
            ALFA1[I]:=L[I]*L[I]
          END
        ELSE
          BEGIN
            D[I]:=1+M[I]/2+0.3*PP[I];
            C[I]:=(D[I]-1)/D[I];
            L1[I]:=EXP(D[I]*LN(TR1[I]));
            L[I]:=EXP(C[I]*(1-L1[I]));
            ALFA1[I]:=L[I]*L[I]
          END
        END
      END;
    END;
procedure CAL_PR(N:INTEGER;PC1:VECTOR;PT:REAL;VAR PR:VECTOR);
var I:INTEGER;
    BEGIN
      for I:=1 to N do
        PR[I]:=PC1[I]/PT
      END;
procedure CAL_ABI(N:INTEGER;R1:REAL;PC2,TC2,ALFA2:VECTOR;
                  VAR A1,B1:VECTOR);
var I:INTEGER;
    BEGIN
      for I:=1 to N do
        BEGIN
          A1[I]:=0.42747*SQR(R1*TC2[I])*ALFA2[I]/PC2[I];

```

```

        B1[I]:=0.08664*R1*TC2[I]/PC2[I]
    END
END;
procedure CAL_FRAC_VAP(N:INTEGER;Z1,KI1:VECTOR;X2:REAL;VAR F_VAP:REAL);
var
    I:INTEGER;
    X1, FUNC_1, DEV_1:REAL;
    procedure AUX_2(N:INTEGER;Z2,KI2:VECTOR;FV:REAL;VAR S1,S2:REAL);
    var
        I:INTEGER;
        A,B:REAL;
    BEGIN
        A:=0 ; B:=0;
        for I:=1 to N do
            BEGIN
                A:=A+Z2[I]*(1-KI2[I])/(1+FV*(KI2[I]-1));
                B:=B+Z2[I]*(1-KI2[I])*(1-KI2[I])/SQRT(1+FV*(KI2[I]-1))
            END;
            S1:=A; S2:=B;
        END;
    BEGIN
    REPEAT
        X1:=X2;
        AUX_2(N,Z1,KI1,X1, FUNC_1, DEV_1);
        X2:=X1-FUNC_1/DEV_1;
    UNTIL ABS(X2-X1)<=0.0001;
    F_VAP:=X2
    END;
    procedure CAL_COMPOSICIONES(N:INTEGER;KI3,Z3:VECTOR;FV1:REAL;
        VAR X1,Y1:VECTOR);
    var I:INTEGER;
    BEGIN
        for I:=1 to N do
            BEGIN
                X1[I]:=Z3[I]/(1+FV1*(KI3[I]-1));
                Y1[I]:=KI3[I]*X1[I]
            END
        END;
    procedure CAL_ABM(N:INTEGER;A2,B2,X3:VECTOR;VAR AM1,BM1:REAL);
    VAR
        S1,S2:REAL;
        I,J:INTEGER;
    BEGIN
        S1:=0; S2:=0;
        for I:=1 to N do
            for J:=1 to N do
                BEGIN
                    S1:=S1+SQRT(A2[I]*A2[J])*X3[I]*X3[J];
                    S2:=S2+(B2[I]+B2[J])/2*X3[I]*X3[J]
                END;
            AM1:=S1; BM1:=S2;
        END;
    { INICIADORES DEL FACTOR DE COMPRESIBILIDAD)

```

```

FUNCTION ZL_INICIAL(A,B:REAL):REAL;
VAR M,M1 :REAL;
BEGIN
  M:=A/B-1-B;
  M1:=1-B/A-SQR(B)/A-1/M;
  ZL_INICIAL:=B/(M1+B/(M1*M))
END;
FUNCTION ZV_INICIAL(A,B:REAL):REAL;
VAR M:REAL;
BEGIN
  M:=1-A+B+SQR(B);
  ZV_INICIAL:=M+(A*B)/M
END;
procedure CAL_FAC_COMP(P,T,R2,A,B,X2:REAL;VAR FA_COMP1:REAL);
VAR
  A5,B5:REAL;
  X1,FUNC_2,DEV_2:REAL;
  procedure AUX_3(A6,B6,U:REAL;VAR S1,S2:REAL);
  BEGIN
    S1:=SQR(U)*U-SQR(U)+U*(A6-B6-SQR(B6))-A6*B6;
    S2:=3*SQR(U)-2*U+(A6-B6-SQR(B6))
  END;
  BEGIN
    A5:=P*A/SQR(R2*T); B5:=P*B/(R2*T);
  REPEAT
    X1:=X2;
    AUX_3(A5,B5,X1, FUNC_2, DEV_2);
    X2:=X1-FUNC_2/DEV_2;
  UNTIL ABS(X2-X1)<=0.0001;
  FA_COMP1:=X2
  END;
  procedure CAL_COEF_FUGA(N:INTEGER;Z,A7,B7,PT,R2,T2:REAL;
    X4,AI2,BI2:VECTOR;VAR FI1:VECTOR);
  VAR I,J:INTEGER;
    S1,S2,V,L:REAL;
    F1,RR,KK:VECTOR ;
  BEGIN
    V:=(A7*PT)/SQR(R2*T2); L:=(PT*B7)/(R2*T2);
    for I:=1 to N do
      BEGIN
        S1:=0 ; S2:=0 ;
        for j:=1 TO N do
          BEGIN
            S1:=S1+X4[J]*SQR(AI2[I]*AI2[J]);
            S2:=S2+X4[J]*(BI2[I]+BI2[J])/2
          END;
          RR[I]:=S1; KK[I]:=S2;
          F1[I]:=-LN(Z-L)+(Z-1)*(2*KK[I]/B7-1)-(V/L)*(1+2*RR[I]/A7-2*KK[I]/B7)*LN(1+L/Z);
          FI1[I]:=EXP(F1[I])
        END
      END;
  procedure CAL_KR(N:INTEGER;FIL1,FIV1:VECTOR;VAR KR1:VECTOR);
  VAR I:INTEGER;

```

```

BEGIN
  for I:=1 to N do
    KRI[I]:=FIL1[I]/FIV1[I]
  END;
BEGIN
  clrscr;
  LEEDATOS(N,PRESION,TEMP,CTE_GAS,COMP_AL);
  CAL_K_IDEAL(N,TEMP,PRESION,A,B,C,K_IDEAL);
  writeln('** VALORES DE K_IDEAL **');
  for I:=1 to N do
    writeln('CTE DE DISTRIB. IDEAL[' ,I, ']: ',K_IDEAL[I]:7:3);
  CAL_TEMP_RED(N,TEMP_CR,TEMP,TEMP_RED);
  CAL_ALFA(N,FAC_AC,TEMP_RED,PAR_POLAR,ALFA);
  WRITELN('**VALORES DE ALFA**');
  FOR I:=1 TO N DO
    WRITELN('CTE ALFA[' ,I, ']: ',ALFA[I]:10:7);
  CAL_PR(N,PRES_CR,PRESION,PRES_RED);
  CAL_ABI(N,CTE_GAS,
  PRES_CR,TEMP_CR,ALFA,AI,BI);
  WRITELN('**VALORES DE AI**');
  FOR I:=1 TO N DO
    WRITELN('CTE AI[' ,I, ']: ',AI[I]:8:6);
  CAL_FRAC_VAP(N,COMP_AL,K_IDEAL,INI_FV,FRAC_VAP);
  writeln('FRACCION VAPORIZADA : ',FRAC_VAP);
  CAL_COMPOSICIONES(N,K_IDEAL,COMP_AL,FRAC_VAP,COMP_LIQ,COMP_VAP);
  FOR I:=1 TO N DO
    BEGIN
    WRITELN('COMP-LIQ[' ,I, ']: ',COMP_LIQ[I]:6:4);
    WRITELN('COMP-VAP[' ,I, ']: ',COMP_VAP[I]:6:4);
    END;
  {FASE LIQUIDA}
  REPEAT
  CAL_ABM(N,AI,BI,COMP_LIQ,AML,BML);
  writeln('AML : ',AML:9:4,'BML : ',BML:9:4);
  AL:=PRESION*AML/SQR(CTE_GAS*TEMP); BL:=PRESION*BML/(CTE_GAS*TEMP);
  CAL_FAC_COMP(PRESION,TEMP,CTE_GAS,AML,BML,ZL_INICIAL(AL,BL),FAC_COMP_L);
  WRITELN('FACTOR DE COMPRESIBILIDAD LIQ. : ',FAC_COMP_L:8:3);
  CAL_COEF_FUGA(N,FAC_COMP_L,AML,BML,PRESION,CTE_GAS,TEMP,COMP_LIQ,AI,BI,FI_LIQ);
  FOR I:=1 TO N DO
    WRITELN('COEF. FUG. LIQ. [' ,I, ']: ',FI_LIQ[I]:9:4);
  {FASE VAPOR}
  REPEAT
  FOR I:=1 TO N DO
    YA[I]:=COMP_VAP[I];
  CAL_ABM(N,AI,BI,YA,AMV,BMV);
  AV:=PRESION*AMV/SQR(CTE_GAS*TEMP); BV:=PRESION*BMV/(CTE_GAS*TEMP);
  CAL_FAC_COMP(PRESION,TEMP,CTE_GAS,AMV,BMV,ZV_INICIAL(AV,BV),FAC_COMP_V);
  WRITELN('FACTOR COMPRESIBILIDAD : ',FAC_COMP_V:6:4);
  CAL_COEF_FUGA(N,FAC_COMP_V,AMV,BMV,PRESION,CTE_GAS,TEMP,YA,AI,BI,FI_VAP);
  CAL_KR(N,FI_LIQ,FI_VAP,K_REAL);
  FOR I:=1 TO N DO
    WRITELN('CTE DISTRIB. REAL[' ,I, ']: ',K_REAL[I]);
  CAL_FRAC_VAP(N,COMP_AL,K_REAL,INI_FV,FRAC_VAP);

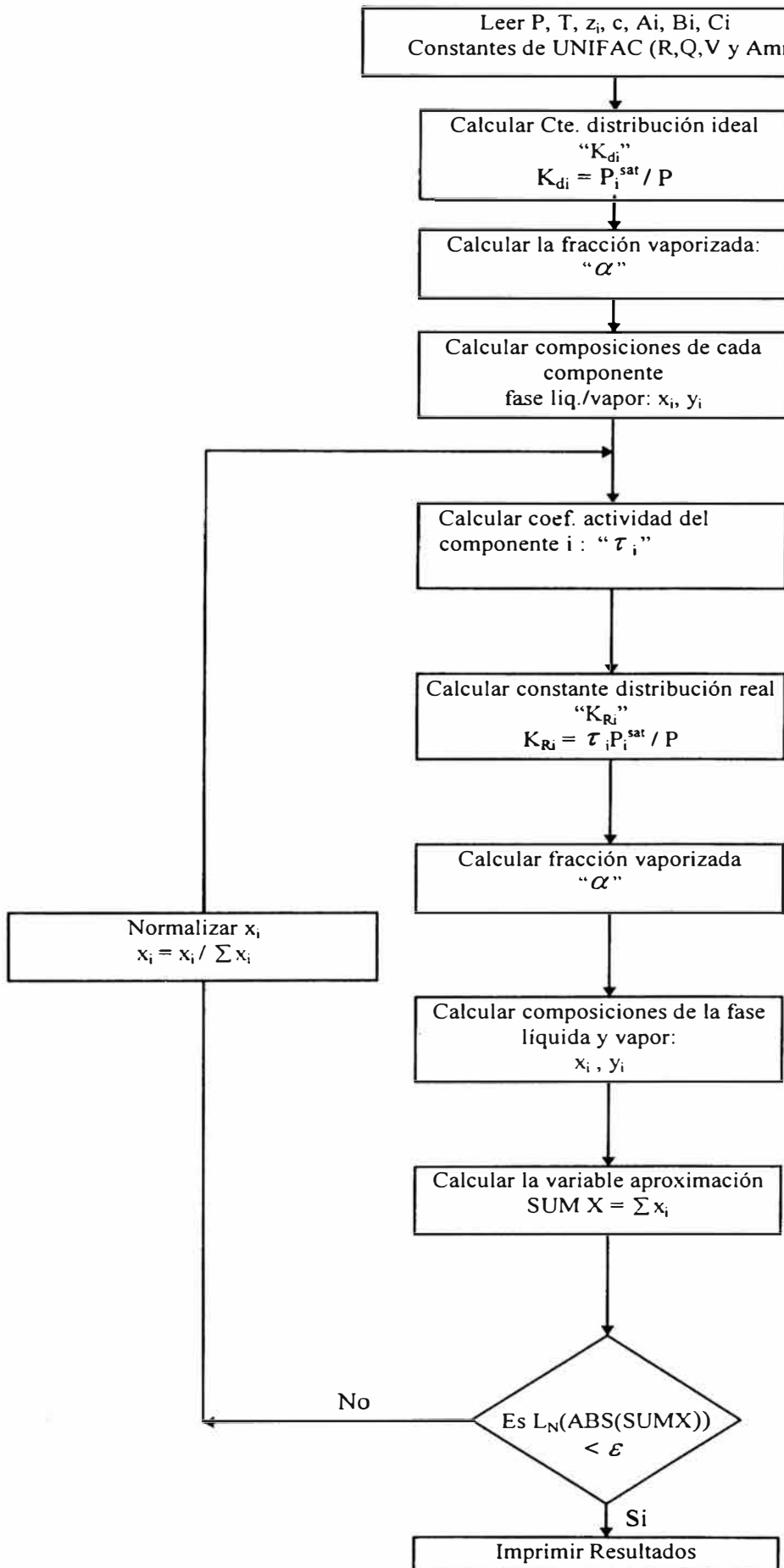
```

```

CAL_COMPOSICIONES(N,K_REAL,COMP_AL,FRAC_VAP,COMP_LIQ,COMP_VAP);
FOR I:=1 TO N DO
BEGIN
WRITELN('COMP-LIQ[' ,I, ']:',COMP_LIQ[I]:7:5);
WRITELN('COMP-VAP[' ,I, ']:',COMP_VAP[I]:7:5)
END;
E:=ERROR;
FOR I:=1 TO N DO
BEGIN
YN[I]:=COMP_VAP[I];
DELTA[I]:=ABS(YA[I]-YN[I])
END;
S_Y:=0;
FOR I:=1 TO N DO
S_Y:=S_Y+COMP_VAP[I];
FOR I:=1 TO N DO
COMP_VAP[I]:=COMP_VAP[I]/S_Y;
UNTIL (DELTA[1]<E)AND(DELTA[2]<E)AND(DELTA[3]<E)AND(DELTA[4]<E)AND(DELTA[5]<E)AND(DELTA[6]<E);
SUM_Y:=0;
FOR I:=1 TO N DO
SUM_Y:=SUM_Y+YN[I];
WRITELN('SUMA DE COMP_VAPOR:',SUM_Y:7:5);
IF (SUM_Y-1.0000)<E THEN
BEGIN
SUM_X:=0;
FOR I:=1 TO N DO
SUM_X:=SUM_X+COMP_LIQ[I];
FOR I:=1 TO N DO
COMP_LIQ[I]:=COMP_LIQ[I]/SUM_X;
END;
UNTIL (SUM_Y-1.0000)<E;
writelN('**** COMPOSICION DEL LIQUIDO ****');
FOR I:=1 TO N DO
WRITELN('COMP_LIQUIDO[' ,I, ']= ',COMP_LIQ[I]:9:4);
writelN;
writelN(' **** COMPOSICION DEL VAPOR **** ');
FOR I:=1 TO N DO
WRITELN('COMP_VAPOR[' ,I, ']= ',YN[I]:9:4);
writelN('FRACCION VAPORIZADA: ',FRAC_VAP:5:3)
END.

```

## ALGORITMO PROGRAMA SEP-LV2



## PROGRAMA SEP-LV2

```

uses
crt;
type
vector1=array[1..7] of real;
vector2=array[1..7,1..7] of real;
const
E=0.0001;
A:vector1=(16.6513,18.3036,18.6929,16.7673,18.1357,0,0);
B:vector1=(2940.46,3816.44,3640.20,3552.76,4745.17,0,0);
C:vector1=(-35.93,-46.13,-53.54,-38.27,-24.38,0,0);
R:vector1=(0.9011,0.6744,0.4469,1.0,0.92,1.6724,1.4457);
Q:vector1=(0.848,0.540,0.228,1.20,1.4,1.488,1.18);
U:vector2=((1,0,2,2,4,0,0),(0,0,0,1,1,0,0),(0,0,1,1,2,0,0),(0,0,1,0,0,0,0),
(0,1,0,0,0,0,0),(1,0,0,1,0,0,0),(0,0,0,0,1,0,0));
AM:vector2=((0,0,0,986.5,1318,476.4,476.4),(0,0,0,986.5,1318,476.4,476.4),
(0,0,0,986.5,1318,476.4,476.4),(156.4,156.4,156.4,0,353.5,84,84),
(300,300,300,-229.1,0,-195.4,-195.4),(26.76,26.76,26.76,164.5,472.5,0,0),
(26.76,26.76,26.76,164.5,472.5,0,0));

var
NUM_SUS,NUM_SUB,I,CONTADOR:integer;
PRESION,TEMPERATURA,INI_FV,F_VAP,SUM_X,SUM_Y:real;
COMP_AL,COMP_LIQ,COMP_VAP,CTE_DISTRIBUCION,GAMMA,XA,XN,DELTA:vector1;
procedure LEEDATOS(var NUM_SUS,NUM_SUB:integer;var PRESION,TEMPERATURA,INI_FV:real;var
COMP_AL:vector1);
var I:integer;
begin
write('INGRESE EL NUMERO DE SUSTANCIAS : ');
readln(NUM_SUS);
writeln;
write('INGRESE EL NUMERO DE SUBGRUPOS: ');
readln(NUM_SUB);
writeln;
write('INGRESE LA PRESION DEL SISTEMA(ATMOSFERAS)  ');
readln(PRESION);
writeln;
write('INGRESE LA TEMPERATURA(GRADOS KELVIN)  ');
readln(TEMPERATURA);
writeln;
write('INGRESE LA FRACCION VAPORIZADA INICIAL: ');
readln(INI_FV);
writeln;
writeln('INGRESE LAS COMPOSICIONES DE ALIMENTACION');
for I:=1 to NUM_SUS do
begin
write('COMP_LIQ[' ,I,']= ');
readln(COMP_AL[I]);
end;
end;
procedure CALC_K_IDEAL(N:integer;P,T:real;A1,B1,C1:VECTOR1;var K_VAL:vector1);
var I:integer;
PS:vector1;

```



```

begin
for I:=1 to N do
begin
PS[I]:=exp(A1[I]-B1[I]/(T+C1[I]));
K_VAL[I]:=PS[I]/(P*760)
end
end;
procedure CALC_FRAC_VAP(NUM_SUS:integer;Z1,KI1:vector1;X2:real;var FV1:real);
var I:integer;
X1,FUNC_1,DEV_1:real;
procedure AUX_2(NUM_SUS:integer;Z2,KI2:vector1;FV2:real;var S1,S2:real);
var I:integer;
A,B:real;
begin
A:=0 ; B:=0;
for I:=1 to NUM_SUS do
begin
A:=A+Z2[I]*(1-KI2[I])/((1+FV2*(KI2[I]-1)));
B:=B+Z2[I]*SQR(1-KI2[I])/SQR(1+FV2*(KI2[I]-1))
end;
S1:=A; S2:=B;
end;
begin
repeat
X1:=X2;
AUX_2(NUM_SUS,Z1,KI1,X1,FUNC_1,DEV_1);
X2:=X1-FUNC_1/DEV_1;
until abs(X2-X1)<=1E-4;
FV1:=X2
end;
procedure CALC_COMP_LIQ(NUM_SUS:integer;FV:real;Z3,KI:vector1;var X:vector1);
var I:integer;
begin
for I:=1 to NUM_SUS do
X[I]:=Z3[I]/(1+FV*(KI[I]-1))
end;
procedure COEF_ACTIVIDAD(NUM_SUS,NUM_SUB:integer;TEMP:real;U,AM:vector2;
R,Q,X:vector1;var GAMMA:vector1);
var
SI,XXP,TETAP,TP:vector2;
RR,QQ,L,FI,TETA,XXM,TETAM,TM,GAMMA_C,GAMMA_R:vector1;
I,N,K,J,M,P:integer;
SUM1,SUM2,SUM3,SUM4,SUM5:real;
begin
SUM3:=0;
SUM4:=0;
SUM5:=0;
{calculo del Gamma Combinatorial}
for I:=1 to NUM_SUS do
begin
SUM1:=0;
SUM2:=0;
for K:=1 to NUM_SUB do

```

```

begin
  SUM1:=SUM1+R[K]*U[K,I];
  SUM2:=SUM2+Q[K]*U[K,I]
end;
RR[I]:=SUM1;
QQ[I]:=SUM2;
L[I]:=5*(RR[I]-QQ[I])-(RR[I]-1);
SUM3:=SUM3+RR[I]*X[I];
SUM4:=SUM4+QQ[I]*X[I];
SUM5:=SUM5+X[I]*L[I]
end;
for I:=1 to NUM_SUS do
begin
  FI[I]:=(RR[I]*X[I])/SUM3;
  TETA[I]:=(QQ[I]*X[I])/SUM4;
  GAMMA_C[I]:=LN(FI[I]/X[I])+5*QQ[I]*LN(TETA[I]/FI[I])+L[I]-FI[I]*SUM5/X[I];
end;
{Calculo de T para componente puro}
for J:=1 to NUM_SUB do
for K:=1 to NUM_SUB do
  SI[J,K]:=EXP(-1*AM[J,K]/TEMP);
for I:=1 to NUM_SUS do
begin
  SUM1:=0;
  for K:=1 to NUM_SUB do
    SUM1:=SUM1+U[K,I];
  for K:=1 to NUM_SUB do
    XXP[K,I]:=U[K,I]/SUM1;
  end;
for I:=1 to NUM_SUS do
begin
  SUM1:=0;
  for K:=1 to NUM_SUB do
    SUM1:=SUM1+Q[K]*XXP[K,I];
  for K:=1 to NUM_SUB do
    TETAP[K,I]:=Q[K]*XXP[K,I]/SUM1;
  end;
for I:=1 to NUM_SUS do
for K:=1 to NUM_SUB do
begin
  SUM1:=0;
  for J:=1 TO NUM_SUB do
    SUM1:=SUM1+SI[J,K]*TETAP[J,I];
  SUM3:=0;
  for J:=1 to NUM_SUB do
begin
  SUM2:=0;
  for M:=1 to NUM_SUB do
    SUM2:=SUM2+SI[M,J]*TETAP[M,I];
    SUM3:=SUM3+SI[K,J]*TETAP[J,I]/SUM2;
  end;
  TP[K,I]:=Q[K]*(1-LN(SUM1)-SUM3);
  if U[K,I]=0 then

```

```

    TP[K,I]:=0;
    end;
{calculo de T mezcla}
for K:=1 to NUM_SUB do
begin
    SUM1:=0;
    for I:=1 to NUM_SUS do
    SUM1:=SUM1+U[K,I]*X[I];
    SUM2:=0;
    for I:=1 to NUM_SUS do
    begin
        SUM3:=0;
        for M:=1 to NUM_SUB do
        SUM3:=SUM3+U[M,I]*X[I];
        SUM2:=SUM2+SUM3
    end;
    XXM[K]:=SUM1/SUM2
end;
for K:=1 to NUM_SUB do
begin
    SUM1:=0;
    for J:=1 to NUM_SUB do
    SUM1:=SUM1+XXM[J]*Q[J];
    TETAM[K]:=Q[K]*XXM[K]/SUM1
end;
for K:=1 to NUM_SUB do
begin
    SUM1:=0;
    for M:=1 to NUM_SUB do
    SUM1:=SUM1+SI[M,K]*TETAM[M];
    SUM3:=0;
    for M:=1 to NUM_SUB do
    begin
        SUM2:=0;
        for P:=1 to NUM_SUB do
        SUM2:=SUM2+SI[P,M]*TETAM[P];
        SUM3:=SUM3+SI[K,M]*TETAM[M]/SUM2
    end;
    TM[K]:=Q[K]*(1-LN(SUM1)-SUM3)
end;
{CALCULO DE GAMMA RESIDUAL}
for I:=1 to NUM_SUS do
begin
    SUM1:=0;
    for K:=1 to NUM_SUB do
    SUM1:=SUM1+U[K,I]*(TM[K]-TP[K,I]);
    GAMMA_R[I]:=SUM1;
end;
{CALCULO DEL COEFICIENTE DE ACTIVIDAD}
for I:=1 to NUM_SUS do
    GAMMA[I]:=EXP(GAMMA_C[I]+GAMMA_R[I]);
writeln('** COEFICIENTES DE ACTIVIDAD**');
writeln;

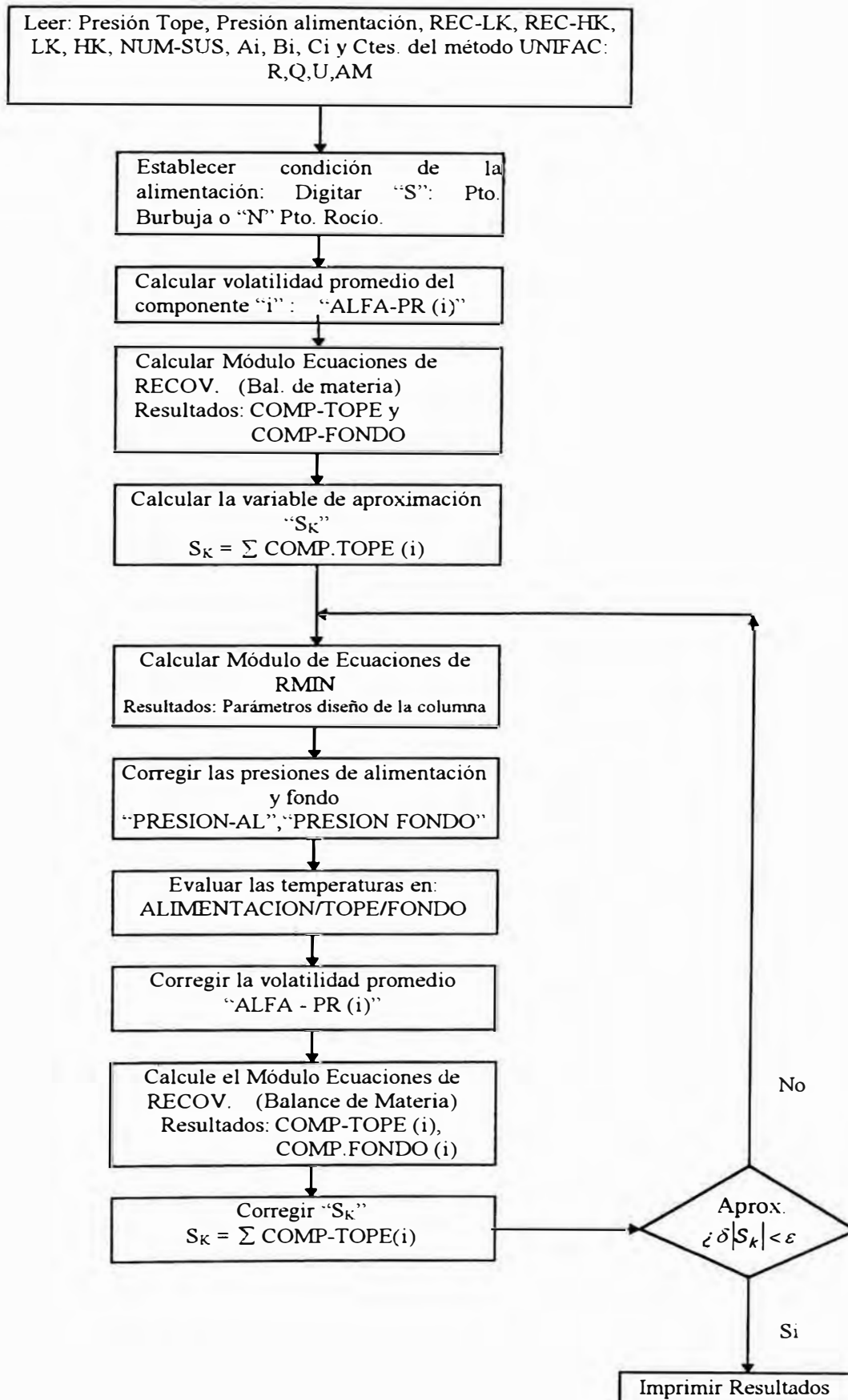
```

```

writeln;
  for I:=1 to NUM_SUS do
    writeln(' GAMMA[' ,I, ']: ',GAMMA[I]:9:5);
    WRITELN
  end;
procedure CALC_K_REAL(N:integer;P,T:real;A2,B2,C2,GAMMA1:vector1;var K:vector1);
var I:integer;
    PS:vector1;
begin
  for I:=1 to N do
    PS[I]:=exp(A2[I]-B2[I]/(T+C2[I]));
  for I:=1 to N do
    K[I]:=GAMMA1[I]*PS[I]/(P*760)
  end;
{---- CUERPO PRINCIPAL -----}
begin
  clrscr;
  LEEDATOS(NUM_SUS,NUM_SUB,PRESION,TEMPERATURA,INI_FV,COMP_AL);
  CALC_K_IDEAL(NUM_SUS,PRESION,TEMPERATURA,A,B,C,CTE_DISTRIBUCION);
  CALC_FRAC_VAP(NUM_SUS,COMP_AL,CTE_DISTRIBUCION,INI_FV,F_VAP);
  CALC_COMP_LIQ(NUM_SUS,F_VAP,COMP_AL,CTE_DISTRIBUCION,COMP_LIQ);
  CONTADOR:=0;
  REPEAT
  {--- unifac ----}
  CONTADOR:=CONTADOR+1;
  COEF_ACTIVIDAD(NUM_SUS,NUM_SUB,TEMPERATURA,U,AM,R,Q,COMP_LIQ,GAMMA);
  CALC_K_REAL(NUM_SUS,PRESION,TEMPERATURA,A,B,C,GAMMA,CTE_DISTRIBUCION);
  CALC_FRAC_VAP(NUM_SUS,COMP_AL,CTE_DISTRIBUCION,INI_FV,F_VAP);
  CALC_COMP_LIQ(NUM_SUS,F_VAP,COMP_AL,CTE_DISTRIBUCION,COMP_LIQ);
  for I:=1 to NUM_SUS do
    writeln('COMP_LIQ[' ,I, ']= ',COMP_LIQ[I]:9:5);
  SUM_X:=0;
  for I:=1 to NUM_SUS do
    SUM_X:=SUM_X+COMP_LIQ[I];
  WRITELN(' VALOR DE SUM_X   ',SUM_X:9:4);
  IF SUM_X<>1.0 THEN
  begin
    for I:=1 to NUM_SUS do
      COMP_LIQ[I]:=COMP_LIQ[I]/SUM_X;
    end;
  UNTIL ABS(LN(SUM_X))<1E-4;
  writeln('COMPOSICION DE LIQUIDO');
  for I:=1 to NUM_SUS do
    writeln('COMP_LIQ[' ,I, ']= ',COMP_LIQ[I]:9:4);
  writeln;
  writeln('COMPOSICION DEL VAPOR');
  for I:=1 to NUM_SUS do
    writeln('COMP_VAP[' ,I, ']= ',CTE_DISTRIBUCION[I]*COMP_LIQ[I]:9:4);
  writeln;
  writeln('FRACCION VAPORIZADA: ',F_VAP:9:3);
  writeln;
  writeln('■ veces de calculo: ',CONTADOR)
END.

```

# ALGORITMO PROGRAMA DIS-COL



## PROGRAMA DIS-COL

```

uses
crt;
type
vector1=array[1..5] of real;
vector2=array[1..5,1..5] of real;
vector3=array[1..5] of real;
vector4=array[1..7,1..5] of real;
const
A:vector1=(16.6513,18.3036,16.7673,0,0);
B:vector1=(2940.46,3816.44,3552.76,0,0);
C:vector1=(-35.93,-46.13,-38.27,0,0);
R:vector1=(0.9011,0.6744,0.4469,1.6724,0.92);
Q:vector1=(0.848,0.54,0.228,1.488,1.40);
U:vector2=((1,0,2,0,0),(0,0,1,0,0),(0,0,1,0,0),(1,0,1,0,0),(0,1,0,0,0));
AM:vector2=((0,0,0,476.4,1318),(0,0,0,476.4,1318),(0,0,0,476.4,1318),
(26.76,26.76,26.76,0,472.5),(300,300,300,-195.4,0));

var
OP,OPCION:char;
NUM_SUS,NUM_SUB,I,LK,HK:integer;
PRESION_AL,PRESION_TOPE,PRESION_FONDO,TEMP_AL,TEMP_TOPE,TEMP_FONDO:real;
COMP_AL,COMP_TOPE,COMP_FONDO,ALFA_PR,ALFA_TOPE,ALFA_FONDO,ALFA_AL:vector1;
REC_LK,REC_HK,FRAC_VAP,S1,S2:real;
REF_MIN,REF_OP,N_MIN,N_OP,P_AL,FLUJO_TOPE:real;
procedure LEEDATOS(var NUM_SUS,NUM_SUB,LK,HK:integer;var PRESION_AL,PRESION_TOPE,
REC_LK,REC_HK:real;var COMP_AL:vector1);

var I:integer;
begin
write('INGRESE NUMERO DE SUSTANCIAS : ');
readln(NUM_SUS);
writeln;
write('INGRESE NUMERO DE SUBGRUPOS : ');
readln(NUM_SUB);
writeln;
write('INGRESE LA PRESION DE ALIMENTACION(KPA): ');
readln(PRESION_AL);
writeln;
write('INGRESE LA PRESION DE TOPE(KPA): ');
readln(PRESION_TOPE);
writeln;
writeln('INGRESE LAS COMPOSICIONES DE ALIMENTACION ');
for I:=1 to NUM_SUS do
begin
write('COMP.ALIM[' ,I, ']= ');
readln(COMP_AL[I])
end;
writeln;
write('INGRESE EL #ORDEN DEL LK: ');
readln(LK);
writeln;
write('INGRESE EL #ORDEN DEL HK: ');
readln(HK);

```

```

writeln;
write('INGRESE EL %RECUPERO DEL LK TOPE: ');
  readln(REC_LK);
writeln;
write('INGRESE EL %RECUPERO DEL HK FONDO: ');
  readln(REC_HK);
end;
procedure PTO_BP_DP(NUM_SUS,NUM_SUB:integer;OPCION:char;PRESION:real;Z,A,B,C,R,Q:vector1;
                    AM,U:vector2;var F_VAP,T1:real;var ALFA1:vector1);
var I,CONTADOR:integer;
    TEMP_ESTIM,S1,S2,SUM1,SUM2:real;
    GAMMA,K_REAL,CTE_DISTRIBUCION,COMP_LIQ,XA,XB:vector1;
procedure ESTIM_BP_DP(NUM_SUS:integer;P:real;A1,B1,C1,Z1:vector1;var T_INI:real);
var I:integer;
    T_SAT:vector1;
begin
  for I:=1 to NUM_SUS do
    T_SAT[I]:=B1[I]/(A1[I]-LN(P*7.502))-C1[I];
  T_INI:=0;
  for I:=1 to NUM_SUS do
    T_INI:=T_INI+Z1[I]*T_SAT[I]
  end;
procedure CALC_K_IDEAL(NUM_SUS:integer;P,TEMP:real;A3,B3,C3:vector1;var K_IDEAL:vector1);
var I:integer;
    P_SAT:vector1;
begin
  for I:=1 to NUM_SUS do
begin
  P_SAT[I]:=EXP(A3[I]-B3[I]/(C3[I]+TEMP));
  K_IDEAL[I]:=P_SAT[I]/(P*7.502)
end;
end;
procedure CALC_COMP_DP(NUM_SUS:integer;ZF,K:vector1;var X:vector1);
var I:integer;
begin
  for I:=1 to NUM_SUS do
    X[I]:=ZF[I]/K[I];
  end;
procedure NORMALIZAR_COMPOSICION(NUM_SUS:integer;Z,K:vector1;var X1:vector1);
var I:integer;
    S:real;
begin
  S:=0;
  for I:=1 to NUM_SUS do
    S:=S+Z[I]/K[I];
  for I:=1 to NUM_SUS do
    X1[I]:=Z[I]/(K[I]*S);
  end;
procedure COEF_ACTIVIDAD(NUM_SUS,NUM_SUB:integer;TEMP:real;U,AM:vector2;
                        R,Q,X:vector1; var GAMMA:vector1);
var SI,XXP,TETAP,TP:vector2;
    QQ,RR,L,FI,TETA,XXM,TETAM,TH,GAMMA_C,GAMMA_R:vector1;
    I,J,K,M,N,P:integer;

```

```

    SUM1,SUM2,SUM3,SUM4,SUM5:real;
begin
SUM3:=0;
SUM4:=0;
SUM5:=0;
{calculo del Gamma Combinatorial}
for I:=1 to NUM_SUS do
begin
    SUM1:=0;
    SUM2:=0;
    for K:=1 to NUM_SUB do
        begin
            SUM1:=SUM1+R[K]*U[K,I];
            SUM2:=SUM2+Q[K]*U[K,I]
        end;
    RR[I]:=SUM1;
    QQ[I]:=SUM2;
    L[I]:=5*(RR[I]-QQ[I])-(RR[I]-1);
    SUM3:=SUM3+RR[I]*X[I];
    SUM4:=SUM4+QQ[I]*X[I];
    SUM5:=SUM5+X[I]*L[I]
end;
for I:=1 to NUM_SUS do
    begin
        FI[I]:=(RR[I]*X[I])/SUM3;
        TETA[I]:=(QQ[I]*X[I])/SUM4;
        GAMMA_C[I]:=LN(FI[I]/X[I])+5*QQ[I]*LN(TETA[I]/FI[I])+L[I]-FI[I]*SUM5/X[I];
    end;
{Calculo de T para componente puro}
for J:=1 to NUM_SUB do
    for K:=1 to NUM_SUB do
        SI[J,K]:=EXP(-1*AM[J,K]/TEMP);
for I:=1 to NUM_SUS do
    begin
        SUM1:=0;
        for K:=1 to NUM_SUB do
            SUM1:=SUM1+U[K,I];
        for K:=1 to NUM_SUB do
            XXP[K,I]:=U[K,I]/SUM1;
        end;
for I:=1 to NUM_SUS do
    begin
        SUM1:=0;
        for K:=1 to NUM_SUB do
            SUM1:=SUM1+Q[K]*XXP[K,I];
        for K:=1 to NUM_SUB do
            TETAP[K,I]:=Q[K]*XXP[K,I]/SUM1;
        end;
for I:=1 to NUM_SUS do
for K:=1 to NUM_SUB do
    begin
        SUM1:=0;
        for J:=1 TO NUM_SUB do

```



```

    SUM1:=SUM1+SI[J,K]*TETAP[J,I];
SUM3:=0;
for J:=1 to NUM_SUB do
begin
    SUM2:=0;
    for M:=1 to NUM_SUB do
        SUM2:=SUM2+SI[M,J]*TETAP[M,I];
        SUM3:=SUM3+SI[K,J]*TETAP[J,I]/SUM2;
    end;
TP[K,I]:=Q[K]*(1-LN(SUM1)-SUM3);
if U[K,I]=0 then
TP[K,I]:=0;
end;
{calculo de T mezcla}
for K:=1 to NUM_SUB do
begin
    SUM1:=0;
    for I:=1 to NUM_SUS do
        SUM1:=SUM1+U[K,I]*X[I];
    SUM2:=0;
    for I:=1 to NUM_SUS do
        begin
            SUM3:=0;
            for M:=1 to NUM_SUB do
                SUM3:=SUM3+U[M,I]*X[I];
            SUM2:=SUM2+SUM3
        end;
    XXM[K]:=SUM1/SUM2
end;
for K:=1 to NUM_SUB do
begin
    SUM1:=0;
    for J:=1 to NUM_SUB do
        SUM1:=SUM1+XXM[J]*Q[J];
    TETAM[K]:=Q[K]*XXM[K]/SUM1
end;
for K:=1 to NUM_SUB do
begin
    SUM1:=0;
    for M:=1 to NUM_SUB do
        SUM1:=SUM1+SI[M,K]*TETAM[M];
    SUM3:=0;
    for M:=1 to NUM_SUB do
        begin
            SUM2:=0;
            for P:=1 to NUM_SUB do
                SUM2:=SUM2+SI[P,M]*TETAM[P];
            SUM3:=SUM3+SI[K,M]*TETAM[M]/SUM2
        end;
    TM[K]:=Q[K]*(1-LN(SUM1)-SUM3)
end;
{CALCULO DE GAMMA RESIDUAL}
for I:=1 to NUM_SUS do

```

```

begin
  SUM1:=0;
  for K:=1 to NUM_SUB do
    SUM1:=SUM1+U[K,I]*(TM[K]-TP[K,I]);
    GAMMA_R[I]:=SUM1;
  end;
{CALCULO DEL COEFICIENTE DE ACTIVIDAD}
  for I:=1 to NUM_SUS do
    GAMMA[I]:=EXP(GAMMA_C[I]+GAMMA_R[I]);
    writeln('** COEFICIENTES DE ACTIVIDAD**');
writeln;
writeln;
  for I:=1 to NUM_SUS do
    writeln(' GAMMA[' ,I, ']: ',GAMMA[I]:9:5);
  WRITELN
end;
procedure K_VAL(NUM_SUS:INTEGER;P,T:real;A2,B2,C2,GAMMA2:vector1;var K:vector1);
var I:integer;
    P_SAT:vector1;
begin
  for I:=1 to NUM_SUS do
    begin
      P_SAT[I]:=EXP(A2[I]-B2[I]/(C2[I]+T));
      K[I]:=P_SAT[I]*GAMMA2[I]/(P*7.502)
    end;
end;
procedure VOLATILIDAD(NUM_SUS,HK:integer;K:vector1;var ALFA2:vector1);
var I:integer;
begin
  FOR I:=1 to NUM_SUS do
    ALFA2[I]:=K[I]/K[HK];
end;
{*****PROGRAMA PRINCIPAL DEL PTO ROCIO Y BURBUJA*****}
begin
if OPCION='S' then
{-----PTO BURBUJA-----}
begin
F_VAP:=0;
ESTIM_BP_DP(NUM_SUS,PRESION,A,B,C,Z,TEMP_ESTIM);
T1:=TEMP_ESTIM;
{ ---- UNIFAC ----}
COEF_ACTIVIDAD(NUM_SUS,NUM_SUB,T1,U,AM,R,Q,Z,GAMMA);
K_VAL(NUM_SUS,PRESION,T1,A,B,C,GAMMA,K_REAL);
S1:=0;
for I:=1 to NUM_SUS do
S1:=S1+Z[I]*K_REAL[I];
SUM1:=LN(S1);
CONTADOR:=1;
while abs(SUM1)>=1E-4 do
begin
  if SUM1>0 then
    T1:=T1-5/CONTADOR
  else

```

```

T1:=T1+5/CONTADOR;
COEF_ACTIVIDAD(NUM_SUS,NUM_SUB,T1,U,AM,R,Q,Z,GAMMA);
K_VAL(NUM_SUS,PRESION,T1,A,B,C,GAMMA,K_REAL);
S1:=0;
for I:=1 to NUM_SUS do
S1:=S1+Z[I]*K_REAL[I];
SUM2:=LN(S1);
if (SUM1*SUM2)<0 then
CONTADOR:=CONTADOR+1;
SUM1:=SUM2
end;
writeln('TEMPERATURA DE BURBUJA: ',T1:6:2);
VOLATILIDAD(NUM_SUS,HK,K_REAL,ALFA1);
for I:=1 to NUM_SUS do
writeln('VOLATILIDA[' ,I, ']: ',ALFA1[I]:6:4);
end
else
{ -----PTD DE ROCIO -----}
begin
F_VAP:=1;
ESTIM_BP_DP(NUM_SUS,PRESION,A,B,C,Z,TEMP_ESTIM);
T1:=TEMP_ESTIM;
writeln('PRIMERA ESTIMACION BP : ',TEMP_ESTIM:6:2);
CALC_K_IDEAL(NUM_SUS,PRESION,T1,A,B,C,CTE_DISTRIBUCION);
CALC_COMP_DP(NUM_SUS,Z,CTE_DISTRIBUCION,COMP_LIQ);
REPEAT
for I:=1 to NUM_SUS DO
XA[I]:=COMP_LIQ[I];
S1:=0;
for I:=1 to NUM_SUS do
S1:=S1+Z[I]/CTE_DISTRIBUCION[I];
writeln('valor de S1: ',S1:8:5);
{----UNIFAC----}
COEF_ACTIVIDAD(NUM_SUS,NUM_SUB,TEMP_ESTIM,U,AM,R,Q,XA,GAMMA);
K_VAL(NUM_SUS,PRESION,TEMP_ESTIM,A,B,C,GAMMA,CTE_DISTRIBUCION);
S2:=0;
for I:=1 to NUM_SUS do
S2:=S2+Z[I]/CTE_DISTRIBUCION[I];
writeln('valor de S2: ',S2:8:5);
NORMALIZAR_COMPOSICION(NUM_SUS,Z,CTE_DISTRIBUCION,COMP_LIQ);
UNTIL ABS(S1-S2)<=1E-4;
CALC_COMP_DP(NUM_SUS,Z,CTE_DISTRIBUCION,COMP_LIQ);
SUM1:=LN(S2);
CONTADOR:=1;
while ABS(SUM1)>=1E-3 do
begin
if SUM1>0 then
T1:=T1+5/CONTADOR
else
T1:=T1-5/CONTADOR;
{---NUEVA TEMPERATURA DE ESTIMACION-----}
{----SE TOMARA LA ULTIMA COMPOSICION LIQ. ESTIMADA--}
REPEAT

```

```

for I:=1 to NUM_SUS do
XB[I]:=COMP_LIQ[I];
S1:=S2;
COEF_ACTIVIDAD(NUM_SUS,NUM_SUB,T1,U,AM,R,Q,XB,GAMMA);
K_VAL(NUM_SUS,PRESION,T1,A,B,C,GAMMA,CTE_DISTRIBUCION);
S2:=0;
for I:=1 to NUM_SUS do
S2:=S2+Z[I]/CTE_DISTRIBUCION[I];
NORMALIZAR_COMPOSICION(NUM_SUS,Z,CTE_DISTRIBUCION,COMP_LIQ);
UNTIL ABS(S1-S2)<=1E-4;
CALC_COMP_DP(NUM_SUS,COMP_AL,CTE_DISTRIBUCION,COMP_LIQ);
SUM2:=LN(S2);
writeln('VALOR DE SUM2: ',SUM2:8:5);
if (SUM1*SUM2)<0 then
CONTADOR:=CONTADOR+1;
SUM1:=SUM2;
writeln('APROXIMACION TEMP. : ',T1:6:2);
end;
writeln('TEMPERATURA ROCIO: ',T1:6:2);
VOLATILIDAD(NUM_SUS,HK,CTE_DISTRIBUCION,ALFA1);
for I:=1 to NUM_SUS do
writeln('VOLATILIDAD['',I,'']: ',ALFA1[I]:7:4);
end;
end;
procedure RECOV(NUM_SUS,LK,HK:integer;P_LK,P_HK:real;ALFA,Z_AL:vector1;var
Z_TOPE,Z_FONDO:vector1);
var I:integer;
L,YD,YB:vector1;
M,N,S1,S2,B1,B2:real;
begin
YD[LK]:=P_LK; YB[LK]:=100-P_LK;
YD[HK]:=100-P_HK; YB[HK]:=P_HK;
B1:=LN((YD[LK]*YB[HK])/(YB[LK]*YD[HK]));
B2:=LN(ALFA[LK]/ALFA[HK]);
M:=B1/B2;
N:=(LN(YD[HK]/YB[HK])-M*LN(ALFA[HK]))/2.303;
for I:=1 to NUM_SUS do
begin
if (I<>LK)AND(I<>HK) then
begin
L[I]:=N+M*LN(ALFA[I])/2.3;
YD[I]:=100*EXP(L[I]*LN(10))/(1+EXP(L[I]*LN(10)));
YB[I]:=100-YD[I]
end;
end;
S1:=0; S2:=0;
for I:=1 to NUM_SUS do
begin
S1:=S1+YD[I]*Z_AL[I];
S2:=S2+YB[I]*Z_AL[I]
end;
for I:=1 to NUM_SUS do
begin

```

```

Z_TOPE[I]:=YD[I]*Z_AL[I]/S1;
Z_FONDO[I]:=YB[I]*Z_AL[I]/S2
end;
end;
procedure R_MIN(NUM_SUS,LK,HK:integer;Q:real;X_TOPE,X_FONDO,X_AL,ALFA:vector1;var
REF_MIN,REF_OP,N_MIN,N_OP,
P_AL,FLUJO_TOPE:real);
var I:integer;
S,TETA,X,Y,X1,X2,W,LAMDA,REL,SA,FLUJO_FONDO:real;
procedure AUX_1(N:integer;ZF,ALFA1:vector1;Q1:real;var TETA_1:real);
var I:integer;
FUNC,DEV,TETA1,TETA2:real;
procedure AUX_2(N:integer;ZF1,ALFA2:vector1;TETA_2,Q2:real;var S1,S2:real);
var I:integer;
F,D:real;
begin
F:=0; D:=0;
for I:=1 to N do
begin
F:=F+ALFA2[I]*ZF1[I]/(ALFA2[I]-TETA_2);
D:=D+ALFA2[I]*ZF1[I]/SQR(ALFA2[I]-TETA_2)
end;
S1:=F-1+Q2; S2:=D;
end;
begin
{---- principal de AUX_1 ----}
TETA2:=(1+ALFA1[LK])/2;
REPEAT
TETA1:=TETA2;
AUX_2(N,ZF,ALFA1,TETA1,Q1,FUNC,DEV);
TETA2:=TETA1-FUNC/DEV;
until ABS(TETA2-TETA1)<=1E-4;
TETA_1:=TETA2;
end;
begin
{ ----- principal de R_MIN -----}
AUX_1(NUM_SUS,X_AL,ALFA,Q,TETA);
S:=0;
for I:=1 to NUM_SUS do
S:=S+ALFA[I]*(X_TOPE[I])/(ALFA[I]-TETA);
REF_MIN:=S-1;
Y:=ALFA[LK]/(1.0614*ALFA[LK]-0.4175);
X1:=X_TOPE[LK]*X_FONDO[LK]/(X_TOPE[LK]*X_FONDO[LK]);
X2:=EXP(0.56*ALFA[LK]*LN(X_AL[LK]/X_AL[LK]));
X:=LN(X1*X2)/2.303;
REF_OP:=((1.6-Y)*(X-7.5))/6.5+1.6*REF_MIN;
N_MIN:=LN(X_TOPE[LK]*X_FONDO[LK]/(X_TOPE[LK]*X_FONDO[LK]))/LN(ALFA[LK]);
W:=(REF_OP-REF_MIN)/(REF_OP+1);
LAMDA:=EXP((1+54.4*W)/(11+117.2*W)*(W-1)/SQRT(W));
N_OP:=N_MIN/LAMDA+1/LAMDA-1;
FLUJO_FONDO:=(X_AL[LK]-X_TOPE[LK])/(X_FONDO[LK]-X_TOPE[LK]);
FLUJO_TOPE:=1-FLUJO_FONDO;
REL:=EXP(0.206*LN((FLUJO_FONDO/FLUJO_TOPE)*(X_AL[LK]/X_AL[LK])*SQR(X_FONDO[LK]/X_TOPE[LK])));

```

```

SA:=N_OP*REL/(REL+1);
if (Q=1) OR (Q<>0) then
P_AL:=SA
else
P_AL:=SA-1
end;
begin
CLRSCR;
{ ***** CUERPO PRINCIPAL DE DISEÑO ***** }
LEEDATOS(NUM_SUS,NUM_SUB,LK,HK,PRESION_AL,PRESION_TOPE,REC_LK,REC_HK,COMP_AL);
writeln(' *** DESEA SU ALIMENTACION COMO PTO BURBUJA ESCRIBA(S) O PTO ROCIO ESCRIBA(N) *****');
readln(OPCION);
{ '***** ALIMENTACION ***** ' }
PTO_BP_DP(NUM_SUS,NUM_SUB,OPCION,PRESION_AL,COMP_AL,A,B,C,R,Q,AM,U,FRAC_VAP,TEMP_AL,ALFA_AL);
for I:=1 to NUM_SUS do
ALFA_PR[I]:=ALFA_AL[I];
for I:=1 to NUM_SUS do
writeln('VOLALILIDAD PR[' ,I, ']: ',ALFA_PR[I]:7:4);
writeln('TEMP.BURB.ALIM.INICIAL : ',TEMP_AL:6:2);
RECOV(NUM_SUS,LK,HK,REC_LK,REC_HK,ALFA_PR,COMP_AL,COMP_TOPE,COMP_FONDO);
REPEAT
S1:=0;
for I:=1 to NUM_SUS do
S1:=S1+COMP_TOPE[I];
R_MIN(NUM_SUS,LK,HK,FRAC_VAP,COMP_TOPE,COMP_FONDO,COMP_AL,ALFA_PR,REF_MIN,REF_OP,N_MIN,N_OP,P_AL,FLUJO_TOPE);
PRESION_FONDO:=PRESION_TOPE+N_OP;
PRESION_AL:=PRESION_TOPE+P_AL;
{ '***** ALIMENTACION *****' }
OPCION:='S';
PTO_BP_DP(NUM_SUS,NUM_SUB,OPCION,PRESION_AL,COMP_AL,A,B,C,R,Q,AM,U,FRAC_VAP,TEMP_AL,ALFA_AL);
{ '***** PTO ROCIO DE TOPE *****' }
OPCION:='N';
PTO_BP_DP(NUM_SUS,NUM_SUB,OPCION,PRESION_TOPE,COMP_TOPE,A,B,C,R,Q,AM,U,FRAC_VAP,TEMP_TOPE,ALFA_TOPE);
{ '***** PTO BURBUJA DE FONDO *****' }
OPCION:='S';
PTO_BP_DP(NUM_SUS,NUM_SUB,OPCION,PRESION_FONDO,COMP_FONDO,A,B,C,R,Q,AM,U,FRAC_VAP,TEMP_FONDO,ALFA_FONDO);
writeln('TEMPERATURA DE FONDO : ',TEMP_FONDO:6:2);
for I:=1 to NUM_SUS do
ALFA_PR[I]:=EXP(1/3*LN(ALFA_AL[I]*ALFA_TOPE[I]*ALFA_FONDO[I]));
for I:=1 to NUM_SUS do
writeln('ALFA PROMEDIO[' ,I, ']: ',ALFA_PR[I]:8:4);
RECOV(NUM_SUS,LK,HK,REC_LK,REC_HK,ALFA_PR,COMP_AL,COMP_TOPE,COMP_FONDO);
S2:=0;
for I:=1 to NUM_SUS do
S2:=S2+COMP_TOPE[I];
until abs(S1-S2)<=1E-4;
writeln(' **** RESULTADOS FINALES ****');
for I:=1 to NUM_SUS do

```

```

writeln('VOLATILIDAD TOPE(' ,I,')': ',ALFA_TOPE[I]:8:4);
writeln('VOLATILIDAD FONDO(' ,I,')': ',ALFA_FONDO[I]:8:4);
writeln('REFLUJO MINIMO: ',REF_MIN:7:3);
writeln('REFLUJO OPTIMO: ',REF_OP:7:3);
writeln('ETAPAS MINIMAS: ',N_MIN:7:3);
writeln('ETAPAS OPTIMAS: ',N_OP:7:3);
writeln(' PLATO DE ALIMENTACION: ',P_AL:7:3);
writeln('PRESION DE ALIMENTACION: ',PRESION_AL:6:2);
writeln('PRESION DE FONDO: ',PRESION_FONDO:6:2);
writeln('TEMPERATURA TOPE: ',TEMP_TOPE:6:2);
writeln('TEMPERATURA DE ALIMENTACION: ',TEMP_AL:6:2);
writeln('TEMPERATURA DE FONDO: ',TEMP_FONDO:6:2);
writeln('*** COMPOSICIONES DE TOPE ***          *** COMPOSICION DE FONDO *** ');
for I:=1 to NUM_SUS do
writeln('          ',COMP_TOPE[I]:8:4,'          ',COMP_FONDO[I]:8:4);
writeln('FRACCION DE FLUJO DE TOPE: ',FLUJO_TOPE:6:3);
end.

```

## APENDICE D.

### D.1 REACTORES (29, 41)

Para diseñar las características del Reactor se asumirá que es un **INTERCAMBIADOR DE CALOR DE CORAZA Y TUBOS**; debido a que según Datos de la Patente (20) el catalizador se llena en un tubo de lecho fijo de acero V4A, los reactivos hidrógeno y acetona ingresan por la parte superior a presión, se produce una reacción exotérmica que libera calor, el cual es enfriado con agua a efectos de mantener una temperatura constante.

De (29), el Volumen de un reactor será de 1.2 a 1.3 veces el Volumen del catalizador, más el volumen del aparato necesario para el intercambio de calor.

Por lo que se parte asumiendo que:

Volumen de tubos en reactor = 1.25 Volumen de Catalizador ..(D.1)

El Volumen de Catalizador se obtiene:

$$\text{Volumen del Cataliz.} = \frac{\text{Producción de MIBK (gr/hr)}}{\text{Prod. de MIBK (gr/(hr*lt cataliz.))}}$$



..... (D.2)

De la Patente, se obtienen los siguientes datos:

Diámetro de tubo (D) = 26 mm.

Longitud de tubo (L) = 2.40 mts.

Relación L/D = 92.3

$L = 92.3 * D$  .....(D.3)

Se asume de **TABLAS D.1 y D.2** :

Diámetro externo (DE) de tubos,

arreglo, BWG, No. de pasos,

Espesor de pared (e),

Diámetro interno (DI) de tubos.

**Cálculo del Número de Tubos:**

Volumen de un tubo =  $3.1416*(DI^2)*L/4$  .....(D.4)

Volumen de tubos en reactor

No. de tubos = ----- ... (D.5)

Volumen de un tubo

**Cálculo del Número de Reactores:**

Con los datos asumidos de **TABLAS D.1 y D.2.**, se selecciona DI de coraza y No. de tubos de diseño en la **TABLA D.2.**

El número de tubos de diseño seleccionado deberá ser un múltiplo de No. de tubos de ecuación D.5, para el cálculo del número de reactores en paralelo:

$$\begin{array}{l} \text{No. de} \\ \text{react.} = \frac{\text{No. de tubos}}{\text{No. de tubos por Interc.}} \dots (\text{D.6}) \\ \text{en paralelo} \end{array}$$

**TABLA D.1 (41)**

**DATOS DE TUBOS PARA CONDENSADORES  
E INTERCAMBIADORES DE CALOR**

Tubo DE, plg	BWG	Espesor de la pared,	DI, plg	Area de flujo por tubo, plg <sup>2</sup>	Superficie por pie lin. pies <sup>2</sup>		Peso por pie lineal, lb, de acero
					Exterior	Interior	
1/2	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.493
	11	0.083	0.331	0.0876		0.0874	0.403
	16	0.065	0.370	0.1076		0.0969	0.329
	18	0.019	0.402	0.127		0.1052	0.258
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190
3/4	10	0.134	0.482	0.182	0.1963	0.1263	0.965
	11	0.120	0.510	0.204		0.1335	0.881
	12	0.109	0.532	0.223		0.1393	0.817
	13	0.095	0.560	0.247		0.1466	0.727
	14	0.083	0.584	0.268		0.1529	0.647
	15	0.072	0.606	0.289		0.1587	0.571
	16	0.065	0.620	0.302		0.1623	0.520
	17	0.058	0.634	0.311		0.1660	0.469
	18	0.049	0.652	0.334		0.1707	0.401
1	8	0.165	0.670	0.355	0.2618	0.1751	1.01
	9	0.148	0.704	0.389		0.1813	1.47
	10	0.131	0.732	0.421		0.1916	1.30
	11	0.120	0.760	0.455		0.1990	1.23
	12	0.109	0.782	0.479		0.2018	1.14
	13	0.095	0.810	0.515		0.2121	1.00
	14	0.083	0.831	0.546		0.2183	0.890
	15	0.072	0.856	0.576		0.2211	0.781
	16	0.065	0.870	0.591		0.2277	0.710
	17	0.058	0.881	0.613		0.2314	0.639
18	0.049	0.902	0.639	0.2361	0.545		
1 1/4	8	0.165	0.920	0.665	0.3271	0.2409	2.09
	9	0.148	0.954	0.711		0.2498	1.91
	10	0.131	0.982	0.757		0.2572	1.75
	11	0.120	1.01	0.800		0.2644	1.58
	12	0.109	1.03	0.836		0.2701	1.45
	13	0.095	1.06	0.881		0.2775	1.28
	14	0.083	1.08	0.923		0.2839	1.13
	15	0.072	1.11	0.960		0.2896	0.991
	16	0.065	1.12	0.985		0.2932	0.900
	17	0.058	1.13	1.01		0.2969	0.808
18	0.049	1.15	1.04	0.3015	0.688		
1 1/2	8	0.165	1.17	1.075	0.3925	0.3063	2.57
	9	0.148	1.20	1.14		0.3152	2.31
	10	0.134	1.23	1.19		0.3225	2.14
	11	0.120	1.26	1.25		0.3299	1.98
	12	0.109	1.28	1.29		0.3356	1.77
	13	0.095	1.31	1.35		0.3430	1.56
	14	0.083	1.33	1.40		0.3492	1.37
	15	0.072	1.36	1.44		0.3555	1.20
	16	0.065	1.37	1.47		0.3587	1.09
	17	0.058	1.38	1.50		0.3623	0.978
18	0.049	1.40	1.54	0.3670	0.831		

**TABLA D.2 (41)**

DISPOSICION DE LOS ESPEJOS DE TUBOS (CUENTA DE TUBOS. (Continúa). ARREGLO TRIANGULAR											
Tubos de 3/4" DE, arreglo triangular de 15/16 plg						Tubos de 3/4" DE, arreglo triangular de 1 plg					
Coraza DI, plg	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P	Coraza DI, plg	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	36	32	26	21	18	8	37	30	21	21	-
10	62	56	47	42	36	10	61	52	40	36	-
12	109	98	86	82	78	12	92	82	76	74	70
13 1/4	127	111	96	90	86	13 1/4	109	106	86	82	74
15 1/4	170	160	140	136	128	15 1/4	151	138	122	118	110
17 1/4	239	221	191	188	178	17 1/4	203	196	178	172	166
19 1/4	301	282	252	241	231	19 1/4	262	250	226	216	210
21 1/4	361	342	311	306	290	21 1/4	316	302	278	272	260
23 1/4	412	420	386	378	361	23 1/4	381	376	352	342	328
25	532	506	468	446	431	25	470	452	422	394	382
27	637	602	550	536	521	27	559	534	488	474	464
29	721	692	640	620	594	29	630	604	556	538	508
31	817	822	766	722	720	31	715	728	678	666	640
33	971	938	878	852	826	33	856	830	774	760	732
35	1102	1068	1004	988	958	35	970	938	882	864	848
37	1210	1200	1144	1104	1072	37	1074	1044	1012	986	870
39	1377	1330	1258	1248	1212	39	1206	1176	1128	1100	1078
Tubos de 1" DE, arreglo triangular de 1 1/4 plg						Tubos de 1 1/4" DE, arreglo triangular de 1 9/16" plg					
8	21	16	16	14	-	10	20	18	14	-	-
10	32	32	26	21	-	12	32	30	26	22	20
12	55	52	48	46	44	13 1/4	38	36	32	28	26
13 1/4	68	66	58	54	50	15 1/4	51	51	45	42	38
15 1/4	91	86	80	74	72	17 1/4	69	66	62	58	54
17 1/4	131	118	106	101	94	19 1/4	95	91	86	78	69
19 1/4	163	152	140	136	128	21 1/4	117	112	105	101	95
21 1/4	199	188	170	164	160	23 1/4	140	136	130	123	117
23 1/4	241	232	212	212	202	25	170	164	155	150	140
25	294	282	256	252	242	27	202	196	185	179	170
27	349	334	302	296	286	29	235	228	217	212	202
29	397	376	338	334	316	31	275	270	255	245	235
31	472	451	430	421	400	33	315	305	297	288	275
33	538	522	486	470	454	35	357	348	335	327	315
35	608	592	562	546	532	37	407	390	380	374	357
37	674	664	632	614	598	39	449	436	425	419	407
39	766	736	700	688	672						
Tubos de 1 1/2" DE, arreglo triangular de 1 7/8 plg											
12	18	14	14	12	12						
13 1/4	27	22	18	16	14						
15 1/4	36	31	32	30	27						
17 1/4	48	44	42	38	36						
19 1/4	61	58	55	51	48						
21 1/4	76	72	70	66	61						
23 1/4	95	91	86	80	76						
25	115	110	105	98	95						
27	136	131	125	118	115						
29	160	154	147	141	136						
31	184	177	172	165	160						
33	215	206	200	190	184						
35	246	238	230	220	215						
37	275	268	260	252	246						
39	307	299	290	284	275						

**D.2 RECIPIENTES A PRESION (29)****(a) SEPARADOR LIQUIDO - VAPOR**

$$VL = F * tr/dL \dots\dots\dots(D.7)$$

donde:

F = Flujo de salida del líquido, Kg/h

tr = tiempo de residencia, h

dL = Densidad del líquido de salida, Kg/m<sup>3</sup>

VL = Volumen ocupado por el líquido, m<sup>3</sup>

luego:

$$V = ( VL/FL) * 100 \dots\dots\dots(D.8)$$

VL = Volumen ocupado por el líquido, m<sup>3</sup>

FL = fracción líquida, %

V = Volumen total del Separador, m<sup>3</sup>

**(b) ACUMULADORES DE TOPE DE COLUMNAS DE DESTILACION**

El procedimiento es similar a (a).

**(c) SEPARADOR LIQUIDO - LIQUIDO**

$$V = V_1 + V_2 \dots\dots\dots(D.9)$$

V<sub>1</sub>, V<sub>2</sub> = Volumen ocupado por las fases 1 y 2 (m<sup>3</sup>).

Para todos los casos, calculando el **Volumen (V)**, se asume la relación L/D (Longitud/Diámetro):

Se deberá fijar el radio (D/2) del recipiente; luego se calculará la **longitud (L)** con la siguiente ecuación:

$$L = 4*V/(3.1416*D^2) - 2*D/3 \dots\dots\dots(D.10)$$

**Cálculo del espesor del recipiente:**

$$e_b = \frac{P*R}{c*t - 0.6*P} \dots\dots\dots(D.11)$$

donde:

P = Presión de operación, bars

R = radio del recipiente, mm.

c = coeficiente de soldadura

t = esfuerzo máximo permisible del material de pared, bars

eb = espesor de la pared, mm.

El esfuerzo máximo (t) se estima de TABLA D.3 y es función de la temperatura.

**TABLA D.3 (29)**

Maximum Allowable Stress for Steels as a Function of Temperature														
ASTM Designation for Steel	Temperature, °C													
	- 4 to 343	371	399	427	454	482	510	538						
<b>Mild steels</b>														
SA 201 B	1,055	1,009	910	759	608	457	316	176						
SA 212 B	1,230	1,167	1,037	844	650	457	316	176						
SA 285 A	791	773	721	633	545	457								
SA 285 B	879	851	784	675	566	457								
SA 285 C	967	931	847	717	587	457								
<b>Low-alloy steels</b>														
SA 203 A and B	1,142	1,090	974	801	629	457	316	176						
SA 302 B	1,046	1,046	1,046	1,343	1,181	931	703	439						
SA 357		942	921	900	872	808	703	513						
SA 387 C	1,055	1,055	1,055	1,055	1,012	921	773	548						
<b>ASTM-AISI</b>														
Designation for Steel	Temperature, °C													
	- 4 to 38	93	149	204	260	316	343	371	399	427	454	482	510	538
<b>Stainless steels</b>														
SA 240-304	1,318	1,195	1,125	1,086	1,062	1,047	1,044	1,040	1,033	1,023	1,005	984	942	879
304 L	1,230	1,195	1,125	1,055	984	914	879	844	808	773				
310 S	1,318	1,318	1,301	1,279	1,244	1,209	1,188	1,167	1,142	1,104	1,047	970	879	738
316	1,318	1,318	1,258	1,230	1,209	1,202	1,199	1,195	1,188	1,178	1,160	1,125	1,062	984
316 L	1,230	1,230	1,111	1,037	984	956	946	931	914	893	861			
317	1,318	1,318	1,258	1,230	1,209	1,202	1,199	1,195	1,188	1,178	1,160	1,125	1,062	984
321	1,318	1,318	1,195	1,111	1,069	1,047	1,044	1,040	1,033	1,016	1,005	991	974	949
347	1,318	1,318	1,195	1,111	1,069	1,047	1,044	1,040	1,033	1,016	1,005	991	974	949
410	1,142	1,097	1,062	1,026	995	974	963	942	921	896	851	773	619	450

El coeficiente de soldadura (c) se estima según:

c = 1.00 radiografía completa

c = 0.85 exámen por puntos

c = 0.70 no examinada por puntos

Para una primera aproximación se asume c = 1.

Luego de calculado eb, se agrega una tolerancia por corrosión, generalmente de 3 mm.

Se asume un espesor mínimo de pared, incluyendo corrosión de 6 mm. para tanques.

**Cálculo del Peso de la Carcaza;** se considera carcaza la parte cilíndrica del recipiente:

$$W_1 = 24.7 * D * L * e_b \dots\dots\dots (D.12)$$

donde:

D = Diámetro de la carcaza, m

L = Longitud de la carcaza, m

eb = Espesor de la pared, mm

24.7 = Peso en Kg de una plancha de acero de 1 m<sup>2</sup> y 1 mm. espesor

W<sub>1</sub> = Peso de la carcaza, Kg

**Cálculo del Peso de los cabezales,** se considera cabezales las 2 partes del recipiente unidos a los



topes de la carcaza cilíndrica, los cuales tienen un diámetro igual a la carcaza.

$$W2 = 24.7*(D^2)*eb \dots\dots\dots(D.13)$$

donde:

D = Diámetro del cabezal, m

eb = Espesor de la pared, mm

24.7= Peso en Kg de una plancha de acero de 1 m<sup>2</sup> y 1 mm. espesor

W2 = Peso de los cabezales, Kg

#### **Cálculo del Peso del recipiente**

$$Wt = W1 + W2 \dots\dots\dots(D.14)$$

Wt sirve de base para la estimación de los Costos.

Los resultados detallados del diseño de los Separadores se muestran en la TABLA D.8.1 del APENDICE D.8.

### D.3 COLUMNAS DE DESTILACION

#### (a) Cálculo del Número de Platos reales (31)

$$N_r = N_t/E \dots\dots\dots(D.15)$$

donde:

$N_t$  = Número de etapas teóricas

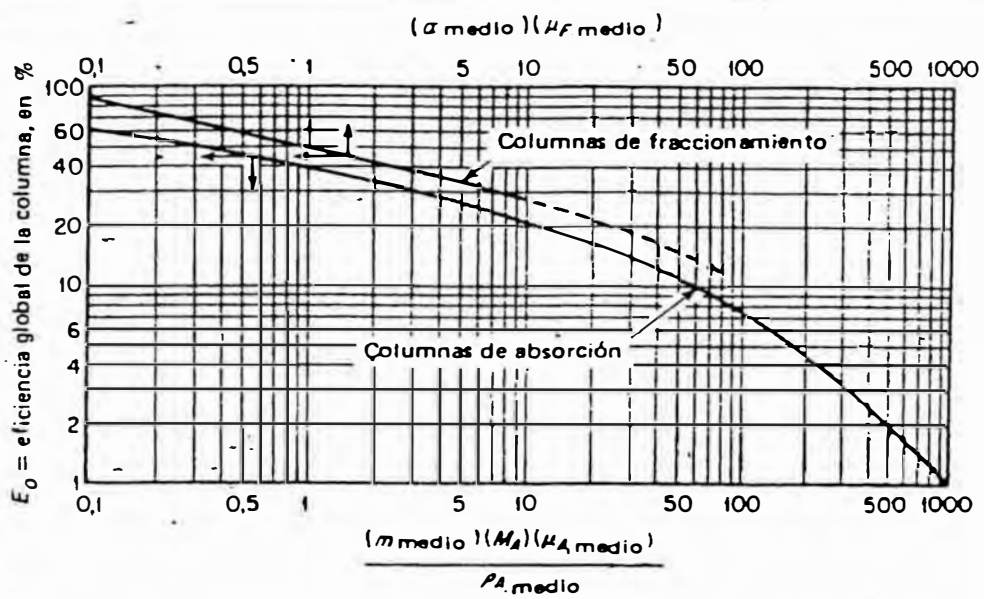
$E$  = Eficiencia Global de los platos

- $N_t$  es obtenido de TABLA 6.13

-Al ingresar al eje de las abcisas de la FIGURA D.1 con el resultado del producto " $\alpha_m * \mu_m$ ", se obtiene la lectura de  $E$  en el eje de las ordenadas, siendo  $\alpha_m$  y  $\mu_m$  :

$\alpha_m$  = volatilidad promedio del ligero clave (Ver APENDICE B.12)

$\mu_m$  = viscosidad de la alimentación líquida a temp. promedio,  $cp$  (Ver APENDICE A - TABLA A.17).



- $\alpha$  = volatilidad relativa de los componentes importantes
- $\mu_F$  = viscosidad molar media de la alimentación, en cp
- $\mu_A$  = viscosidad molar media del líquido, en cp
- $M_A$  = masa molecular media del líquido
- $P_A$  = densidad del líquido, en libras/plé cúbico
- $m$  = fracción molar del soluto en el gas, en equilibrio con el líquido/fracción molar del soluto en el líquido
- medio = corresponde al valor medio de la temperatura y la presión de la columna

Eficiencia global de columnas de fraccionamiento y absorción, equipadas con bandejas con campanas de burbuejo.

FIGURA D.1. (31)

**(b) Cálculo del Diámetro de la Torre (29)**

El cálculo es efectuado considerando los siguientes pasos:

1. Determinar el flujo de vapor en la torre, considerando que tiene el comportamiento de un gas ideal :

$$V = 2.279 \cdot (10^{-5}) \cdot D \cdot (1+R) \cdot T / P \dots\dots\dots (D.16)$$

donde:

V = Flujo de vapor, m<sup>3</sup>/seg

D = Flujo de destilado, Kmol/hr

R = Reflujo

T = Temperatura del vapor, °K

P = Presión del Vapor, bar

2. Determinar la densidad de vapor en tope y fondos, utilizando el Procedimiento establecido en APENDICE A - TABLAS A.22 a A.24 y Correlación para Cálculo.

3. Determinar la densidad del líquido en el tope y fondos, utilizando el Procedimiento establecido en

APENDICE A - TABLAS A.19 a A.21 y Correlación para Cálculo.

4. Seleccionar el espaciamiento entre platos y su constante según:

ESPACIAMIENTO ENTRE PLATOS	C'
12"	0.0229
18"	0.0427
24"	0.0537

En la práctica un espaciamiento de 18" es usualmente adoptado para un diámetro de 1.5 m. y un espaciamiento de 24" es adoptado para diámetros de 1.5 a 6 m.

5. Calcular el diámetro de la torre según:

$$D' = \left( \frac{4*V}{3.1416*C'*(DL/DV-1)^{0.5}} \right)^{0.5} \dots\dots\dots (D.17)$$

donde:

V = Carga máxima de vapor, m<sup>3</sup>/seg

$C'$  = Constante de espaciamento entre platos

$DL$  = Densidad del Líquido, gr/cc

$DV$  = Densidad del Vapor, gr/cc

$D'$  = Diámetro de la Torre, m

**(c) Cálculo de la altura de la torre (29)**

Las siguientes dimensiones pueden ser asumidas para una primera aproximación:

-La distancia entre el cabezal de tope y el plato de tope es de 1 m.

-La distancia entre el cabezal de fondo y el plato de fondo es de 2 a 3 m.

-El espacio vertical ocupado por los platos es el espaciamento entre platos por el número de platos.

**Al igual que los SEPARADORES se calcula el Peso del recipiente (29) , que sirve como base para estimar el Costo de las columnas.**

Los resultados detallados del diseño de las Columnas de Destilación se presentan en la TABLA D.8.2 del APENDICE D.8.

#### D.4 INTERCAMBIADORES DE CALOR (29,41)

Cálculo de la superficie de transferencia de calor para intercambiadores de calor de coraza y tubos en contracorriente:

$$A = \frac{Q}{U \cdot F_c \cdot \text{LMTD}} \dots \dots \dots (D.18)$$

donde:

Q = Flujo de Calor, Kcal/hr

U = Coefic. global de transf. de calor, Kcal/(hr.m<sup>2</sup>.°C)

F<sub>c</sub> = Factor de corrección para intercambiadores 1-2

LMTD= Diferencia media logarítmica de temp., °C

A = Area de transferencia de calor, m<sup>2</sup>

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad \text{y} \quad S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \dots \dots (D.19)$$

donde:

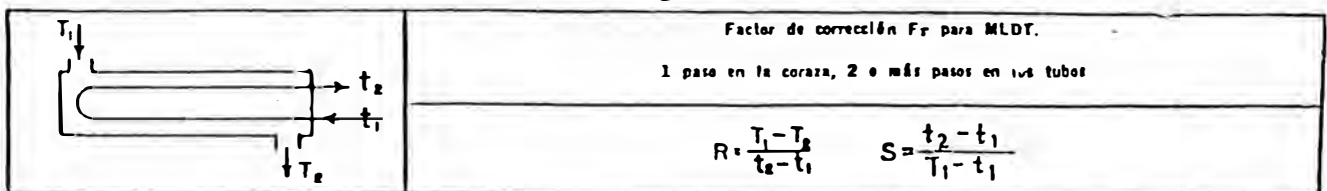
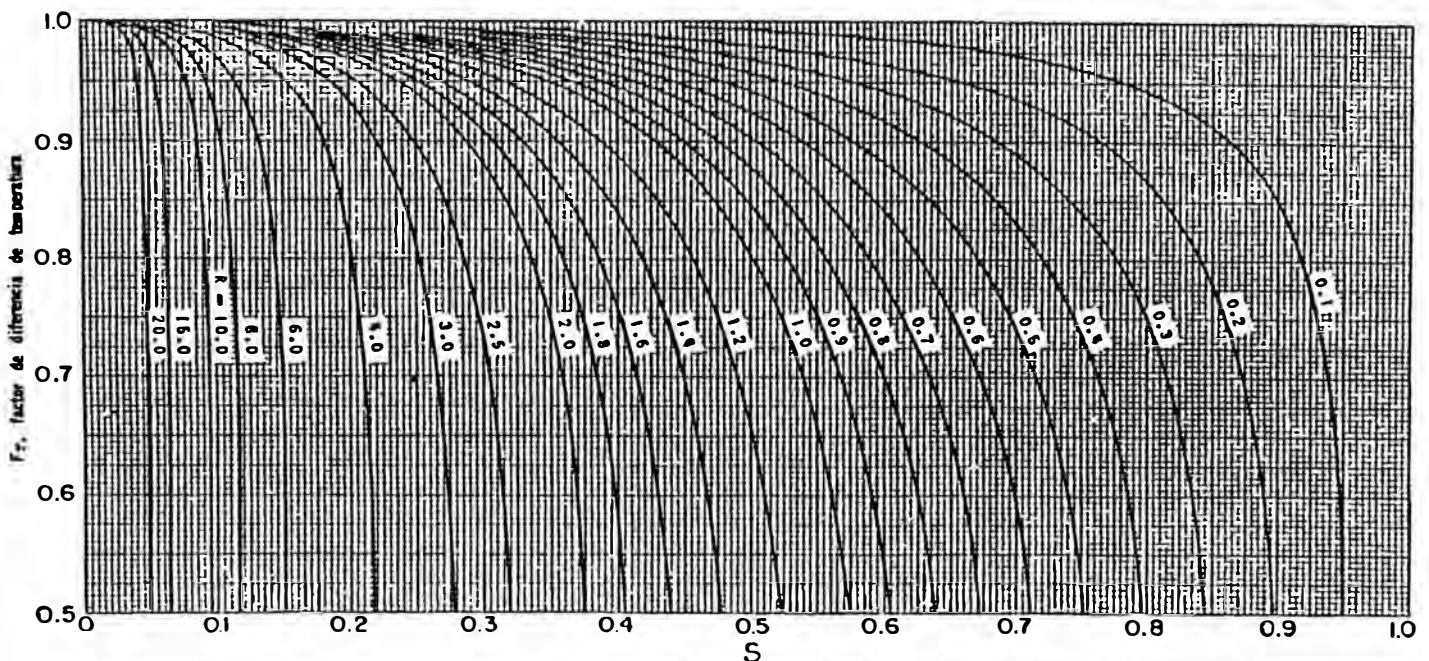
T<sub>1</sub> = Temperatura de entrada de la corriente caliente, °C

T2 = Temperatura de salida de corriente caliente, °C

t1 = temperatura de entrada de la corriente fría, °C

t2 = temperatura de salida de la corriente fría, °C

Con R y S se ingresa a FIGURA D.2 y se lee Fc.



Factores de corrección MLDT para intercambiadores 1-2. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 2a. ed., New York, 1949)

FIGURA D.2 (41)



Con los mismos datos de temperatura se calcula LMTD:

$$\text{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right)} \quad \dots \dots \dots \text{(D.20)}$$

El Coeficiente Global de Transferencia de Calor (U) es extraído de datos experimentales cuando intercambian calor determinados fluidos considerando el Factor de obstrucción, los cuales se han recogido en la **TABLA D.4.**

**TABLA D.4 (30)**

**COEFICIENTES GLOBALES DE TRANSFERENCIA DE CALOR**

EQUIPO	SISTEMA	U (Kcal/hr.m <sup>2</sup> . C)
E - 1	GAS/LIQUIDO	100
E - 2	GAS/LIQUIDO	100
E - 3	GAS/LIQUIDO	100
E - 4	GAS/LIQUIDO	100
E - 5	VAPOR CONDENSANTE/LIQUIDO	700
E - 6	VAPOR CONDENSANTE/LIQUIDO	700
E - 7	VAPOR CONDENSANTE/LIQUIDO	700
E - 8	LIQUIDO/LIQUIDO	500
E - 9	VAPOR CONDENSANTE/LIQUIDO	700
E - 10	VAPOR CONDENSANTE/LIQUIDO	700
E - 11	VAPOR CONDENSANTE/LIQUIDO	700

Con la superficie de transferencia de calor estimada para el intercambiador de calor se ingresa a las **TABLAS D.1 y D.2**, para determinar el DE, BWG, arreglo, paso, longitud y número de tubos.

Los intercambiadores de doble tubo en el mercado se muestran como 2 juegos de tubos concéntricos, dos tes conectoras, un cabezal de retorno y un codo en U. La tubería interior se soporta en la exterior mediante estoperos y el fluido entra al tubo interior a través de una conexión roscada localizada en la parte externa del intercambiador. Las tes tienen boquillas o conexiones roscadas que permiten la entrada y salida del fluido del ánulo que cruza de una sección a otra a través del cabezal de retorno. La tubería interior se conecta mediante una conexión en U que está generalmente expuesta y que no proporciona superficie de transferencia de calor. Cuando se arregla en dos pasos, la unidad se llama horquilla.

Para Intercambiadores de Calor de doble tubo de tes y cabezales de retorno los tamaños se dan según:

**CONEXIONES PARA INTERCAMBIADORES DE DOBLE TUBO**

<b>Tubo exterior IPS</b>	<b>Tubo interior IPS</b>
2	1 1/4
2 1/2	1 1/4
3	2
4	3

Los intercambiadores de doble tubo generalmente se ensamblan en longitudes efectivas de 12,15 o 20 pies, la longitud efectiva es la distancia en cada rama sobre la que ocurre transferencia de calor y excluye la prolongación del tubo interior después de la sección de intercambio.

En la TABLA D.5 se muestra las dimensiones de tuberías de Acero IPS, para el diseño de intercambiadores de calor de doble tubo.

Los datos para el cálculo de las áreas de los Intercambiadores de Calor, se muestran en la TABLA D.8.3 del APENDICE D.8.

**TABLA D.5 (41)**

**DIMENSIONES DE TUBERIA DE ACERO (IPS)**

Tamaño nominal del tubo, IPS plg	DE, plg	Cédula No.	DI, plg	Area de flujo por tubo, plg <sup>2</sup>	Superficie por pie lineal, pies <sup>2</sup> /pie		Peso por pie lineal, lb de acero
					Exterior	Interior	
1 <sup>1</sup> / <sub>8</sub>	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	-0.036		0.056	0.32
1 <sup>1</sup> / <sub>4</sub>	0.510	40*	0.361	0.101	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.51
1 <sup>3</sup> / <sub>8</sub>	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1 <sup>1</sup> / <sub>2</sub>	0.810	40*	0.622	0.301	0.220	0.163	0.85
		80†	0.516	0.235		0.143	1.09
1 <sup>3</sup> / <sub>4</sub>	1.05	40*	0.821	0.531	0.275	0.216	1.13
		80†	0.712	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.861	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 <sup>1</sup> / <sub>2</sub>	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 <sup>3</sup> / <sub>4</sub>	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.61
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2 <sup>1</sup> / <sub>2</sub>	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4
10	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	71.6		2.55	54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
14	14.0	30	13.25	138	3.665	3.47	54.6
16	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
18	18.0	20‡	17.25	234	4.712	4.52	72.7
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
22	22.0	20†	21.25	355	5.747	5.56	84.0
24	24.0	20	23.25	425	6.283	6.09	94.7

\* Comúnmente conocido como estándar.  
 † Comúnmente conocido como extragrueso.  
 ‡ Aproximadamente.

## D.5 BOMBAS (29)

Cálculo del diferencial de Presión total, deducida de la Ecuación de Bernoulli:

$$Z = P_2 - P_1 + Z_2 - Z_1 + \delta P \dots\dots\dots (D.21)$$

donde:

$P_2$  = Presión de líquido en descarga de la bomba, bar

$P_1$  = Presión de líquido en entrada de la bomba, bar

$Z_2$  = Diferencia de presión o HEAD por altura, bar

$Z_1$  = 0 (Nivel de referencia)

$\delta P$  = Pérdida por fricción (despreciable)

$Z$  = Diferencial de presión total, bar

Con el Diferencial de Presión total ( $Z$ ) y el Flujo Volumétrico ( $m^3/seg.$ ), es posible seleccionar en la **FIGURA D.3** el tipo de bomba a ser utilizado:

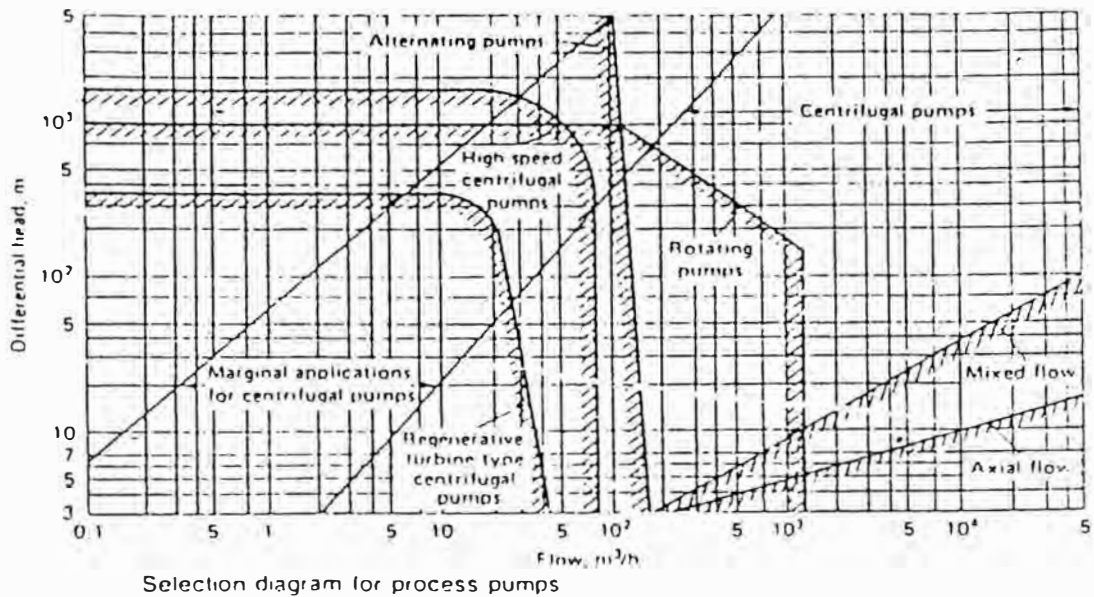


FIGURA D.3 (29)

Luego, la **Potencia Hidráulica** de la bomba está dada por:

$$P = 3.8 \cdot (10^{-2}) \cdot Q_d \cdot Z \dots \dots \dots (D.22)$$

donde:

$P$  = Potencia Hidráulica, CV

$Q_d$  = Flujo de diseño, m<sup>3</sup>/hr

$$Q_d = Q_o \cdot K \dots \dots \dots (D.23)$$

donde :

$Q_o$  = Flujo de operación, m<sup>3</sup>/hr

$K$  = Factor de seguridad

$K = 1.25$  para bombas de alimentación

$K = 1.20$  para bombas de reflujo

$K = 1.10$  para otras bombas

Determinación de la **Eficiencia (E)** de la bomba y  
**Potencia real** de la bomba:

$$P_{real} = P/E \dots\dots\dots(D.24)$$

donde:

$P$  = Potencia Hidráulica, CV (de Ec. D.22)

$E$  = Eficiencia de la bomba

$P_{real}$  = Potencia real de la bomba

Cuando la viscosidad del líquido es menor que 20 cSt, la eficiencia de la bomba centrífuga es obtenida de la **FIGURA D.4**

Cuando el flujo de líquido en la bomba es menor que 3.5 m<sup>3</sup>/hr, la bomba centrífuga deberá ser equipada con un bypass recirculante.

Cuando la viscosidad del líquido es mayor que 20 cSt, la **Eficiencia** es determinada de la **FIGURA D.5** y la **Potencia real** con la siguiente ecuación:

$$P_{real} = \frac{P}{C_e * C_q * C_h} \dots\dots\dots(D.25)$$

donde:

$C_e$  = Eficiencia base

$C_q$  = Factor de corrección de Eficiencia por flujo

$C_h$  = Factor de corrección de la Eficiencia por Head

Los resultados detallados del diseño de las Bombas se muestran en la TABLA D.8.4 del APENDICE D.8.

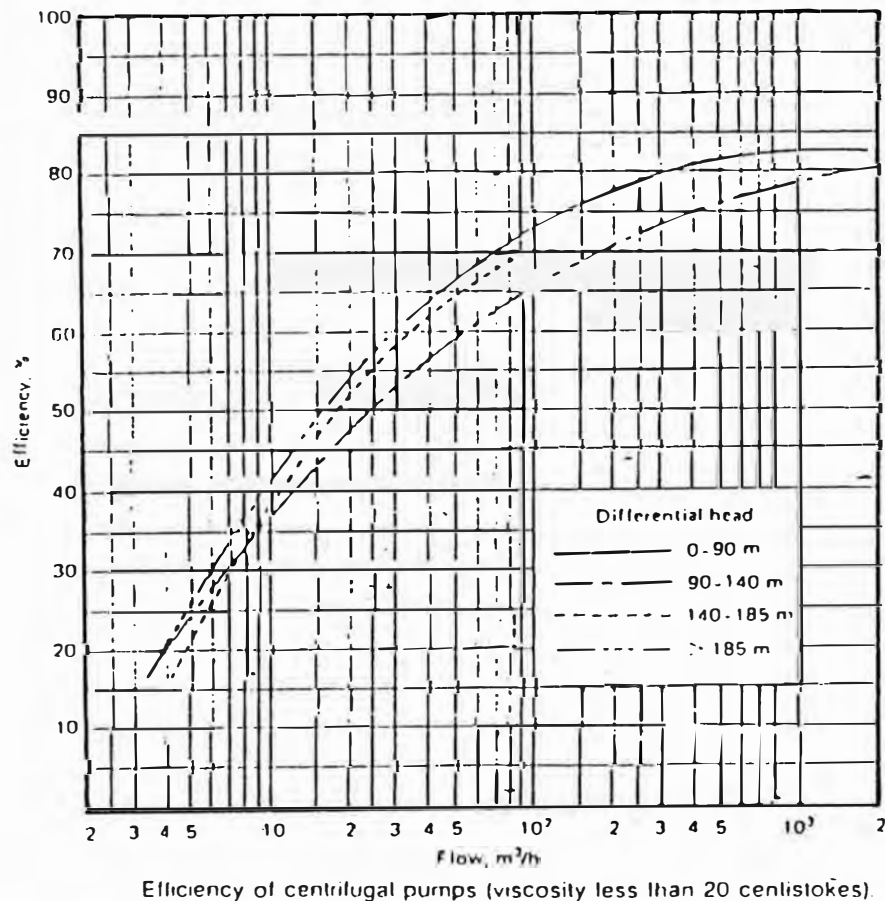
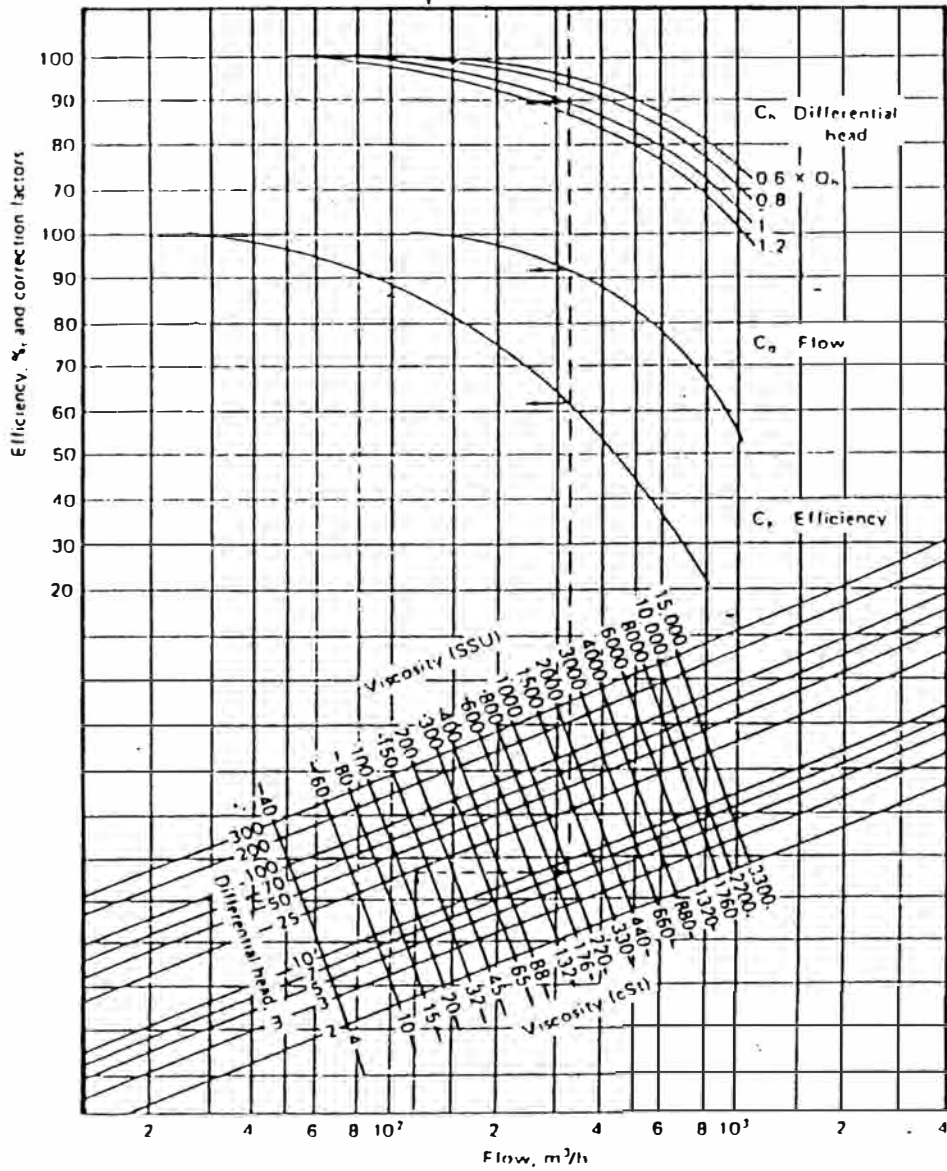


FIGURA D.4 (29)





Effect of viscosity on the efficiency of centrifugal pumps.

FIGURA D.5 (29)

## D.6 COMPRESOR (29)

Como el gas a comprimir es esencialmente hidrógeno, se consideran sus propiedades físicas para el diseño del compresor.

De la TABLA D.6 se determina:

$$r = C_p/C_v \dots\dots\dots (D.26)$$

$r$  = Relación de Calores específicos.

TABLA D.6 (29)

Thermodynamic Constants of Various Compounds (Continued)

Compound	Chemical Formula	Molecular Weight	$\gamma = C_p/C_v$ at 15.6°C	Critical Temperature $T_c$ °C	Critical Pressure $P_c$ bar	Molar Specific Heat $MC_p^*$	
						at 10°C	at 150°C
Hydrogen	H <sub>2</sub>	2.02	1.41	-240	13.0	6.86	6.98
Hydrogen chloride	HCl	36.46	1.48	51	82.7	6.93	7.00
Hydrogen sulfide	H <sub>2</sub> S	34.08	1.32	100	90.1	8.09	8.54
Methane	CH <sub>4</sub>	16.04	1.31	-82	46.4	8.38	10.25
Methanol	CH <sub>3</sub> OH	32.04	1.20	240	79.8	10.5	14.7
Methyl chloride	CH <sub>3</sub> Cl	50.69	1.20	143	66.7	11.0	12.4
Natural gas	—	19.00	1.27	-63	46.6	8.40	10.02
Neon	Ne	20.18	1.64	-229	26.3	4.97	4.97
Nitric oxide	NO	30.01	1.40	-94	65.9	6.9	7.2
Nitrogen	N <sub>2</sub>	28.02	1.40	-147	34.0	6.96	7.03
<i>n</i> -Nonane	C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	128.25	1.04	323	23.8	48.44	67.04
<i>n</i> -Octane	C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	114.22	1.05	296	24.9	43.3	59.90
Oxygen	O <sub>2</sub>	32.00	1.40	-119	50.4	6.99	7.24
<i>i</i> -Pentane	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72.15	1.08	188	33.2	27.59	38.70
<i>n</i> -Pentane	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72.15	1.07	197	33.5	28.27	38.47
Pentenes	C <sub>5</sub> H <sub>10</sub>	70.13	1.08	201	40.4	25.08	34.46
Propane	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44.09	1.13	97	42.6	16.82	23.57
Propylene	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	42.08	1.15	92	45.6	14.75	19.91
Sulfur dioxide	SO <sub>2</sub>	64.06	1.24	157	90.1	9.74	10.63
Steam	H <sub>2</sub> O	18.02	1.33	374	221.4	7.98	8.23
Vent gas	—	30.00	1.38	-126	38.8	7.23	7.50
Water gas	—	19.48	1.35	-143	31.3	7.60	8.33

\*Use linear extrapolation or interpolation for temperatures at compressor inlet.

Cálculo del **Número de etapas** y la **razón de compresión**:

Como una regla la razón de compresión de presión de descarga a presión de succión, no deberá ser nunca mayor que 5. Consecuentemente el número de etapas puede ser calculado como:

$$s = 1.43 * \log(P2/P1) \dots\dots\dots(D.27)$$

donde:

s = Número de etapas redondeado al número entero más cercano

P2 = Presión de descarga, bar

P1 = Presión de succión, bar

Cuando hay más de una etapa de compresión, el gas deberá ser enfriado entre etapas, aunque no necesariamente a la temperatura de ingreso a la primera etapa. Estos intercambiadores imponen una caída de presión en el gas de 0.350 bars. Por lo que la razón de compresión total es:

$$R = \frac{P2 + (s-1)*0.350}{P1} \dots\dots\dots(D.28)$$

La razón de compresión promedio por etapa es:

$$r_c = R^{1/n} \dots\dots\dots (D.29)$$

Cálculo del Volumen de succión en cada etapa:

$$V = 0.08315 * D * (T/P) * Z \dots\dots\dots (D.30)$$

donde:

V = Flujo volumétrico en la entrada, m<sup>3</sup>/hr

D = Flujo molar de gas, Kmol/hr

T = Temperatura de entrada, °K

P = Presión de entrada, bars

Z = Factor de Compresibilidad

Todos los términos corresponden a las condiciones de entrada de cualquier etapa de compresión, después de que el gas ha sido enfriado.

El factor de compresibilidad es obtenido de FIGURA D.6 como una función de la temperatura reducida ( $T_r = T/T_c$ ) y la presión reducida ( $P_r = P/P_c$ ).

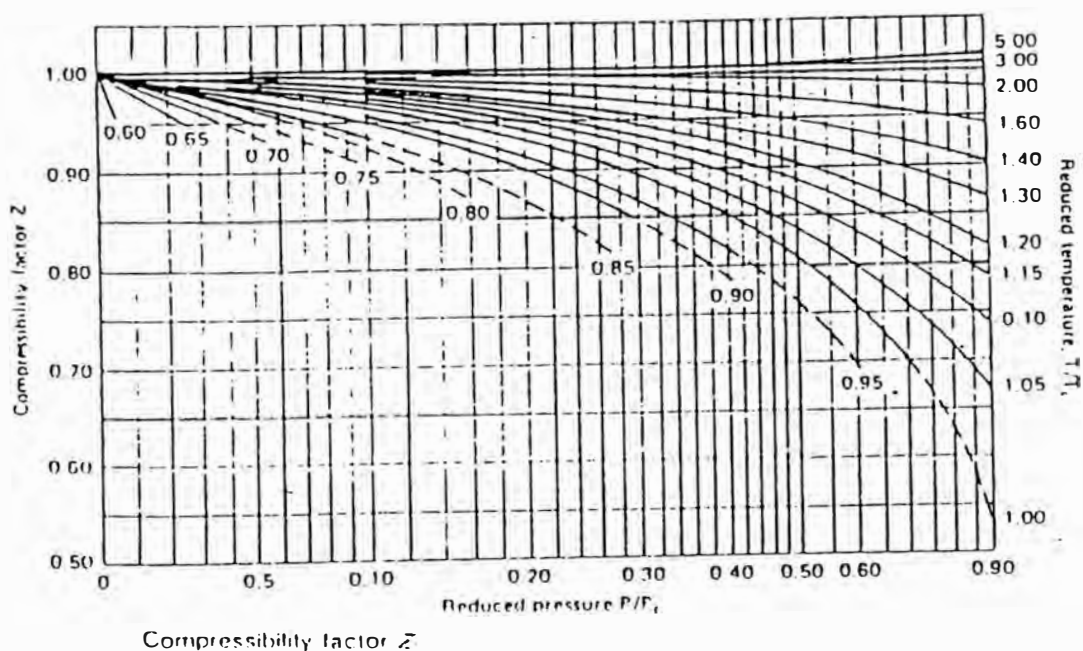


FIGURA D.6 (29)

Cálculo de los requerimientos de Potencia Adiabática:

$$PTA = \left( \frac{P_1 \cdot V_1}{26.5} \right) \cdot \left( \frac{r}{r-1} \right) \cdot [rc^{(r-1)/r} - 1] \dots (D.31)$$

donde:

PTA = Potencia Adiabática teórica por estado, CV

P = Presión de succión del estado, bar

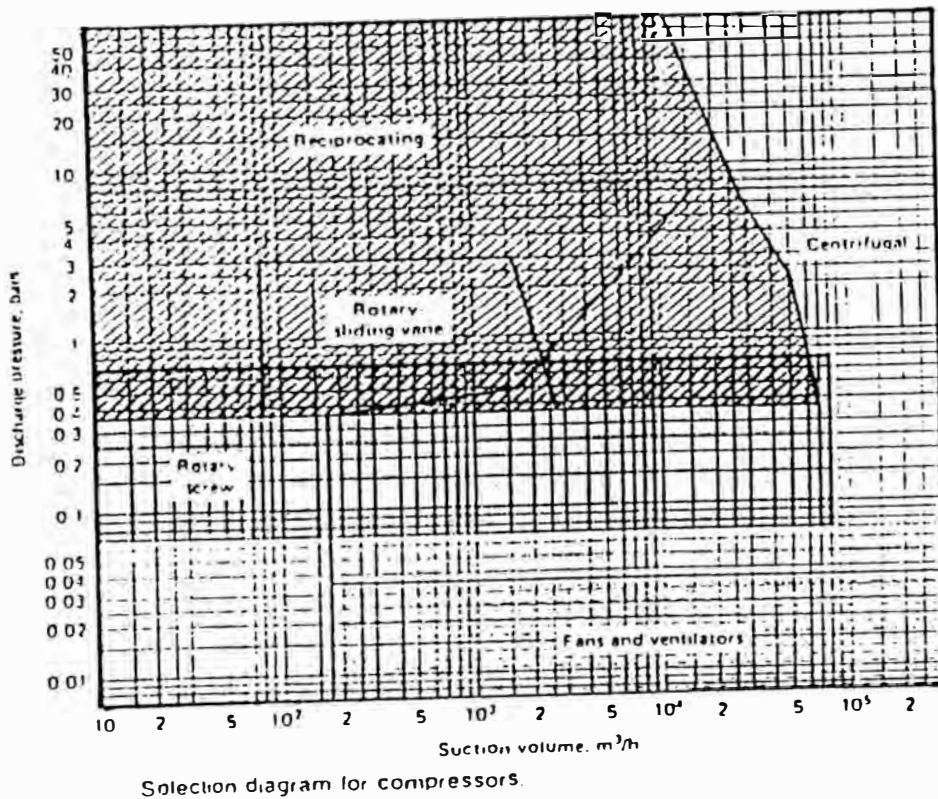
V1 = Flujo volumétrico de succión del estado, m<sup>3</sup>/hr

$r$  = Relación de calores específicos

$r_c$  = Razón de Compresión promedio por etapa

### Selección del Tipo de Compresor:

Con el Flujo Volumétrico de Succión ( $V_1$ ) establecido y la Presión de descarga ( $P_2$ ), ingresar a la **FIGURA D.7** para obtener el tipo de compresor para el servicio.



**FIGURA D.7 (29)**

Determinación de la Eficiencia (E) y Potencia real (Pr') del compresor:

La Eficiencia mecánica de compresores recíprocos es determinado en la FIGURA D.8 con el ingreso de la relación de compresión promedio por etapa (rc).

$$Pr' = PTA/E \dots\dots\dots (D.32)$$

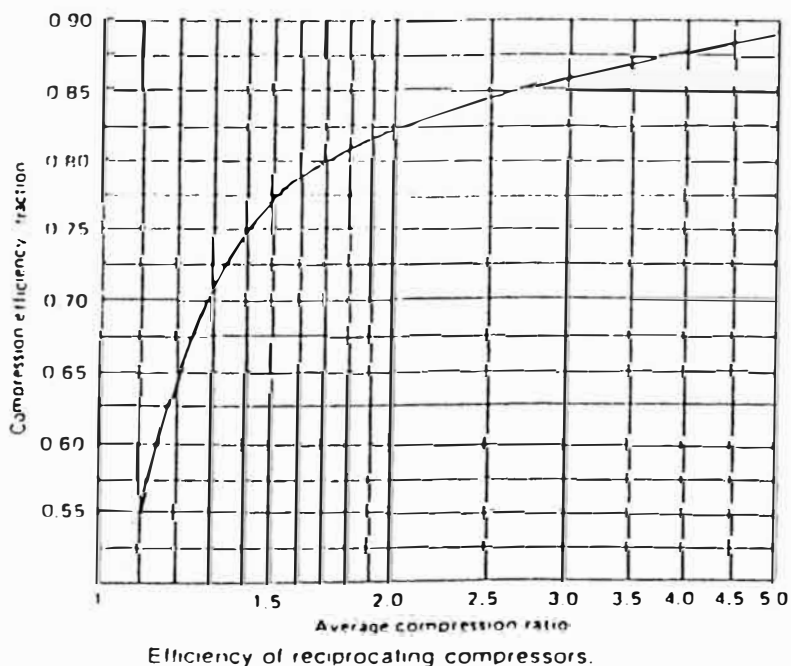


FIGURA D.8 (29)

**Cálculo de la Temperatura de descarga:**

La temperatura de descarga isoentrópica T2, es calculado es calculado en función de la temperatura

de entrada T1

$$T2 = T1 * (P2/P1)^{((\gamma-1)/\gamma)} \dots\dots\dots (D.33)$$

A la actual temperatura T2, se le puede incluir el efecto de la eficiencia isoentrópica:

$$T2 = T1 + (T2-T1)/E \dots\dots\dots (D.34)$$

**Estimación de la Eficiencia y Tamaño del Motor eléctrico:**

Con la Potencia real Pr' se ingresa a la TABLA D.7 y se selecciona el % de utilización del motor eléctrico, el cual nos arroja la Eficiencia E', por lo que el consumo eléctrico es:

$$Pr'' = 0.735 * Pr' / E' \dots\dots\dots (D.35)$$

Los resultados detallados del diseño del Compresor se muestran en la TABLA D.8.5 del APENDICE D.8.



**TABLA D.7 (29)**

**Efficiency of Electric-Motor Pump Drivers**

Pump Horsepower, cv	Motor Horsepower, cv	Efficiency of motor, % % Utilization of motor		
		50	75	100
0-0.5	1	81	82	82.5
0.51-0.75	1.5	67	73	75
0.76-1.00	2	75	78	80
1.01-2.00	3	75	79	80
2.01-4.00	5	81	83	84
4.01-6.00	7.5	75	80	81.5
6.01-8.00	10	80	84	85
8.01-12.0	15	81	85	86.5
12.1-16.0	20	80	83	86
16.1-20.0	25	83	86.5	88
20.1-25.1	30	83	86.5	88.5
26.2-34.8	40	85	88	88.5
34.9-43.5	50	80	85	87.5
43.6-52.2	60	84	88	89.5
52.3-65.2	75	87	89.5	90.5
65.3-87.0	100	84	89	91
87.1-114	125	85	89.5	91.5
115-135	150	86	89	91
137-182	200	88	91	92.5
183-227	250	90	92.5	93.5
228-273	300	90.5	93	94
274-318	350	91	93	94
319-364	400	91	93	93
365-409	450	91	93	93
410-455	500	91.5	93	93.5
456-545	600	93	94	94.5

## D.7 DISEÑO DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO (29)

Se trata de calcular el Volumen de los Tanques que servirán para almacenar las materias primas como Acetona e hidrógeno y para almacenar el producto obtenido el MIBK.

La Capacidad de un tanque es estimada por la siguiente ecuación:

$$V = 24 * F * t / d \dots\dots\dots (D.35)$$

donde:

V = Volumen del tanque, m<sup>3</sup>

F = Flujo de entrada/salida del fluido, Kg/hr

t = Tiempo que transcurre para descargar tanque, días

d = Densidad del fluido, Kg/m<sup>3</sup>

Los resultados detallados del diseño de Tanques de Almacenamiento se muestran en la TABLA D.8.6 del APENDICE D.8

TABLA D . 0 . 1

DISEÑO DE SEPARADORES

SIMBOLOGIA		S-1	S-2	S-3	S-4	S-5	S-6
T1	, C	32	70	70	26	58	86.7
P1	, Atm.	10.13	1.39	1.13	1.13	1.13	1.13
F	, Kg/hr	1894.26	1824.36	69.63	--	4079.74	504.34
dL	, Kg/m <sup>3</sup>	900.96	859.90	854.34	--	773.14	1015.12
tr	, hr.	0.25	0.25	0.25	0.25	0.08	0.08
VL	, m <sup>3</sup>	0.53	0.53	0.02	--	0.42	0.04
FL	, %	60	60	60	--	60	60
V	, m <sup>3</sup>	0.88	0.88	0.03	--	0.53	0.05
F1	, Kg/hr.	--	--	--	784.34	--	--
F2	, Kg/hr.	--	--	--	165.86	--	--
d1	, Kg/m <sup>3</sup>	--	--	--	845.74	--	--
d2	, Kg/m <sup>3</sup>	--	--	--	1050.00	--	--
V1	, m <sup>3</sup>	--	--	--	0.23	--	--
V2	, m <sup>3</sup>	--	--	--	0.04	--	--
V	, m <sup>3</sup>	--	--	--	0.30	--	--
L/D		1.98	2.00	2.10	2.39	2.44	3.38
L	, m	1.48	1.50	0.53	1.19	1.47	0.85
D	, m	0.75	0.75	0.25	0.50	0.60	0.25
t	, bare	1318.00	1195.00	1195.00	1318.00	1195.00	1195.00
c		1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
P	, bare	11.29	1.66	1.26	1.26	1.26	1.26
eb	, mm	8.23	3.49	3.13	3.24	3.32	3.13
W1	, Kg	171.10	96.94	10.16	47.78	72.07	16.35
W2	, Kg	86.53	48.44	4.83	20.00	29.49	4.83
Wt	, Kg	257.63	145.38	14.99	67.78	101.55	21.18
MATERIAL		SA 240-304	SA 240-304	SA 240-304	SA 240-304	SA 240-304	SA 240-304

LEYENDA DE TABLA D.0.1 :

- T1 = TEMPERATURA DE ENTRADA
- P1 = PRESION EN LA ENTRADA
- F = FLUJO DE SALIDA DEL LIQUIDO
- dL = DENSIDAD DEL LIQUIDO DE SALIDA
- tr = TIEMPO DE RESIDENCIA
- VL = VOLUMEN OCUPADO POR EL LIQUIDO
- FL = FRACCION LIQUIDA
- V = VOLUMEN TOTAL DEL RECIPIENTE
- F1 = FLUJO DE SALIDA DEL LIQUIDO DE LA FASE 1
- F2 = FLUJO DE SALIDA DEL LIQUIDO DE LA FASE 2
- d1 = DENSIDAD DEL LIQUIDO DE SALIDA DE LA FASE 1
- d2 = DENSIDAD DEL LIQUIDO DE SALIDA DE LA FASE 2
- V1 = VOLUMEN OCUPADO POR LA FASE 1
- V2 = VOLUMEN OCUPADO POR LA FASE 2
- V = VOLUMEN TOTAL DEL SEPARADOR
- L/D = RELACION LONGITUD / DIAMETRO
- L = LONGITUD DEL RECIPIENTE
- D = DIAMETRO DEL RECIPIENTE
- t = MAXIMO ESFUERZO PERMISIBLE DEL MATERIAL DE LA PARED
- c = COEFICIENTE DE SOLDADURA
- P = PRESION DE OPERACION; ES 10% MAS QUE PRESION DE TRABAJO
- eb = ESPESOR DE LA PARED
- W1 = PESO DE LA CARCAZA
- W2 = PESO DE LOS CABEZALES
- Wt = PESO TOTAL DEL RECIPIENTE = W1 + W2

TABLA D.8.2

DISEÑO DE COLUMNAS DE DESTILACION

SIMBOLOGIA		D - 1	D - 2
P a	. atm	1.20	1.13
P d	. atm	1.13	1.13
P b	. atm	1.37	1.13
T a	. C	70.00	116.40
T d	. C	59.80	99.00
T b	. C	93.50	109.70
R min.		2.34	4.00
R opt.		3.27	4.80
v		1.62	1.57
u	. cp	0.30768	0.31588
N min.		13	-
Nt		25	3
E	. %	60	60
Nr		42	5
P allm.		6	2
D V,d	. gr/cc	0.00225	0.00327
D V,b	. gr/cc	0.00378	0.00340
D L,d	. gr/cc	0.75534	0.81467
D L,b	. gr/cc	0.62194	0.71891
V d	. m3/seg	0.500	0.013
V b	. m3/seg	0.460	0.015
C'		0.0229	0.0229
D' d	. m	1.23	0.32
D' b	. m	1.32	0.24
D'	. m	1.32	0.50
H	. m	22.00	6.30
t	. bars	1195.00	1125.00
c		1.00	1.00
P	. bars	1.53	1.26
eb	. mm	3.84	3.28
eb'	. mm	5.00	5.00
W1	. Kg	3586.44	389.03
W2	. Kg	215.19	30.88
Wt	. Kg	3801.63	419.90
MATERIAL		SA 240-304	SA 240-304

LEYENDA DE TABLA D.8.2 :

<b>P a</b>	=	<b>PRESION DE ALIMENTACION</b>
<b>P d</b>	=	<b>PRESION DE TOPE</b>
<b>P b</b>	=	<b>PRESION DE FONDOS</b>
<b>T a</b>	=	<b>TEMPERATURA DE ALIMENTACION</b>
<b>T d</b>	=	<b>TEMPERATURA DE TOPE</b>
<b>T b</b>	=	<b>TEMPERATURA DE FONDOS</b>
<b>R min.</b>	=	<b>REFLUJO MINIMO</b>
<b>R opt.</b>	=	<b>REFLUJO OPTIMO</b>
<b>v</b>	=	<b>VOLATILIDAD PROMEDIO DEL LIGERO CLAVE</b>
<b>u</b>	=	<b>VISCOCIDAD DE LA ALIMENTACION LIQUIDA A LA TEMPERATURA PROMEDIO DE LA TORRE</b>
<b>N min.</b>	=	<b>NUMERO MINIMO DE ETAPAS TEORICAS</b>
<b>Nt</b>	=	<b>NUMERO DE ETAPAS TEORICAS</b>
<b>E</b>	=	<b>EFICIENCIA GLOBAL DE LOS PLATOS</b>
<b>Nr</b>	=	<b>NUMERO DE PLATOS REALES</b>
<b>P ALIM.</b>	=	<b>PLATO DE ALIMENTACION</b>
<b>D V,d</b>	=	<b>DENSIDAD DEL VAPOR EN TOPEs</b>
<b>D V,b</b>	=	<b>DENSIDAD DEL VAPOR EN FONDOS</b>
<b>D L,d</b>	=	<b>DENSIDAD DEL LIQUIDO EN TOPEs</b>
<b>D L,b</b>	=	<b>DENSIDAD DEL LIQUIDO EN FONDOS</b>
<b>V d</b>	=	<b>CARGA DE VAPOR EN LA PARTE SUPERIOR</b>
<b>V b</b>	=	<b>CARGA DE VAPOR EN LA PARTE INFERIOR</b>
<b>C'</b>	=	<b>CONSTANTE DE ESPACIAMIENTO ENTRE PLATOS</b>
<b>D' d</b>	=	<b>DIAMETRO DE LA TORRE EN LA PARTE SUPERIOR</b>
<b>D' b</b>	=	<b>DIAMETRO DE LA TORRE EN LA PARTE INFERIOR</b>
<b>D'</b>	=	<b>DIAMETRO DE LA TORRE</b>
<b>H</b>	=	<b>ALTURA DE LA TORRE</b>
<b>t</b>	=	<b>MAXIMO ESFUERZO PERMISIBLE DEL MATERIAL DE LA PARED</b>
<b>c</b>	=	<b>COEFICIENTE DE SOLDADURA</b>
<b>P</b>	=	<b>PRESION DE OPERACION; ES 10% MAS QUE PRESION DE TRABAJO</b>
<b>eb</b>	=	<b>ESPESOR DE LA PARED</b>
<b>eb'</b>	=	<b>ESPESOR DE LA PARED REAL</b>
<b>W1</b>	=	<b>PESO DE LA CARCAZA</b>
<b>W2</b>	=	<b>PESO DE LOS CABEZALES</b>
<b>Wt</b>	=	<b>PESO TOTAL DEL RECIPIENTE = W1 + W2</b>

TABLA D.8.3

TEMPERATURAS, LMTD Y FACTORES DE CORRECCION

EQUIPO	Q (Kcal/h)	T1 ( °C )	T2 ( °C )	t1 ( °C )	t2 ( °C )	LMTD ( °C )	R	S	Fc
E - 1	63969.70	160.0	120.0	25.0	35.0	109.3	4.0	0.1	0.99
E - 2	94813.60	131.0	99.0	40.0	120.0	28.8	0.4	0.9	0.93
E - 3	46195.65	99.0	83.0	32.0	70.0	39.0	0.4	0.6	0.97
E - 4	109999.20	83.0	45.0	25.0	35.0	32.0	3.8	0.2	1.00
E - 5	10999.98	70.0	70.0	25.0	35.0	39.8	0.0	0.2	1.00
E - 6	525710.54	58.0	58.0	25.0	35.0	27.7	0.0	0.3	1.00
E - 7	531190.51	138.0	138.0	93.5	93.5	44.5			1.00
E - 8	39816.33	92.6	26.0	25.0	35.0	14.0	6.7	0.1	1.00
E - 9	112712.32	138.0	138.0	26.0	116.4	54.9	0.0	0.8	1.00
E - 10	80962.98	99.0	99.0	25.0	35.0	68.9	0.0	0.1	0.99
E - 11	4514.60	138.0	138.0	108.7	108.7	29.3			1.00

OBSERV. En E-7 y E-11 (Rehervidores), la diferencia de Temperaturas entre corriente caliente y fría es la misma  $(T1-t2) = (T2-t1) = LMTD$ .

LEYENDA DE TABLA D.8.3 :

- Q = FLUJO DE CALOR EN EL INTERCAMBIADOR DE CALOR
- T1 = TEMPERATURA DE ENTRADA DE LA CORRIENTE A ENFRIAR
- T2 = TEMPERATURA DE SALIDA DE LA CORRIENTE A ENFRIAR
- t1 = TEMPERATURA DE ENTRADA DEL FLUIDO DE ENFRIAMIENTO
- t2 = TEMPERATURA DE SALIDA DEL FLUIDO DE ENFRIAMIENTO
- LMTD = DIFERENCIA MEDIA LOGARITMICA DE TEMPERATURA
- R = PARAMETRO PARA DETERMINAR Fc
- S = PARAMETRO PARA DETERMINAR Fc
- Fc = FACTOR DE CORRECCION DE LMTD

TABLA D.8.4

DISEÑO DE BOMBAS

SIMBOLOGIA	B-1	B-2	B-3	B-4	B-5	B-6
FLUIDO	ACETONA	REFLUJO DE D1	ENTRADA A D2	REFLUJO DE D2	RECICLO DE ACETONA	ACETONA A REACTOR
F , kg/hr	69.63	4079.74	784.34	504.34	1023.74	851.00
T1 , C	70.0	59.0	26.0	86.7	57.0	25.0
P1 , bar	1.013	1.013	1.013	1.013	1.276	1.013
P2 , bar	1.276	1.276	1.276	1.276	30.52	30.13
Z2 , bar	0.000	1.100	0.240	0.431	0.000	0.000
d , gr/cc	0.854	0.766	0.817	0.976	0.773	0.779
H , bar	0.263	1.363	0.503	0.694	29.244	29.117
H , m	3.14	18.14	6.28	7.25	385.81	381.14
Qd , m3/hr	0.082	5.325	0.961	0.517	1.324	1.092
K	1.00	1.20	1.25	1.20	1.25	1.25
Qu , m3/hr	0.082	6.390	1.201	0.620	1.656	1.366
Qr , m3/hr	3.418	0.000	2.299	2.880	1.844	2.134
Qo , m3/hr	3.500	6.390	3.500	3.500	3.500	3.500
P , CV	0.035	0.331	0.067	0.092	3.889	3.873
ud , cp	0.267	0.245	0.572	0.311	0.248	0.305
uc , cSt	0.313	0.320	0.701	0.319	0.321	0.392
E , %	17	30	17	17	17	17
P real , CV	0.206	1.103	0.364	0.543	22.879	22.780
TIPO	CENTRIF.	CENTRIF.	CENTRIF.	CENTRIF.	CENTRIF.	CENTRIF.
MATERIAL	SS 316	SS 316	SS 316	SS 316	SS 316	SS 316

LEYENDA DE TABLA D.8.4

- T1 = TEMPERATURA DEL LIQUIDO
- P1 = PRESION DEL LIQUIDO EN LA ENTRADA DE LA BOMBA
- P2 = PRESION DEL LIQUIDO EN LA DESCARGA
- Z2 = DIFERENCIA DE PRESION POR ALTURA
- d = DENSIDAD DEL LIQUIDO
- H = DIFERENCIAL DE PRESION TOTAL
- Qd = FLUJO DE LIQUIDO DE DISEÑO
- K = FACTOR DE SEGURIDAD
- Qu = FLUJO DE LIQUIDO A UTILIZAR EN LINEA
- Qr = FLUJO RECIRCULANTE DE LIQUIDO
- Qo = FLUJO DE LIQUIDO TOTAL DE OPERACION EN LA BOMBA
- P = POTENCIA HIDRAULICA DE LA BOMBA
- ud = VISCOSIDAD DINAMICA DEL LIQUIDO
- uc = VISCOSIDAD CINEMATICA DEL LIQUIDO
- E = EFICIENCIA DE LA BOMBA
- P real = POTENCIA REAL DE LA BOMBA

TABLA D.8.5

DISEÑO DE COMPRESOR

SIMBOLOGIA	C - 1
P1	10.13
T1	32
P2	30.52
r	1.41
s	1
R	3
rc	3
Pc	13
Tc	33
Pr	0.7
Tr	9.24
Z	1
D	185.422
V	464.21
PTA	229.69
E	88
Pr'	267.08
T2	166
E'	94
Pr''	208.83
MATERIAL	88 304
TIPO DE COMPRESOR	RECIPROCANTE

LEYENDA DE TABLA D.8.5

- P1 = PRESION DE SUCCION
- T1 = TEMPERATURA EN LA ENTRADA
- P2 = PRESION DE DESCARGA
- r = RELACION DE CALORES ESPECIFICOS  $C_p/C_v$
- s = NUMERO DE ETAPAS, REDONDEADO AL PROXIMO NUMERO ENTERO
- R = RAZON DE COMPRESION
- rc = RELACION DE COMPRESION PROMEDIO POR ETAPA
- Pc = PRESION CRITICA
- Tc = TEMPERATURA CRITICA
- Pr = PRESION REDUCIDA
- Tr = TEMPERATURA REDUCIDA
- Z = FACTOR DE COMPRESIBILIDAD
- D = FLUJO MOLAR DE LA LINEA
- V = VOLUMEN DE ENTRADA
- PTA = POTENCIA TEORICA ADIABATICA POR ETAPA
- E = EFICIENCIA
- Pr' = POTENCIA REAL
- T2 = TEMPERATURA DE DESCARGA
- E' = EFICIENCIA DEL MOTOR ELECTRICO
- Pr'' = POTENCIA REAL CONSUMIDA POR MOTOR ELECTRICO



TABLA D.8.6

DISEÑO DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO

SIMBOLOGIA		TQ-1	TQ-2	TQ-3
FLUIDO		ACETONA	HIDROGENO	MIK
T1	: C	25.0	25.0	25.0
P1	: atm	1.0	50.0	1.0
t	: DIAS	30	0.3	30
F	: kg/hr	851.45	15.46	624.89
d	: kg/m <sup>3</sup>	779.00	3.71	799.00
V	: m <sup>3</sup>	786.98	30.00	583.10
MATERIAL		ACERO AL CARBONO	SS 304	ACERO AL CARBONO

LEYENDA DE TABLA D.8.6

- T1 = TEMPERATURA DE ALMACENAMIENTO DEL FLUIDO
- P1 = PREBION DE ALMACENAMIENTO DEL FLUIDO
- t = TIEMPO QUE TRANSCURRE PARA DESCARGAR TANQUE
- F = FLUJO DE ENTRADA/SALIDA DEL FLUIDO
- d = DENSIDAD DEL FLUIDO
- V = VOLUMEN TOTAL DEL TANQUE

## APENDICE E. COSTO DE EQUIPOS

Todas las figuras que muestran Precios bases de equipos en el presente Apéndice se obtuvieron de:

- a) Instituto Francés de Petróleo (29) para: Reactores, Recipientes a Presión, Columnas de Destilación, Intercambiadores de Calor, Compresor y Tanques de Almacenamiento.
- b) Revista Chemical Engineering (50) para: Bombas y Torre de Enfriamiento.

### E.1 REACTORES

El diseño del reactor se estableció como un Intercambiador de Calor de Coraza y Tubos. El método de cálculo se basa en la forma siguiente:

$$\text{Precio Corregido} = (\text{P.Base}) * f_d * f_o * f_l * f_{mp} * f_p * f_t * f_m$$

donde f son los factores de corrección del Precio Base:

$f_d$  = Por tipo de intercambiador

$f_o$  = Por el paso del tubo y diámetro

$f_l$  = Por la longitud del tubo

$f_{mp}$  = Por el número de pasos del tubo

$f_p$  = Por la presión en la coraza y los tubos

$f_t$  = Por la Temperatura

fm = Por el material de construcción

El Precio Base se obtiene de la **FIGURA E.1 (29)**, que relaciona la superficie de transferencia de calor en  $m^2$  a US\$ de Junio de 1975, para Intercambiadores de cabezal flotante, con haz de tubos removibles de longitud igual a 16 pies y con paso de rosca de 3/4 de pulg<sup>2</sup>. El espesor de pared es de 14 BWG, diseñados para 10 bars y 350 °C y coraza de un sólo paso de acero templado. Para determinar el Precio Base, solamente se requiere conocer la superficie de intercambio. Los factores de corrección antes mencionado se muestran en la **TABLA E.1 (29)**.

## **E.2 RECIPIENTES A PRESION**

Los precios se evaluaron en función al peso y el material de construcción que incluye coraza, cabezales y accesorios.

Los pesos de S-1 a S-6 se muestran en la **TABLA 6.14** del Capítulo 6.

### **a) Coraza y Cabezales**

De la **FIGURA E.2 (29)** se obtiene un Precio Base de US\$/Kg. (US\$ Junio de 1975), como una función del diámetro de la coraza y asumiendo 8 mm. de espesor y material de acero templado. El Precio Base se

corrige con los siguientes factores:

El Factor  $f_e$  se obtiene de la **FIGURA E.3** (29), para espesores diferentes de 8 mm..

El Factor  $f_m$  se obtiene de la **TABLA E.2**, para materiales de construcción diferentes al acero templado.

El Precio corregido será:

$(\text{US\$/Kg})(\text{Peso en Kgs. de coraza y cabezales})(f_e)(f_m)$

#### **b) Accesorios**

De la **FIGURA E.4**, se obtiene el Precio Base en US\$ de Junio de 1975, como una función del Peso de la coraza. En el caso de materiales de construcción especial, el Precio Base se corrige por el Factor  $f_{am}$ , obtenido de la **TABLA E.3** (29).

El Precio corregido será:

$(\text{US\$/Kg})(f_{am})$

Cálculo del Precio final = Precio de la coraza, cabezales y accesorios+Factor de corrección de 10 %.

### **E.3 COLUMNAS DE DESTILACION**

Los Costos se calcularon como función del Peso y material de construcción: La parte exterior incluye

coraza y cabezales, accesorios tales como toberas, plataformas, escaleras, grúas permanentes, etc.; la parte interna incluye platos.

**a) Cálculo del Costo de la parte externa**

**Coraza y cabezales.**- Se sigue el mismo Procedimiento de E.2 .

**Accesorios.**- Se sigue el mismo Procedimiento de E.2.

Costo de la parte externa : Costo de coraza, cabezales y accesorios.

**b) Cálculo del Costo de la parte interna**

De la **FIGURA E.5** (29), se obtiene el Precio Base de los platos, que considera platos tipo Válvula y hasta un número de 15 platos.

De la **FIGURA E.5** se eligió la curva correspondiente a platos de acero inoxidable 304 y espesor 2 mm.. Este Costo Base se corregirá por los siguientes factores:

Factor  $f_{pl}$  obtenido de **TABLA E.4** (29), para otro tipo de platos.

Factor  $f_{pe}$  obtenido de **TABLA E.4** para otro espesor de platos.

Factor  $f_{pm}$  obtenido de **TABLA E.4** para columnas

mayores de 15 platos.

**c) Cálculo del precio final**

Se obtiene de la suma del costo de la parte externa e interna, y por un factor de 1.15.

**E.4 INTERCAMBIADORES DE CALOR**

Para los intercambiadores de coraza y tubos el Costo se determina siguiendo el Procedimiento de E.1.

Para los intercambiadores de doble tubo, el Precio Base se determina a partir de la **FIGURA E.6** como función de la superficie de Intercambio. Los factores de corrección se obtienen de la **TABLA E.5** (29); en este caso se tienen dos factores de corrección: por presión y por material de construcción.

**E.5 BOMBAS**

El método consiste en establecer un Precio Base y luego corregirlo por diferencias de tipo de material, de temperatura y presión, de acuerdo a la siguiente expresión:

$$\text{Precio corregido} = (\text{Precio Base})(fd)(fm)(ft)(fp)$$

donde las correcciones al Precio Base se dan por:

fd : tipo de bomba

fm : por material  
 ft : por temperatura  
 fp : por presión de succión

El Precio Base se obtiene de la FIGURA E.7 (50), que considera lo siguiente:

- Material acero inoxidable 316
- Rango de capacidad 10 a 150 gpm, para GRUPO A, y de 30 a 900 gpm para GRUPO B.

El Costo incluye el Motor y el arrancador.

Los factores de corrección se obtienen de la TABLA E.6 (29).

Para potencias superiores a los 20 HP, se puede usar la siguiente relación:

Costo de bomba 1 = Costo de bomba 2  $(P_1/P_2)^n$

donde  $n = 0.5$  (30).

## E.6 COMPRESOR

El Precio Base para Compresores centrífugos y reciprocantes, se obtiene de la FIGURA E.8 (29). Las curvas de la FIGURA E.8 no incluyen Costos de instalación. Los precios de esta Figura asume acero colado como material, más una acoplamiento reductor y equipo auxiliar, pero no el motor.

Los factores de corrección para el Precio Base aparecen en la **TABLA E.7 (29)**.

**Costo del Motor eléctrico.**- Los motores a prueba de explosiones o totalmente blindados se utilizan casi exclusivamente en las Industrias Petroquímicas. El Precio Base para estos motores se da como función de la Potencia del Motor en la **FIGURA E.9 (29)**.

#### **E.7 TANQUES DE ALMACENAMIENTO**

Los Precios Bases para Tanques de Almacenamiento cilíndricos atmosféricos se dan en la **FIGURA E.10 (29)** y en la **FIGURA E.11** para tanques cilíndricos y esféricos presurizados . Los Precios Base para los Tanques Cilíndricos Atmosféricos con Capacidad mayor de 100 m<sup>3</sup>, se corrigen por tipo de techo y material de construcción como se muestra en la **TABLA E.8 (29)**; los precios Base para Tanques cilíndricos y esféricos presurizados se corrigen por los factores de presión según las **TABLAS E.9 y E.10**.

#### **E.8 TORRE DE ENFRIAMIENTO.**

La **FIGURA E.12 (50)** cubre el costo instalado de torre de enfriamiento tipo modular. Se incluye el costo de la torre, ventiladores, bombas, motores y el gasto de montaje.



### **E.9 PLANTA DE PRODUCCION DE HIDROGENO.**

De la referencia (33) se ha recogido datos del costo de inversión total de un planta de producción de hidrógeno, con las siguientes características:

Alimentación : Gas natural

Capacidad de planta : 50.0 MM SCF/D (97 Mol % H<sub>2</sub>)

Localización : U.S. Gulf Coast

Costo de inversión total : 85 MM U.S.\$

Factor de escalamiento : 0.8

Para calcular el costo de inversión de una planta de hidrógeno de diferente capacidad, se utilizará el método de los seis decimos (30).

Para una planta de hidrógeno con capacidad de 122.44 TM/año, el costo de inversión total es de U.S.\$ 830,000.

### **E.10 INDICES DE COSTOS**

En la TABLA E.11 (51) se muestran los Indices de Costos utilizados.

### **E.11 TABLA DE RESULTADOS DETALLADOS DE COSTOS DE EQUIPOS**

En las TABLAS E.11.1 a E.11.7 se muestran a detalle los Resultados por cada Equipo.

# REACTORES

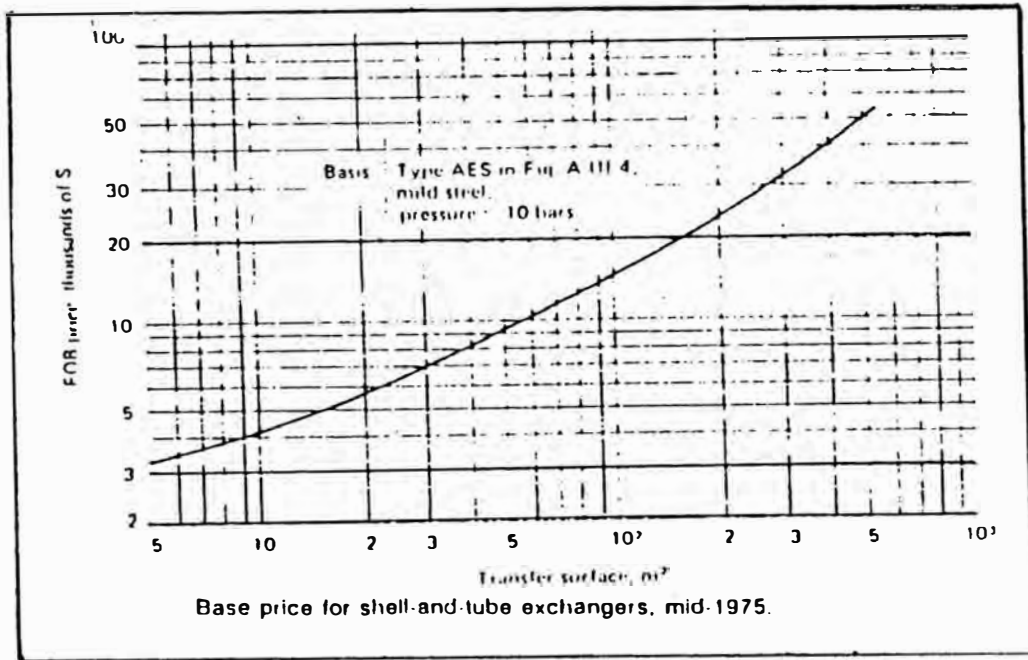


FIGURA E.1 (29)

**TABLA E. 1 (29)**

Base-Price Correction Factors for Shell-and-Tube Exchangers										
a. Type of Exchanger										
Type	$f_a$			Type	$f_c$					
AES	1.00			BEM	0.80					
AEM	0.87			BEU	0.75					
AEU	0.85			BKT	1.10					
AKT	1.20			Thermosiphon	1.35					
BES	0.92									
b. Influence of the Tube Diameter and Pitch										
Diameter		pitch, in		$f_b$						
in	mm									
3/4	19.2	1-in. square		1.00						
3/4	19.2	15/16-in triangular		0.95						
3/4	19.2	1-in triangular		0.97						
1	25.4	1 1/4-in square		1.07						
1	25.4	1 1/4-in triangular		0.97						
c. Tube Length					d. Number of Tube Passes					
Length		$f_l$		No. of Passes		$f_{np}$				
ft	m									
8	2.4	1.35		2	1.00					
12	3.7	1.13		4	1.02					
16	4.9	1.00		6	1.04					
20	6.1	0.92		8	1.06					
24	7.3	0.90		12	1.08					
e. Maximum pressure							f. Temperature			
Pressure, bars	$f_p$			Temperature, °C		$f_t$				
	50 m <sup>2</sup>	100 m <sup>2</sup>	500 m <sup>2</sup>							
< 10	1.00	1.00	1.00	t < 350		1.00				
10-20	1.03	1.08	1.18	350 < t < 550		1.08				
20-30	1.15	1.20	1.32							
30-40	1.28	1.35	1.50							
40-65	1.67	1.75	1.93							
65-85	1.80	1.90	2.10							
85-130	2.35	2.45	2.70							
130-180	3.00	3.15	3.45							
g. Materials of construction										
Surface, m <sup>2</sup>	Materials of construction,* shell/tubes									
	CS/CS	CS/Cu	CS/Mo	CS/304	304/304	CS/316	CS/Monel	Monel/Monel	CS/Ti	Ti/Ti
< 10	1.00	1.05	1.40	1.55	2.30	1.95	2.80	4.50	4.70	11.00
10-50	1.00	1.10	1.55	1.75	2.55	2.15	3.05	4.80	5.80	12.20
50-100	1.00	1.15	1.75	2.15	2.90	2.55	3.55	5.30	7.30	13.90
100-500	1.00	1.30	2.05	2.60	3.40	3.00	4.35	6.10	9.40	16.30
500-1 000	1.00	1.50	2.35	3.20	4.15	3.65	5.25	7.10	12.00	19.10

\*CS = carbon steel; Cu = admiralty; 304 = 304-type stainless; 316 = 316-type stainless; Mo = molybdenum; Monel = Monel; and Ti = titanium.

# RECIPIENTES A PRESION

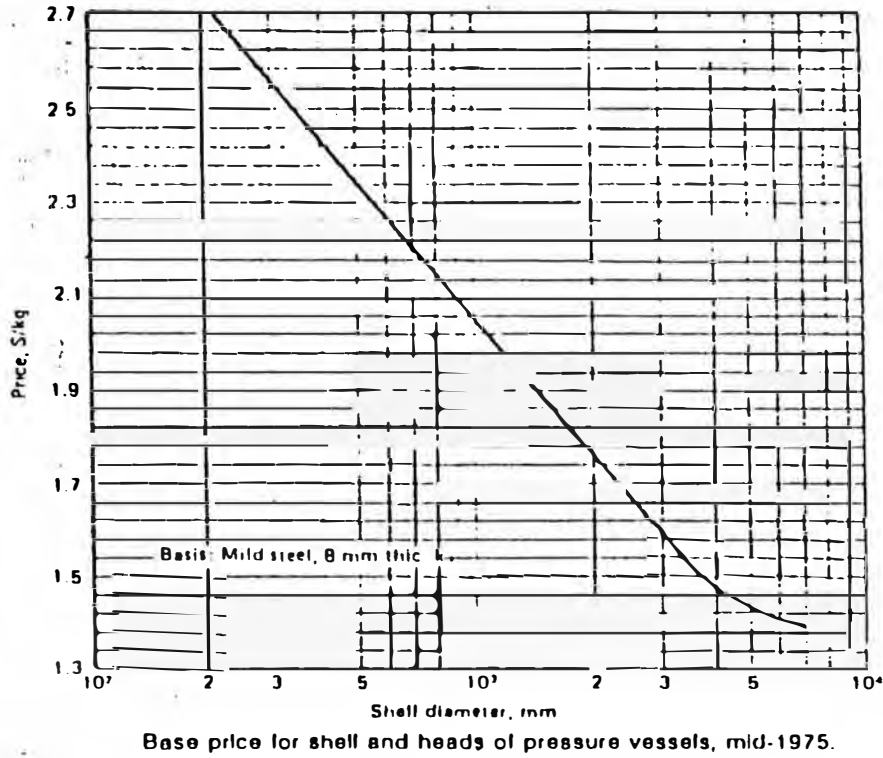


FIGURA E.2 (29)

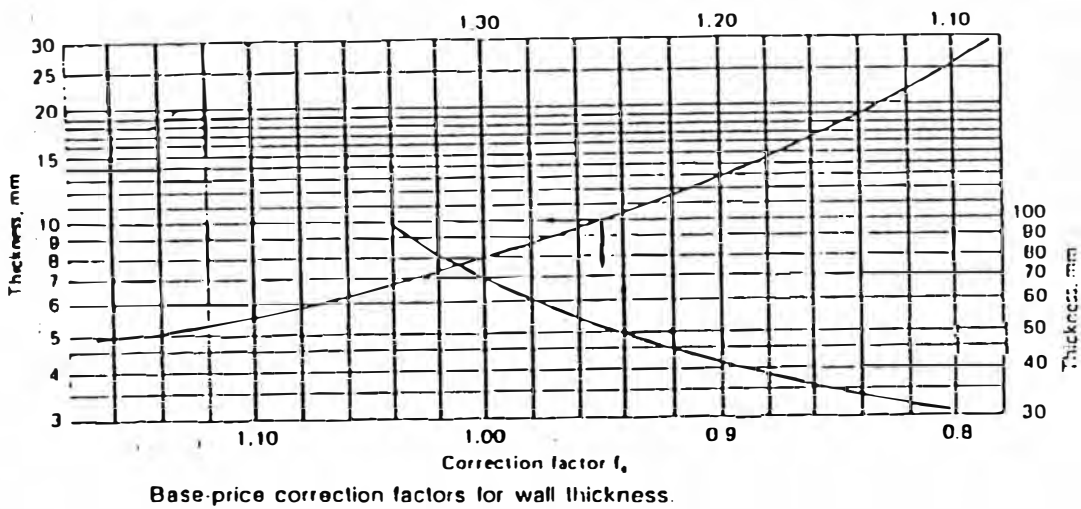
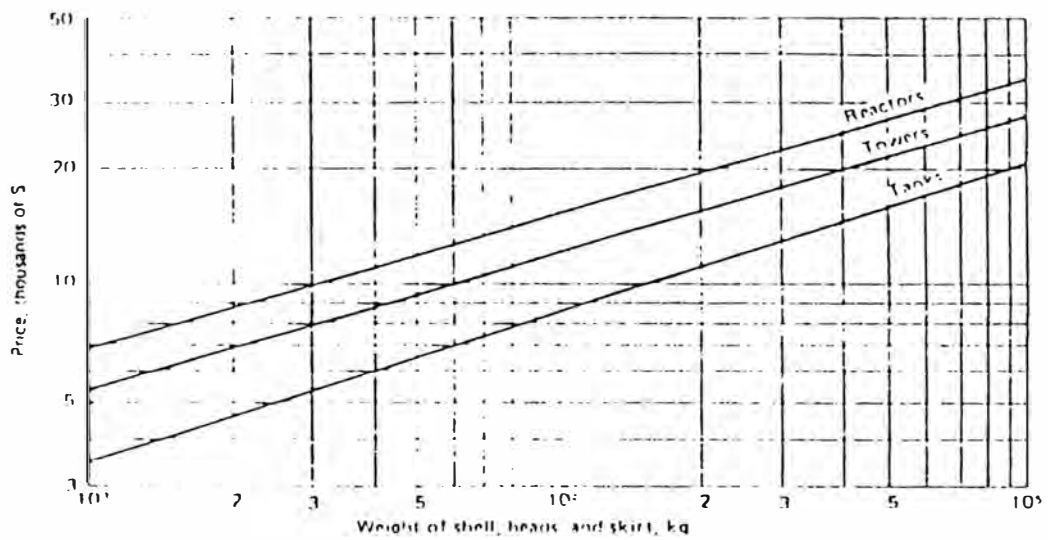


FIGURA E.3 (29)

TABLA E.2 (29)

Base-Price Correction Factors $f_m$ for Materials of Construction			
ASTM	Code Designation		$f_m$
	AISI	Miscellaneous	
SA 285 C	—	—	1.0
SA 203 A of D.	—	—	1.3
SA 357	—	—	2.0
SA 240	304	—	2.8
SA 240	304 L	—	3.0
SA 240	310 S	—	3.8
SA 240	316	—	2.9
SA 240	316 L	—	3.3
SA 240	316 (Ti)	—	3.1
SA 240	321	—	2.7
SA 240	347	—	2.9
SA 240	410	—	2.4
—	—	Uranus 50	3.8
—	—	Uranus B6	4.8
—	—	Monel 400	8.8
—	—	Inconel 600	10.0
—	—	Inconel 625	13.8
—	—	Hastelloy G	12.5



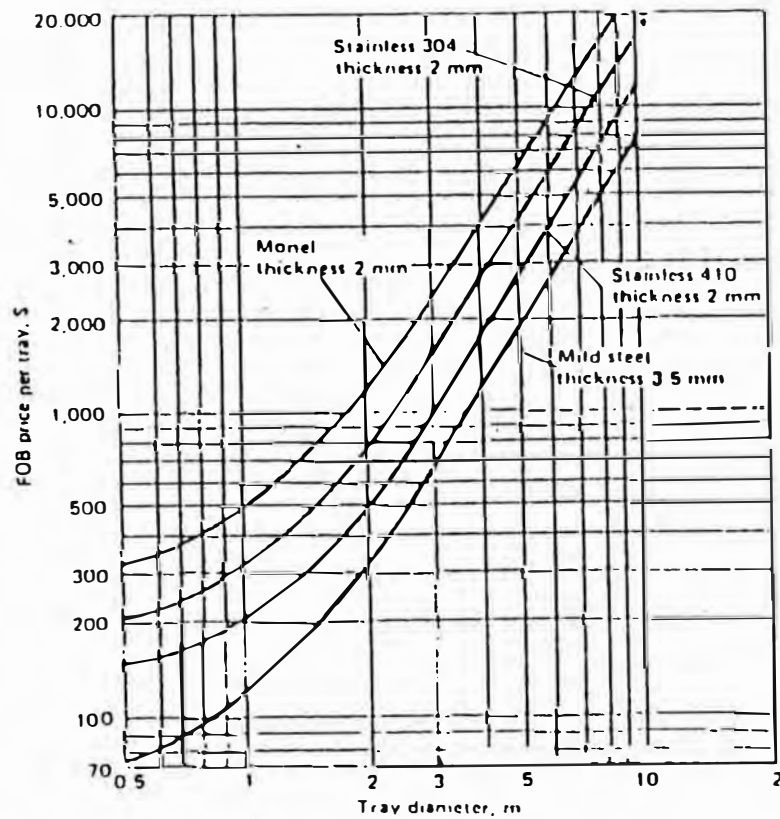
Base price of accessories for reactors, towers, and tanks, mid-1975.

FIGURA E.4 (29)

TABLA E.3 (29)

Base-Price Correction Factors for Construction Materials of Accessories to Towers and Tanks		
Material Designation		Correction Factor $f_m$
ASTM	AISI	
SA 285 C		1.0
SA 203 A et D		1.2
SA 357		1.8
SA 240	304	3.0
SA 240	310 S	4.1
SA 240	316	3.4
SA 240	321	3.0
SA 240	347	3.3
Monel		9.0
Inconel		11.0

COLUMNAS DE DESTILACION



Base price of valve trays for distillation towers, mid-1975.

FIGURA E.5 (29)

TABLA E.4 (29)

Base-Price Correction Factors for Distillation Trays	
a. Type of Tray	
Type	Correction Factor
With bubble caps	1.45
With valves	1.00
P perforated trays	0.70
b. Thickness	
Thickness, mm	Correction Factor
2	1.0
3.5	1.25
6	1.60
12	2.50
c. Number of Trays	
Number	Correction Factor
0-15	1.0
16-50	0.95
51-75	0.92
Over 76	0.90

INTERCAMBIADORES DE CALOR

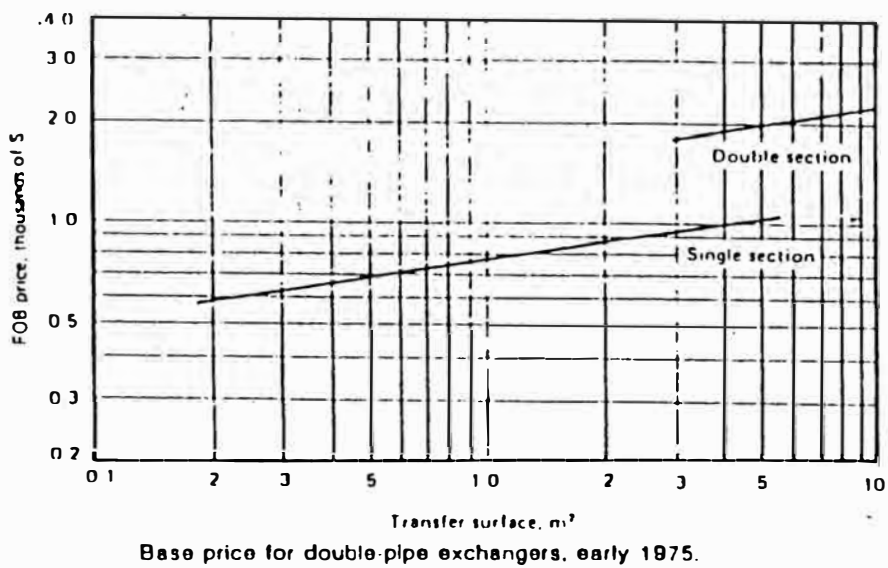


FIGURA E.6 (29)

TABLA E.5 (29)

Base-Price Correction Factors for Double-Pipe Exchangers	
a Pressure	
Pressure, bar	$f_p$
1-4	1.00
4-6	1.10
6-7	1.25
b Material of Construction	
Material Shell/Tube	$f_m$
cs/cs	1.0
cs/304L stainless	1.9
cs/316 stainless	2.2

BOMBAS

Centrifugal pumps — single-stage; 20 to 260 ft head, 316 stainless steel (includes motor and starter)

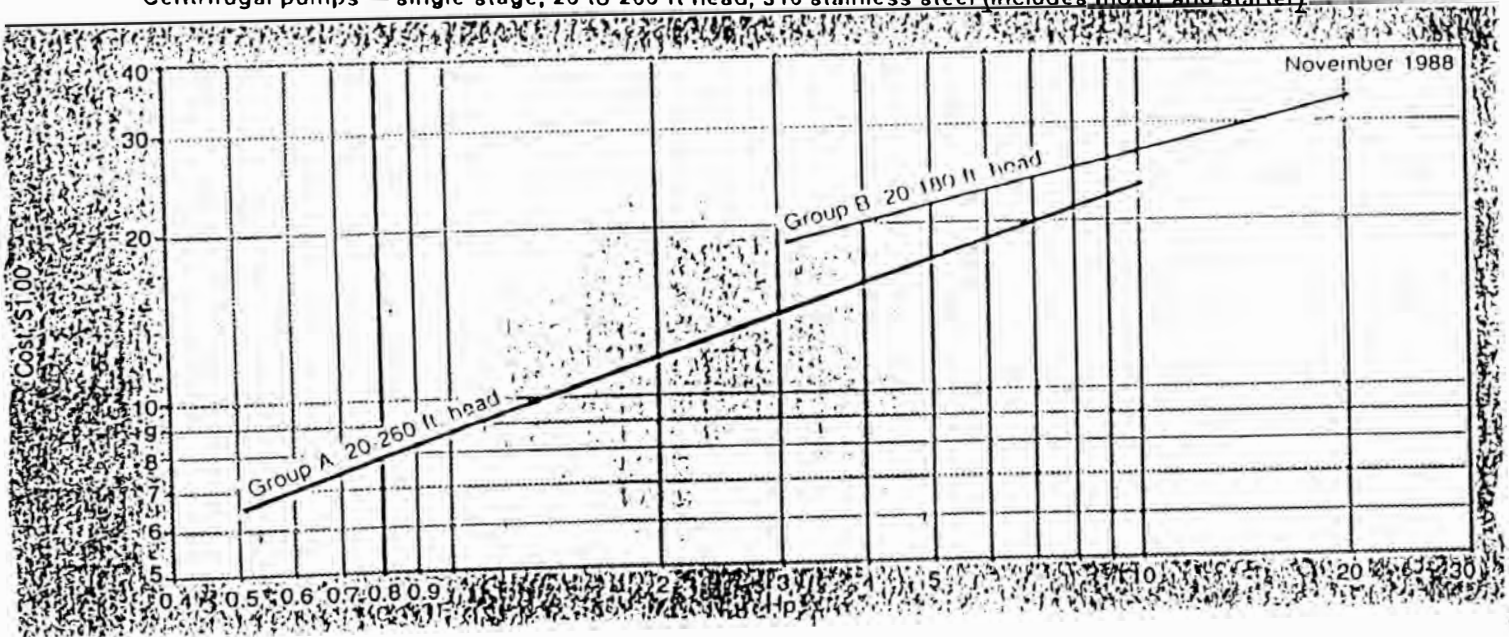


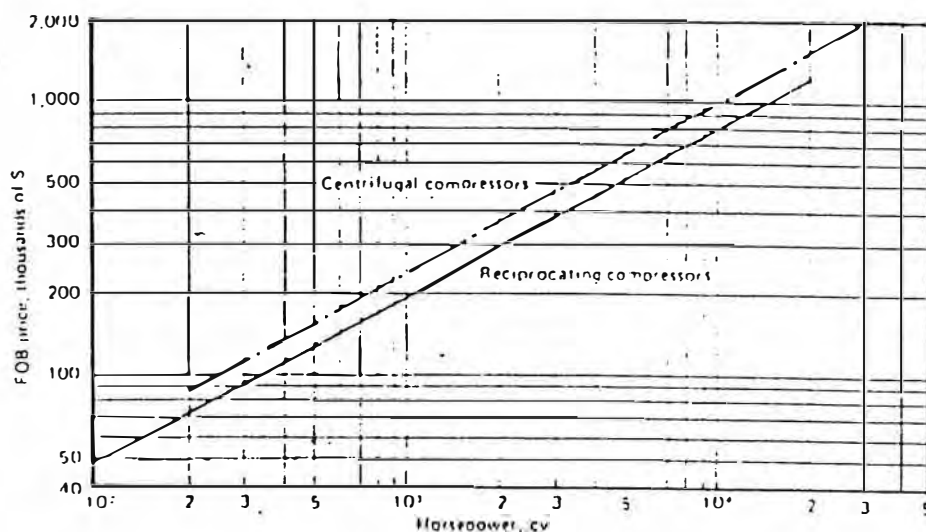
FIGURA E.7 (50)



TABLA E.6 (29)

Base-Price Correction Factors for Centrifugal Pumps	
a. Type of Pump	
Type of pump	$f_d$
Process, with vertically split casing	1.0
Process with double seal and fluid recycled between seals	1.5
Vertical, in-line	0.5
Turbine type	0.8
Chemical type	0.5-0.7
b. Material of Construction	
Material of Construction	$f_m$
Cast steel	1.00
Bronze	1.25
Cast steel with 316 stainless internals	1.50
Stainless type 316	1.80
Uranus	2.00
Hastelloy C	2.80
c. Operating Temperature	
Temperature, °C	$f_t$
< 150	1.00
150-250	1.15
> 250	1.30
d. Suction Pressure	
Suction Pressure, bars	$f_p$
< 20	0.7
20-40	1.0
40-70	1.3

COMPRESORES



Base price for reciprocating and centrifugal compressors, including speed changer, coupling, and auxiliaries, but not drivers, mid-1975

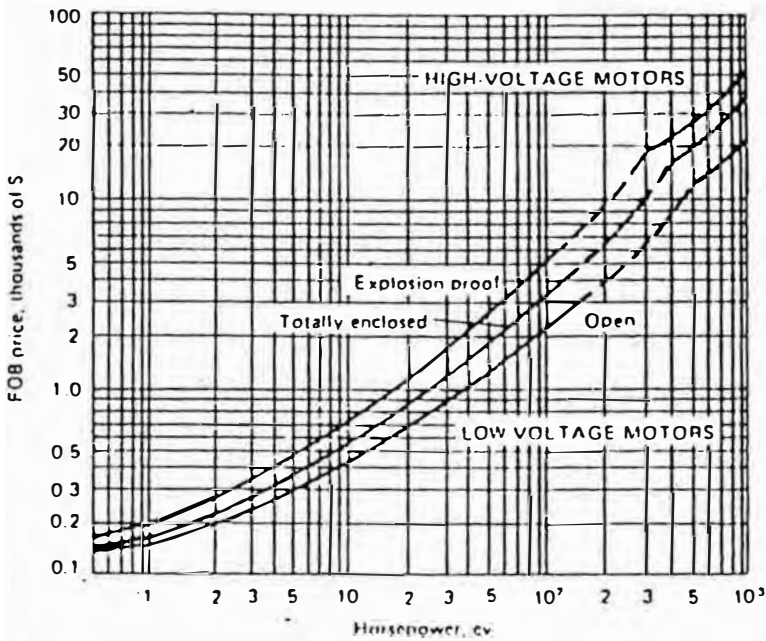
FIGURA E.8 (29)

TABLE E.7 (29)

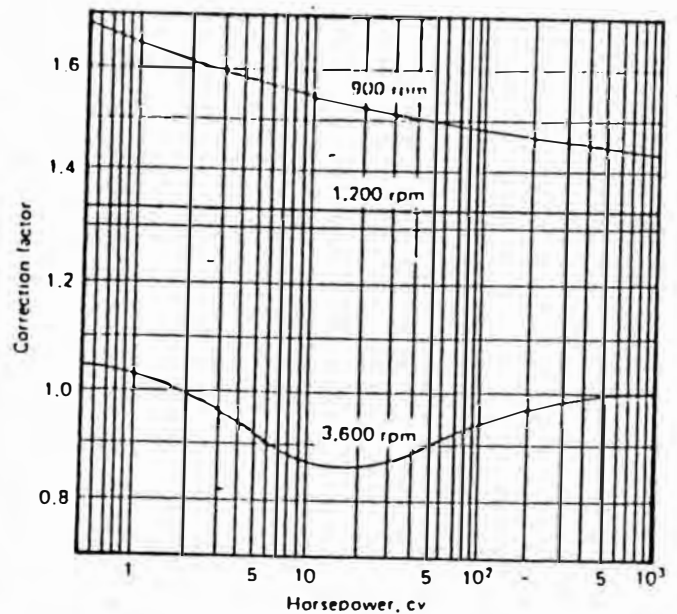
Base-Price Correction Factors for Compressors		
a. Effect of Discharge pressure		
Maximum pressure, bars	$f_{pm}$	
	Centrifugal	Reciprocating
< 75	1.00	1.00
75-100	1.08	1.05
100-150	1.16	1.11
150-200	1.25	1.18
200-300	1.38	1.30
300-400	1.52	1.43
400-500	1.68	1.57
500-600	1.86	1.72

b. Effect of materials of construction		
Material	$f_m$	
	Compressors	Blowers
Cast steel	1.0	1.0
For the moving parts:		
Stainless type 304	1.4	2
Stainless type 316	1.7	2.5



Base price for electric motors with speed of 1,750 rpm, mid-

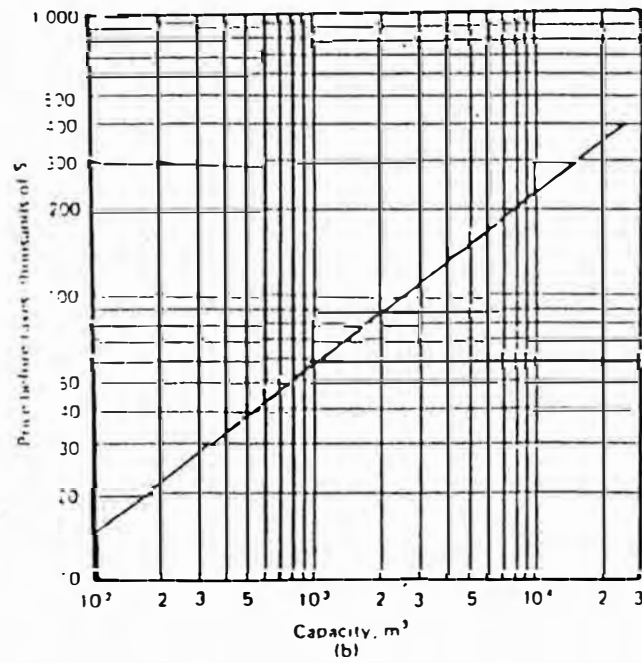
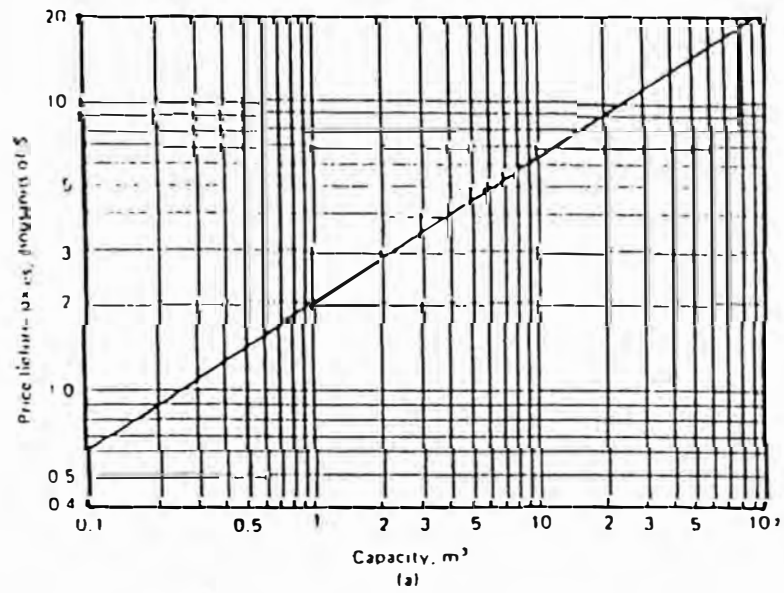


Base price correction factor for motor speeds other than 1,750 rpm:

1975.

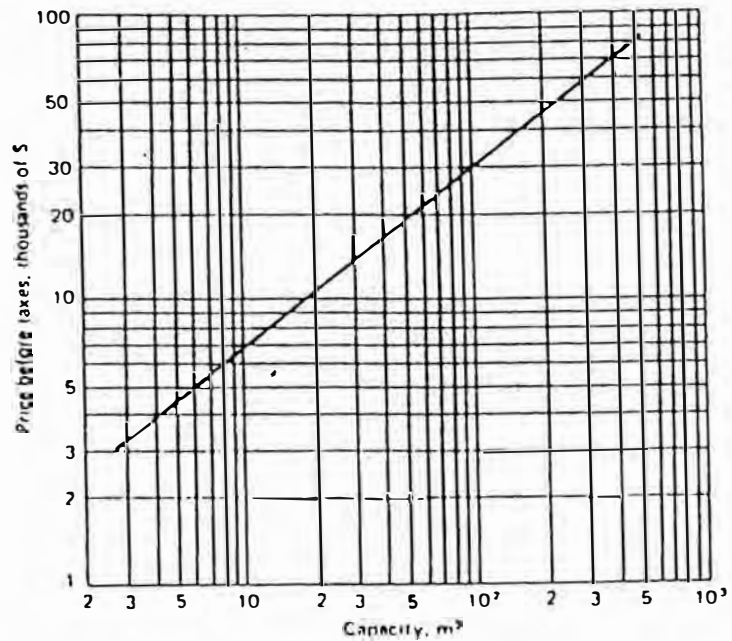
FIGURA E.9 (29)

## TANQUES DE ALMACENAMIENTO

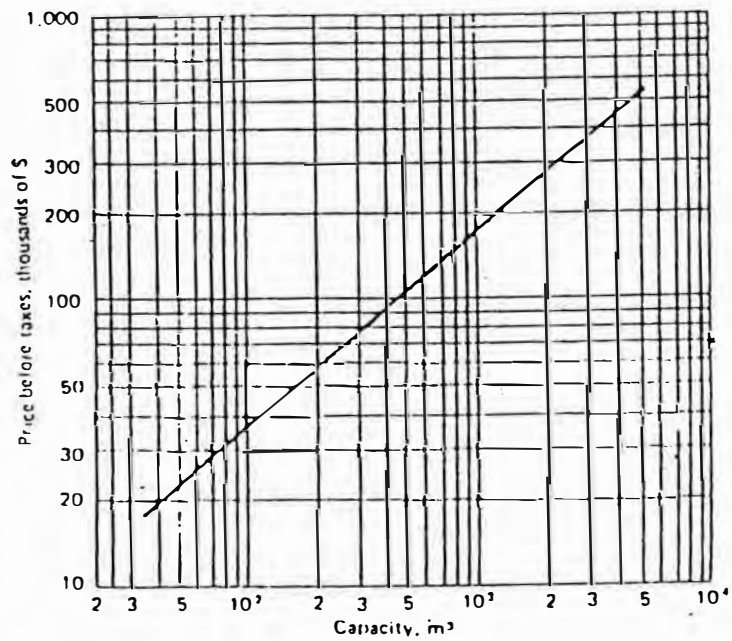


Base price in mid-1975 for cylindrical atmospheric storage tanks (a) of less than 100-m³ capacity and (b) of more than 100-m³ capacity.

FIGURA E.10 (29)



Base price in mid-1975 for horizontal pressurized storage tanks.



Base price in mid-1975 for pressurized storage spheres.

FIGURA E.11 (29)

**TABLA E.8 (29)**

**Base-Price Correction for  
Construction Materials of Atmospheric Storage  
Tanks under 100-m<sup>3</sup> Capacity**

Construction Material	Correction Factor
Mild steel	1.00
Aluminum	1.40
Rubber-lined steel	1.50
Lead-lined steel	1.55
Stainless steel	3.20
Glass-lined steel	3.25

**Base-Price Correction Factors for  
Atmospheric Storage Tanks Larger Than 100 m<sup>3</sup>**

a. Type of Roof	
Type	$f_{\sigma}$
Cone roof	1.0
Floating roof	1.1
Litter roof	1.3

b. Materials of Construction	
Materials of Construction	$f_{m_1}$
Mild steel	1.0
Rubber lined	1.5
Lead lined	1.7
Stainless type 304	2.8

**TABLA E.9 (29)**

**Base-Price Correction for  
Pressure of Horizontal Storage Tanks**

Pressure, bar	$f_p$
< 10	1.00
10-15	1.20
15-20	1.50

**TABLA E.10 (29)**

**Base-Price Correction for  
Pressure of Storage Spheres**

Pressure, bar	$f_p$
3	1.0
5	1.3
7	1.5
10	1.8
15	2.3

# TORRE DE ENFRIAMIENTO

. Cooling towers — erected in modules; capacities to 20,000-gpm water throughput, basin not included

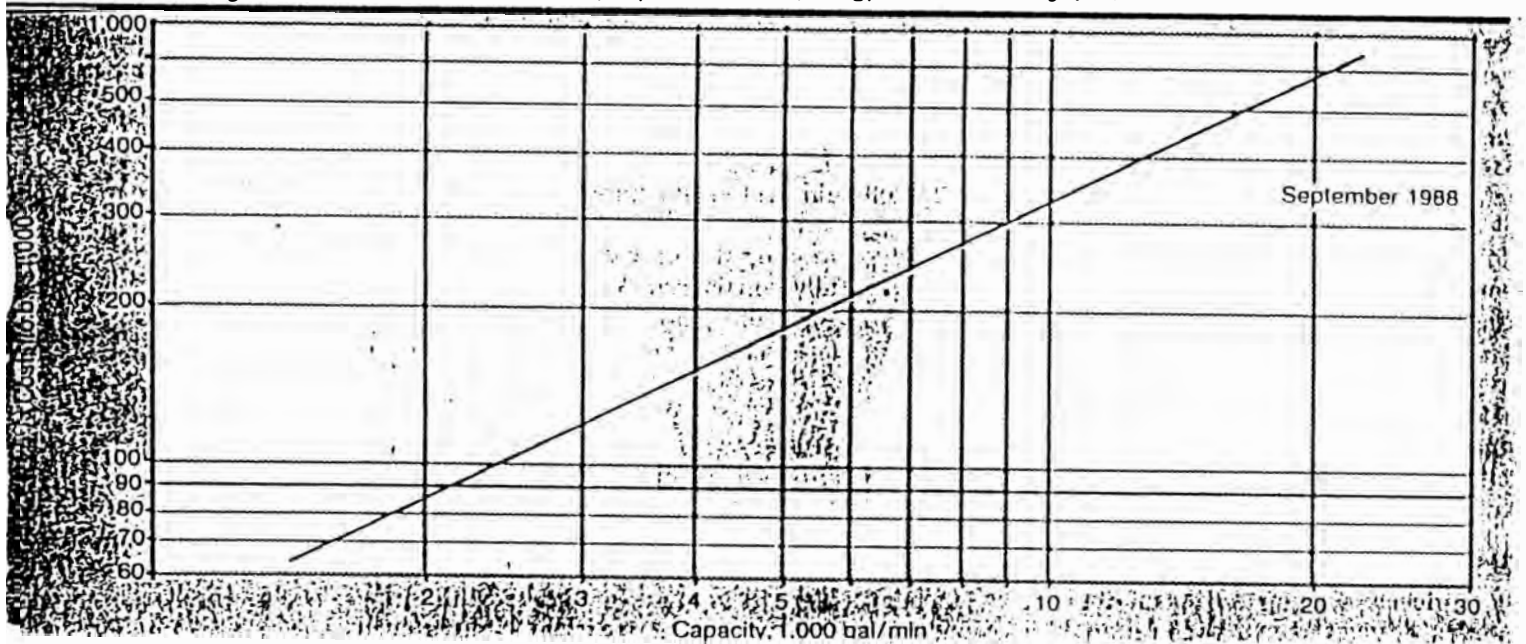


FIGURA E.12 (50)

INDICES DE COSTOS

TABLA E.11 (51)

Chemical Engineering Plant Cost Index	May '75 rev.	June '75 prelim.	May '74 final
(1957-59 = 100)	180.8	181.7	161.4
Equipment, machinery, supports	193.3	194.2	166.2
Construction labor	165.5	166.8	160.0
Buildings	175.8	175.3	164.3
Engineering & supervision	141.1	141.6	132.8
Fabricated equipment	191.1	191.5	165.1
Process machinery	182.8	184.6	154.8
Pipe, valves & fittings	217.2	217.9	189.6
Process instruments	178.9	180.4	159.7
Pumps & compressors	206.2	208.3	168.2
Electrical equipment	141.8	142.0	121.5
Structural supports & misc.	195.5	196.4	165.1

CHEMICAL ENGINEERING PLANT COST INDEX

(1957-59=100)

CE INDEX	Mar. '96	Feb. '96	Mar. '95	Annual Index
	Prelim.	Final	Final	
Equipment	379.7	380.3	382.9	1990 = 357.6 1991 = 361.3 1992 = 358.2 1993 = 359.2 1994 = 368.1 1995 = 381.1
Heat exchangers & tanks	426.3	425.5	428.0	
Process machinery	387.2	389.8	392.5	
Pipe, valves & fittings	413.1	413.7	409.5	
Process instruments	511.5	506.2	524.5	
Pumps & compression	374.7	375.7	381.4	
Electrical equipment	613.5	609.4	600.3	
Structural supports & misc.	333.4	333.2	323.6	
Construction labor	370.9	365.0	356.7	
Buildings	271.0	276.8	275.8	
Engineering & supervision	361.1	362.4	363.9	
	347.7	344.5	356.3	

INDICE DE COSTOS SET. 88 (51) = 377.30

TORRE DE ENFRIAMIENTO

INDICE DE COSTOS NOV. 88 (51) = 466.20

BOMBAS

TABLA E.11.1

COSTO DE LOS REACTORES

SIMBOLOGIA		R-1	R-2
A	, m <sup>2</sup>	112.00	112.00
P	, US\$ 1975	17000.00	17000.00
fd		1.00	1.00
fo		0.97	0.97
fl		1.24	1.24
fmp		1.00	1.00
fp		1.50	1.50
ft		1.00	1.00
fm		2.60	2.60
Pc	, US\$ 1975	79745.64	79745.64
IC Jun. 75		194.30	194.30
IC Mar 96		387.20	387.20
P	, US\$ 1996	158916.68	158916.68
MATERIAL		CS/304	CS/304

LEYENDA DE TABLA E.11.1 :

- A = AREA DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR
- P = PRECIO BASE DE INTERCAMBIADOR DE CALOR DE CORAZA Y TUBOS
- fd = FACTOR DE CORRECCION POR EL TIPO DE INTERCAMBIADOR
- fo = FACTOR DE CORRECCION DE ACUERDO AL PASO Y DIAMETRO DEL TUBO
- fl = FACTOR DE CORRECCION DE ACUERDO A LA LONGITUD DEL TUBO
- fmp = FACTOR DE CORRECCION DE ACUERDO AL NUMERO DE PASOS POR EL TUBO
- fp = FACTOR DE CORRECCION DE ACUERDO A LA PRESION EN LA CORAZA Y TUBOS
- ft = FACTOR DE CORRECCION DE ACUERDO A LAS TEMPERATURAS
- fm = FACTOR DE CORRECCION DE ACUERDO A LOS MATERIALES DE CONSTRUCCION
- Pc = PRECIO CORREGIDO POR LOS FACTORES EN US\$ DE 1975
- IC Jun. 75 = INDICE DE COSTOS A JUNIO DE 1975
- IC Mar 96 = INDICE DE COSTOS A MARZO DE 1996
- P = PRECIO TOTAL DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR EN US\$ DE MARZO 1996



TABLA E .11.2

COSTO DE LOS SEPARADORES

SIMBOLOGIA		S-1	S-2	S-3	S-4	S-5	S-6
Wt	KG	257.63	145.38	14.99	67.78	101.55	21.18
P1	US\$/KG	2.15	2.15	2.65	2.35	2.25	2.65
fe		0.98	0.88	0.80	0.80	0.80	0.80
fm		2.80	2.80	2.80	2.80	2.80	2.80
P1c	US\$ 1975	1519.91	752.68	88.98	358.79	511.81	125.72
P2	US\$ 1975	150.00	150.00	150.00	150.00	150.00	150.00
fam		1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
P2c	US\$ 1975	150.00	150.00	150.00	150.00	150.00	150.00
P'	US\$ 1975	1689.91	902.68	238.98	508.79	681.81	275.72
F		1.10	1.10	1.10	1.10	1.10	1.10
P''	US\$ 1975	1836.91	992.93	262.88	557.47	727.99	303.30
IC Jun. 75		194.30	194.30	194.30	194.30	194.30	194.30
IC Mar. 96		387.20	387.20	387.20	387.20	387.20	387.20
P	US\$ 1996	3660.58	1978.70	623.86	1110.93	1450.74	604.41

LEYENDA DE TABLA E .11.2 :

- Wt = PESO TOTAL DEL RECIPIENTE
- P1 = PRECIO BASE DE CORAZA Y CABEZALES
- fe = FACTOR DE CORRECCION PARA ESPESORES DIFERENTES A 8 mm.
- fm = FACTOR DE CORRECCION POR MATERIAL DE CONSTRUCCION
- P1c = PRECIO CORREGIDO DE CORAZA Y CABEZALES
- P2 = PRECIO BASE DE LOS ACCESORIOS
- fam = FACTOR DE CORRECCION POR MATERIAL DE CONSTRUCCION
- P2c = PRECIO CORREGIDO DE ACCESORIOS
- P' = PRECIO TOTAL DEL RECIPIENTE EN US\$ 1975
- F = FACTOR DE CORRECCION DE P'
- P'' = PRECIO TOTAL CORREGIDO DEL RECIPIENTE EN US\$ 1975
- IC Jun. 75 = INDICE DE COSTOS A JUNIO DE 1975
- IC Mar. 96 = INDICE DE COSTOS A MARZO DE 1996.
- P = PRECIO TOTAL DEL RECIPIENTE EN US\$ DE MARZO DE 1996

TABLA E.11.3

COSTO DE COLUMNAS DE DESTILACION

SIMBOLOGIA		D - 1	D - 2
Wt	KG	3801.63	419.90
P1	US\$/KG	1.90	2.50
fe		0.94	0.94
fm		2.80	2.80
P1c	US\$ 1975	19011.19	2762.94
P2	US\$ 1975	7500.00	3000.00
fam		1.00	1.00
P2c	US\$ 1975	7500.00	3000.00
P3	US\$/PLATO	500.00	70.00
P3'	US\$ 1975	21000.00	360.00
fpl		1.45	1.45
fpe		1.00	1.00
fpm		0.95	1.00
P3c	US\$ 1975	28927.50	507.50
P'	US\$ 1975	55438.69	6270.44
F		1.15	1.15
P''	US\$ 1975	63754.49	7211.01
IC Jun. 75		194.30	194.30
IC Mar. 96		387.20	387.20
P	US\$ 1996	127049.62	14370.06

LEYENDA DE TABLA E.11.3 :

- Wt = PESO TOTAL DEL RECIPIENTE
- P1 = PRECIO BASE DE CORAZA Y CABEZALES
- fe = FACTOR DE CORRECCION PARA ESPESORES DIFERENTES A 8 mm.
- fm = FACTOR DE CORRECCION POR MATERIAL DE CONSTRUCCION
- P1c = PRECIO CORREGIDO DE CORAZA Y CABEZALES
- P2 = PRECIO BASE DE LOS ACCESORIOS
- fam = FACTOR DE CORRECCION POR MATERIAL DE CONSTRUCCION
- P2c = PRECIO CORREGIDO DE ACCESORIOS
- P3 = PRECIO BASE POR CADA PLATO DE LA COLUMNA
- P3' = PRECIO BASE DE LOS PLATOS DE LA COLUMNA
- fpl = FACTOR DE CORRECCION POR TIPO DE PLATO
- fpe = FACTOR DE CORRECCION POR ESPESOR DE PLATO
- fpm = FACTOR DE CORRECCION POR NUMERO DE PLATOS
- P3c = PRECIO CORREGIDO DE LOS PLATOS DE LA COLUMNA
- P' = PRECIO TOTAL DE LA COLUMNA EN US\$ 1975
- F = FACTOR DE CORRECCION DE P'
- P'' = PRECIO TOTAL CORREGIDO DE LA COLUMNA EN US\$ 1975
- IC Jun. 75 = INDICE DE COSTOS A JUNIO DE 1975
- IC Mar. 96 = INDICE DE COSTOS A MARZO DE 1996.
- P = PRECIO TOTAL DE LA COLUMNA EN US\$ DE MARZO DE 1996.

TABLA E.11.4  
COSTO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR

SIMBOLOGIA	E-1	E-2	E-3	E-4	E-5	E-6
A , m <sup>2</sup>	5.91	35.67	12.22	34.08	0.39	28.18
P , US\$ 1975	2000.00	7500.00	4200.00	7000.00	500.00	6800.00
fd	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
fo	1.00	0.97	0.97	0.97	1.00	0.97
fl	1.00	1.35	1.00	1.13	1.00	1.35
fmp	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
fp	1.25	1.15	1.03	1.15	1.00	1.00
ft	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
fm	1.90	1.75	2.55	1.75	1.90	1.75
Pc , US\$ 1975	4750.00	19765.27	10700.36	15441.31	950.00	15583.05
IC Jun. 75	194.30	194.30	194.30	194.30	194.30	194.30
IC Mar. 96	387.20	387.20	387.20	387.20	387.20	387.20
P , US\$ 1996	9485.77	39388.12	21323.62	30771.36	1893.15	31053.62

SIMBOLOGIA	E-7	E-8	E-9	E-10	E-11
A , m <sup>2</sup>	17.05	5.70	2.93	1.70	0.22
P , US\$ 1975	5000.00	1100.00	900.00	850.00	600.00
fd	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
fo	0.97	1.00	1.00	1.00	1.00
fl	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
fmp	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
fp	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
ft	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
fm	1.75	1.90	1.90	1.90	1.90
Pc , US\$ 1975	8487.50	2090.00	1710.00	1615.00	1140.00
IC Jun. 75	194.30	194.30	194.30	194.30	194.30
IC Mar. 96	387.20	387.20	387.20	387.20	387.20
P , US\$ 1996	16913.84	4164.94	3407.68	3218.36	2271.79

LEYENDA DE TABLA E.11.4 :

- A = AREA DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR
- P = PRECIO BASE DE INTERCAMBIADOR DE CALOR DE CORAZA Y TUBOS
- fd = FACTOR DE CORRECCION POR EL TIPO DE INTERCAMBIADOR
- fo = FACTOR DE CORRECCION DE ACUERDO AL PASO Y DIAMETRO DEL TUBO
- fl = FACTOR DE CORRECCION DE ACUERDO A LA LONGITUD DEL TUBO
- fmp = FACTOR DE CORRECCION DE ACUERDO AL NUMERO DE PASOS POR EL TUBO
- fp = FACTOR DE CORRECCION DE PRESION SEGUN TIPO DE INTERCAMBIADOR
- ft = FACTOR DE CORRECCION DE ACUERDO A LAS TEMPERATURAS
- fm = FACTOR DE CORRECCION DE ACUERDO A LOS MATERIALES DE CONSTRUCCION
- Pc = PRECIO CORREGIDO POR LOS FACTORES EN US\$ DE 1975
- IC Jun. 75 = INDICE DE COSTOS A JUNIO DE 1975
- IC Mar. 96 = INDICE DE COSTOS A MARZO DE 1996
- P = PRECIO TOTAL DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR EN US\$ DE MARZO DE 1996

TABLA E.11.5

COSTO DE BOMBAS

SIMBOLOGIA	B-1	B-2	B-3	B-4	B-5	B-6
P real , CV	0.208	1.103	0.394	0.543	22.879	22.780
H , pies	10.30	59.52	20.61	23.80	1285.77	1250.47
P' , US\$ DE 1988	650.00	900.00	650.00	650.00	3635.78	3628.61
fd	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
fm	1.80	1.80	1.80	1.80	1.80	1.80
ft	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
fp	0.70	0.70	0.70	0.70	0.70	0.70
Pc , US\$ DE 1988	819.00	1134.00	819.00	819.00	4581.08	4572.05
IC Nov. 88	488.20	488.20	488.20	488.20	488.20	488.20
IC Mar. 96	613.50	613.50	613.50	613.50	613.50	613.50
P US\$ DE 1996	1077.77	1492.30	1077.77	1077.77	6028.52	6018.63

LEYENDA DE TABLA E.11.5

- FLUJO = FLUJO VOLUMETRICO
- H = DIFERENCIAL DE PRESION TOTAL
- P' = PRECIO BASE DE LA BOMBA EN US\$ DE 1988
- fd = FACTOR DE MODIFICACION DEL PRECIO BASE POR TIPO DE BOMBA
- fm = FACTOR DE MODIFICACION DEL PRECIO BASE POR MATERIAL
- ft = FACTOR DE MODIFICACION DEL PRECIO BASE POR TEMPERATURA
- fp = FACTOR DE MODIFICACION DEL PRECIO BASE POR PRESION EN LA SUCCION
- Pc = PRECIO CORREGIDO EN US\$ DE 1988
- IC Jun. 75 = INDICE DE COSTOS A JUNIO DE 1988
- IC Mar. 96 = INDICE DE COSTOS A MARZO DE 1996
- P = PRECIO TOTAL DE LA BOMBA EN US\$ DE MARZO DE 1996

TABLA E.11.6

COSTO DE COMPRESOR

SIMBOLOGIA	C - 1
POT. , CV	267.08
P' , US\$ DE 1975	80000.00
fp	1.00
fm	1.40
P" , US\$ DE 1975	112000.00
P''' , US\$ DE 1975	10000.00
IC Jun. 75	208.50
IC Mar. 96	613.50
P , US\$ DE 1996	358978.42

LEYENDA DE TABLA E.11.6 :

- POT. = POTENCIA DEL COMPRESOR
- P' = PRECIO BASE DEL COMPRESOR EN US\$ DE 1975
- fp = FACTOR DE CORRECCION POR PRESION EN LA DESCARGA
- fm = FACTOR POR EL TIPO DE MATERIAL
- P" = PRECIO CORREGIDO EN US\$ DE 1975
- IC Jun. 75 = INDICE DE COSTOS A JUNIO DE 1975
- IC Set. 95 = INDICE DE COSTOS A SETIEMBRE DE 1975
- P''' = PRECIO BASE DEL MOTOR ELECTRICO EN US\$ DE 1975
- P = PRECIO DEL COMPRESOR EN US\$ A MARZO DE 1996  
INCLUIDO EL MOTOR ELECTRICO

TABLA E.11.7

COSTO DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO

SIMBOLOGIA	TQ-1	TQ-2	TQ-3
FLUIDO	ACETONA	HIDROGENO	MIK
V , m <sup>3</sup>	788.96	30.00	563.10
P , US\$ DE 1975	50000.00	18000.00	40000.00
fd	1.10	1.00	1.00
fm	1.00	3.20	1.00
fp	1.00	2.30	1.00
Pc , US\$ DE 1975	55000.00	132480.00	40000.00
IC Jun. 75	194.20	194.20	194.20
IC Mar. 96	387.20	387.20	387.20
P , US\$ DE 1996	109660.14	264141.38	79752.83
TIPO	CILINDRICOS ATMOSFERICOS TECHO FLOTANTE	ESFERICOS PRESURIZADOS	CILINDRICOS ATMOSFERICOS TECHO CONICO

LEYENDA DE TABLA E.11.7 :

- V = VOLUMEN TOTAL DEL TANQUE
- P = PRECIO BASE DEL TANQUE DE ALMACENAMIENTO
- fd = FACTOR DE CORRECCION POR TIPO DE TANQUE
- fm = FACTOR DE CORRECCION POR MATERIAL DE CONSTRUCCION
- fp = FACTOR DE CORRECCION POR PRESION
- Pc = PRECIO CORREGIDO DE TANQUE EN US\$ DE JUNIO DE 1975
- IC Jun. 75 = INDICE DE COSTOS A JUNIO DE 1975
- IC Mar. 96 = INDICE DE COSTOS A MARZO DE 1996
- P = PRECIO DE TANQUE EN US\$ DE MARZO DE 1996.

## F.1. ANALISIS DE RENTABILIDAD

	EVALUACION BASE	EVALUACION RECOMENDADA	DIF. ( % )
	CON PLANTA DE H2 TASA INTERES = 15 % DEM. = F(DEM. PROY) MIBK EN TAMBORES FOB-EE.UU. PROM. 94.95 Y 96 FOB-ARGENTINA: PROM. 94.95 Y 96	SIN PLANTA DE H2 TASA INTERES = 12 % DEM. SEGUN CERCANIA MIBK A GRANEL FOB-EE.UU. PROM. 95, 96 Y 97 FOB-ARGENTINA: PROM. 95.96 Y 97	
ITCF ( MMUS\$ AÑO 0 )	7.19	6.19	-14
VAN ( MMUS\$ AÑO 0 )	2.59	5.60	116
TIR ( % )	29.80	52.05	75
B/C	1.09	1.19	9
IVP	0.49	1.20	145
PR ( AÑOS )	5.65	2.90	-49
SENSIBILIDAD			
PRECIO DE MIBK	-12.36	-25.00 %	
PRECIO DE ACETONA	+34.00 %	+72.26 %	