

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA

**FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA
Y MANUFACTURERA**



**EVALUACION TECNICO ECONOMICA DE UNA
PLANTA PARA PRODUCIR ACETATO DE VINILO
MONOMERO A PARTIR DEL GAS DE CAMISEA**

TESIS

PARA OBTENER EL TITULO PROFESIONAL DE

INGENIERO QUIMICO

PRESENTADO POR:

MARCO ANTONIO CABALLERO ASCASIBAR

LUIS EDUARDO TAKUDA SAGASTEGUI

LIMA - PERU

1993

INDICE

1.	INTRODUCCION	1
2.	RESUMEN	4
3.	ACETATO DE VINILO	6
	3.1 Introducci3n	6
	3.2 Propiedades F3sicas	6
	3.3 An3lisis	6
	3.4 Toxicidad	8
	3.5 Almacenamiento y Manipuleo	8
	3.6 Reacciones Qu3micas	9
	3.7 Especificaciones Industriales	10
4.	MATERIA PRIMAS	12
	4.1 Gas Natural	12
	4.2 Etileno	12
	4.3 Acido Ac3tico	17
	4.4 Ox3geno	19
5.	ESTUDIO DE MERCADO	22
	5.1 Importaci3n de VAM en los pa3ses del GRAN	22
	5.2 Proyecciones de la Demanda	22
	5.3 Etileno en el Per3	27
	5.4 Disponibilidad de Materias Primas	32
	5.5 Determinaci3n de la Capacidad de Planta	33
	5.6 Localizaci3n de Planta	34
6.	PROCEDIMIENTOS INDUSTRIALES PARA LA MANUFACTURA DEL VAM	36
	6.1 Proceso a partir del Acetileno	36
	6.2 Proceso a partir del Etileno	37
	6.3 Selecci3n del Proceso	40
7.	INGENIERIA DEL PROYECTO	41
	7.1 Descripci3n de la Patente	41
	7.2 Caso a considerar para el Reactor	42
	7.3 Descripci3n del Proceso	42
	7.4 Fundamentos Termodin3micos	45
	7.5 Bases de Dise1o	53
	7.6 Balance de Materia	53
	7.7 Balance de Energ3a	60
	7.8 Dise1o de Equipos	76

7.9	Materiales de Construcción	88
7.10	Requerimientos de Materia Prima	89
7.11	Requerimientos de Servicios e Insumos	89
8.	ESTUDIO ECONOMICO	93
8.1	Bases Económicas del Proyecto	93
8.2	Costos de Material y Equipo FOB	94
8.3	Inversión de Capital Fijo	94
8.4	Depreciación	101
8.5	Costo Total de Producción	101
8.6	Vent s	102
8.7	Capital de Trabajo	103
8.8	Financiamiento	103
8.9	Estado de Pérdida y Ganancias	106
8.10	Flujo Neto d Fondos	106
8.11	Análisis de Sensibilidad	106
9.	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	115
9.1	Conclusiones	115
9.2	Recomendaciones	116
10.	BIBLIOGRAFIA	117
11.	APENDICES	119

I INTRODUCCION

El presente trabajo es el resultado de una investigación, realizada con esfuerzo y dedicación a tiempo completo, a fin de llegar a la meta trazada. Se ha investigado e implementado desde su origen, perfeccionándola con el transcurso del tiempo, y ver con mucha satisfacción el logro alcanzado.

Deseando que el estudio realizado sea un aporte en el campo de la petroquímica y sirva como base, para estudios posteriores más profundos.

El desarrollo de la industria petroquímica nacional ha sido bastante limitado a diferencia de varios de nuestros países vecinos que en la actualidad poseen industrias petroquímicas que significan importantes ingresos de divisas, así como la generación de fuentes de trabajo directa e indirecta.

Algunos de los factores limitantes que evitaron el desarrollo de la petroquímica en el país son los siguientes:

- Reducido mercado nacional para los productos petroquímicos.
- Carencia de recursos financieros o dificultades para obtenerlos por la envergadura de sus montos.
- La insuficiencia de materia prima que posibilite edificar instalaciones de rango mínimo económico.
- Alta competencia de los productos producidos por compañías transnacionales debido a la fabricación a gran escala.

Sin embargo, se han desarrollado algunas industrias, las que fundamentalmente utilizan insumos importados, salvo el caso de los Fertilizantes los que se obtienen de Gas Natural (PETROPERU), quema de residuales (FERTISA) y electrólisis del agua (CACHIMAYO).

El descubrimiento de Gas Natural y condensado en el lote 42 que posiblemente es uno de los hallazgos más importantes de gas natural no asociado en Sudamérica, permitirá

disponer en el gas y los condensados, de abundante materia prima para un uso masivo de futuros proyectos petroquímicos.

El Perú hasta antes de este descubrimiento tenía una reserva probada de gas natural aproximada de 900,000 MMPC incluyendo las reservas de Aguaytia.

En julio de 1981 se inició el contrato entre SHELL y PETROPERU para la explotación de petróleo en los Lotes 38 y 42; como consecuencia de ello se perforaron los pozos San Martin y Cashiari (US\$ 200,000,000 de inversión), encontrándose una reserva probada de 7×10^{12} PC y aproximadamente 250×10^6 Bbls. de condensado.

Haciendo una perspectiva, esta cantidad de gas descubierto significa un equivalente energético de 1200 millones de barriles de petróleo, que conjuntamente con los 250 millones de condensados significan una fuente de gran importancia; así como una fuente de materia prima para el desarrollo de la industria petroquímica.

Considerando que las reservas de petróleo son de 550 millones de barriles se tiene que con el régimen actual de producción, de 180,000 Bbls por día, se agotarán en menos de 7 años. Los descubrimientos realizados permitirán autoabastecimiento energético más allá del año 2000 si las acciones que se toman son las correctas y oportunas.

Para el país la Industria Petroquímica de mayor atractivo es la de olefinas, especialmente etileno y propileno, junto con los combustibles sintéticos, amoniaco y fertilizantes para el desarrollo agropecuario.

El país importa alrededor de 50 productos básicos e intermedios como insumos para su industria química, lo cual significó un monto aproximado de 60 MMUS para 1985.

Si bien la mayoría de los productos importados no justifican por su volumen la instalación de una planta petroquímica, debe considerarse la apertura del mercado de Grupo Regional Andino (GRAN).

En Mayo de 1969 con la participación de Colombia, Ecuador, Perú, Bolivia y Chile se creó el GRAN, con la

finalidad de promocionar el desarrollo económico de los países miembros integrando sus mercados económicos.

En 1975 la Decisión 91, de GRAN creó un Programa Petroquímico con la participación de Colombia, Ecuador, Venezuela, Bolivia, Chile y Perú; asignándose productos petroquímicos y plazos perentorios para construir y operar plantas petroquímicas.

En 1976 se retira Chile originándose un rearrreglo en las asignaciones y quedándose distribuidos 162 importantes productos. En el cual el Acetato de Vinilo (VAM), no esta asignado a ningún país, por lo que su producción no esta restringida para ningún país del GRAN.

En la actualidad no se produce VAM en ninguno de los países del GRAN, y el único productor en toda Latinoamérica es Brasil. La implantación de esta planta en el Perú, permitiría que ya no se importe VAM del extranjero, y se podría exportar este monómero a los otros países del GRAN y suministrar de materia prima a las industrias tales como: pinturas, adhesivos, plásticos entre otras.

Por lo tanto el presente trabajo presentará una evaluación técnica y económica, para la instalación en el Perú, de una planta para producir VAM, a partir del etileno.

La implementación de una planta de este tipo requiere necesariamente que exista en el país un complejo petroquímico, porque no sería económico implementar dichas plantas si previamente no se cuenta con una industria petroquímica básica, que suministre de materias primas, para la industria petroquímica.

II RESUMEN

Esta tesis esta dividida en 11 capítulos, en los cuales se ha tratado de abarcar la mayoría de los aspectos relacionados con el VAM.

Los dos primeros capítulos se refieren a la Introducción y al Resumen del trabajo.

En el capítulo 3 se presentan las características y propiedades del producto (VAM), así como almacenamiento, especificaciones industriales, reacciones químicas, etc.

En el capítulo 4 se presentan las características y propiedades de las Materias Primas, incluyendo al gas de Camisea por ser fuente para la obtención del Etileno.

En el capítulo 5 se hace un Estudio de Mercado de la demanda del producto a nivel de GRAN y la disponibilidad de Materia Prima a nivel nacional, determinación de la capacidad de planta y la posible localización de la planta de VAM.

En el capítulo 6 se hace una breve descripción de los procesos que existen para obtener VAM y qué criterios se utilizaron para escoger el proceso estudiado en esta tesis.

En el capítulo 7 se presenta una descripción detallada de todo el diseño de la planta. Se empieza con la descripción de la patente utilizada, descripción del proceso, fundamentos termodinámicos, bases de diseño, luego el balance de materia para lo cual se desarrollaron programas de cálculo de los principales equipos en base a métodos seleccionados previamente, luego se realiza el balance de energía.

Finalmente se realiza el diseño de todos los equipos que se utilizan en la planta.

En el capítulo 8 se efectúa el estudio económico, índices de rentabilidad y un análisis de sensibilidad para el proyecto.

En el capítulo 9 se ha tratado de plasmar las conclusiones a las que se ha llegado después de realizada

la tesis y además se presentan una serie de recomendaciones que harían más interesante la implementación del proyecto.

En el capítulo 10 se resume la Bibliografía empleada en este trabajo.

En el capítulo 11 se presentan los Apéndices que contienen: las propiedades físicas de los componentes presentes en el sistema, procedimientos y programas de cálculo, ecuaciones de diseño y algunas tablas y gráficos usados durante el desarrollo de la presente tesis.

III ACETATO DE VINILO

3.1 Introducción(1).

El acetato de vinilo (VAM) ($\text{CH}_2\text{:CHOOCCCH}_3$), con peso molecular 86.09, es un líquido incoloro, móvil, inflamable, con olor penetrante característico, pero no desagradable. Su vapor tiene efecto irritante sobre los ojos, probablemente por su hidrólisis en ácido acético y acetaldehído.

El acetato de vinilo fué mencionado por primera vez en 1912 por Klätte(1) como subproducto obtenido en la preparación del diacetato de etilideno, por combinación directa del ácido acético y acetileno en presencia de una sal mercúrica. Semmler, Wohl y Mylo, prepararon esteres vinílicos y probablemente encontraron el acetato de vinilo sin poder reconocerlo, aunque sugirieron una preparación a partir de α -haloaldehídos.

El acetato de vinilo se usa principalmente en la preparación de polímeros, copolímeros y resinas derivadas de sus polímeros, como el alcohol polivinílico y los acetales de polivinilo. También tienen algún uso en la síntesis de medicamentos y como agente de acetilación.

3.2 Propiedades Físicas.

Las propiedades físicas del acetato de vinilo se muestran en la Tabla 3.1(1).

3.3 Análisis.

Se determina por la cromatografía gas-líquido la naturaleza y cantidades de las impurezas presente en las muestras del monómero. Un boletín de datos técnicos(2) de un fabricante dá información detallada sobre los instrumentos relacionados, empaque de la columna, tamaño de muestra, y sensibilidad del método.

La Borden Chemical Company(2) ha introducido el "Borden Activity Test" como un medio para especificar la reactividad del acetato de vinilo en la polimerización. Este método dilatométrico suministra

información sobre la naturaleza de las impurezas que influyen en la velocidad de polimerización, diferenciándolas entre las que son inhibidores de la polimerización y las que son retardadores.

Tabla 3.1

Propiedades Físicas Generales del Acetato de Vinilo

Temp. de ebullición, °C, 760mm	72.5
Temp. de congelamiento, °C, 760mm	-100.2
Temp. crítica, atm	228.9
Presión crítica, °C	22.4
Viscosidad, 20 °C, cp.	0.41
Grav. específica, 20/20 °C	0.9338
Paracoro	205
Límite explosivo, inferior, %vol aire	2.6
Límite explosivo, superior, %vol aire	13.4
Temp. de inflamación, °F	23
Temp. de autoignición, °C	427
Azeótropo acuoso, t.e., °C	66
Contenido de agua, %	7.3

El porcentaje de acetato de vinilo en una muestra se determina por adición de agua de bromo a la muestra en una solución de ácido acético y agua, hasta que persiste el color amarillo claro. Se valora el exceso de bromo por adición de yoduro sódico y determinación del yodo liberado con tiosulfato(0.1N). Se hace a la vez un ensayo en blanco con el agua de bromo.

El porcentaje de ácido en una muestra de acetato de vinilo se determina por valoración del ácido libre en una solución acuosa de la muestra refrigerada en hielo. El contenido de acetaldehído se determina del modo siguiente: Se prepara una solución por adición de suficiente solución de yodo(0.1N) a agua con engrudo de almidón, como indicador, para que se desarrolle el color azul. Se agrega una pequeña cantidad de bisulfito sódico(1N), seguida de una cantidad alícuota del acetato de vinilo. Después de agitar y dejar en reposo la mezcla durante corto tiempo, se valora el

exceso de bisulfito con solución de yodo(0.1N). Debe hacerse simultáneamente el análisis y un ensayo en blanco con el bisulfito. El agua se determina con el reactivo de Karl Fischer.

Un boletín de datos técnicos de la Celanese Corporation of America dá métodos para determinar el contenido de inhibidor y contenido de polímero en el acetato de vinilo.

3.4 Toxicidad.

El acetato de vinilo no es un irritante severo en contacto con la piel o los ojos y es sólo moderadamente tóxico por absorción a través de la piel o por la boca. Se debe evitar el contacto prolongado y repetido con la piel.

3.5 Almacenamiento y Manipuleo.

Normalmente el acetato de vinilo se transporta conteniendo un inhibidor de polimerización, (hidroquinona o difenilamina). Un abastecedor ofrece tres grados estándar del monómero. Uno de estos tres contiene 12-15 ppm de hidroquinona y se puede polimerizar sin remoción del inhibidor. Se recomienda, para este grado, que el tiempo de almacenamiento no exceda de 4 meses y la temperatura de almacenamiento se mantenga en el rango de 70-80 °F. En el caso de tiempo de almacenamiento mayor, el contenido de inhibidor se debe determinar cada 4 meses, y añadir material para restituir el nivel de inhibidor de 12-15 ppm. Un segundo grado se inhibe con sólo 3-5 ppm de hidroquinona con ciclos de polimerización más cortos. Si el almacenamiento es a 70-80 °F, el tiempo de almacenamiento para este grado no debe exceder de 2 meses.

Cuando el período de almacenaje no se puede predecir, un tercer grado de monómero se inhibe con 200 ppm de difenilamina. Para la polimerización, el inhibidor se separa por destilación del acetato de vinilo.

El manipuleo y almacenaje del acetato de vinilo se discute en detalle en la referencia(3), emitido por la Manufacturing Chemists Association, Inc. de Estados Unidos. En general, los equipos de acero templado, aluminio, acero inoxidable y vidrio rayado son deseables para el almacenaje y manipuleo del acetato de vinilo. Los accesorios de cobre y latón pueden introducir impurezas que posteriormente afecten la velocidad de polimerización.

Todos los equipos eléctricos en las áreas en que se usa el acetato de vinilo deben ser a prueba de explosiones.

3.6 Reacciones Químicas(1).

La reacción más importante del acetato de vinilo es su polimerización en presencia de un peróxido o de otros catalizadores. La tendencia a polimerizarse disminuye en ausencia de catalizadores y de la luz. Por esta reacción es el progenitor del acetato de polivinilo, alcohol polivinílico y los acetales polivinílicos.

El acetato de vinilo se hidroliza en ácidos o álcalis diluidos; se forman ácido acético (o la sal correspondiente cuando se usa el álcali) y acetaldehído. El alcohol vinílico monómero, el enol del acetaldehído, que podría esperarse como uno de los productos de hidrólisis, nunca ha sido aislado.

La facilidad del acetato de vinilo para formar ácido acético y la volatilidad del acetaldehído hacen del acetato de vinilo un agente de acetilación conveniente para los alcoholes; por ejemplo: se prepara fácilmente acetato de n-butilo calentando una mezcla de acetato de vinilo (que contenga una sal cúprica como inhibidor de la polimerización) y alcohol n-butílico con indicios de ácido sulfúrico y separando continuamente el subproducto, acetaldehído en una columna.

El cloro y el bromo se adicionan fácilmente con formación de acetato 1,2-dihaloetilico, el que se

destila a presión reducida sin descomposición. El cloruro y el bromuro de hidrógeno se adicionan con facilidad y cuantitativamente a bajas temperaturas con formación del acetato 1-haloetílico.

El ozono reacciona fácilmente y dá ozónidos que son muy explosivos cuando están secos.

El acetato de vinilo se condensa con el acetaldehído y forma acetales; con el fenol, forma o-vinilfenol o, a temperatura alta, acetato de fenilo. Por calentamiento con ácido acético en presencia de ácido sulfúrico, se forma diacetato de etilideno, que a temperatura más alta se descompone y produce anhídrido acético y acetaldehído.

El acetato de vinilo se usa para la preparación de ésteres vinílicos de alto punto de ebullición, mediante una reacción de intercambio, si se trata de acetato con el ácido del éster deseado y la sal mercurica de un ácido fuerte.

3.7 Especificaciones Industriales(1).

La Tabla 3.2 muestra las especificaciones de cuatro productores industriales del acetato de vinilo monómero. Es importante dar énfasis que estos límites cambian en el tiempo.

Tabla 3.2 (1)
Especificaciones Industriales para el VAM

A. Airco Chemicals and Plastics, División of
Air Reduction Company, Inc.

Acetato de Vinilo	99.80% mínimo
Aldehidos como acetaldehido	0.010% máximo
Acido como ácido acético	0.005% máximo
Humedad	0.040% máximo
Color	Incoloro a amarillo claro
Rango de ebullición	72.3-73.0 °C
Gravedad específica, 20/20°C	0.9335-0.9340
Hidroquinona	14-17 ppm
Difenilamina	275-325 ppm
Actividad (grado H)	130-165 min
Materiales suspendidos	Ninguno

B. Celanese Corporation of America

Acetaldehído	99.80% mínimo
Acetato de vinilo	0.010% máximo
Acidez como ácido acético	0.005% máximo
Contenido de agua	0.040% máximo
Rango de destilación	72.5-73.0°C
Gravedad específica, 20/20°C	0.9335-0.9340
Color, APHA	5 máximo
Tiempo de actividad (grado H)	130-150 min

C. Borden Chemical Company

Acetato de vinilo	99.80% mínimo
Acetaldehído	0.015% máximo
ácido acético	0.007% máximo
Agua	0.040% máximo
Gravedad específica, 20/20°C	0.9335-0.9345
Color, APHA	5 máxima
Rango de ebullición, 760mm Hg	72.3-73.0°C
Hidroquinona	12-15 ppm
Material suspendido	Ninguno

D. Monsanto Chemical Company

Acetato de vinilo	99.80% mínimo
Aldehidos como acetaldehído	0.013% máximo
Acidez como ácido acético	0.007% máximo
Agua	0.040% máximo
Material no volátil	0.015% máximo
Rango de destilación(a 760mm)	72.3-73.0°C
Gravedad específica, 20/20°C	0.9335-0.9345
Hidroquinona	14-17 ppm
Color, APHA	5 máximo
Forma	Líquido limpio

IV MATERIAS PRIMAS

4.1 GAS NATURA (4).

Es el gas que, al igual que el petróleo, proviene de acumulaciones subterráneas producidas por una prolongada descomposición bacteriana de la materia orgánica bajo condiciones especiales de presión y temperatura. Aunque su composición varía según la naturaleza del reservorio, el gas natural contiene mayoritariamente hidrocarburos, siendo el metano su principal componente. En la tabla 4.1 se muestra la composición inicial del gas natural.

El gas natural se encuentra en dos formas como "gas asociado" cuando acompaña al petróleo en el reservorio; y como "gas no asociado" cuando se presenta independientemente.

El "gas asociado" proviene de yacimientos de petróleo y el "gas no asociado" proviene de yacimientos de gas con alto contenido de hidrocarburos más pesados que el propano. El que debe ser tratado en plantas donde se separarán sus líquidos mediante enfriamiento y disminución de presión.

A diferencia del petróleo crudo, el gas natural no requiere de operaciones de refinación a fin de obtener productos comerciales. Cualquier impureza presente en el gas se separa fácilmente por simples procedimientos físicos en las plantas de tratamiento de campo. Sin embargo, cuando el gas natural contiene apreciables cantidades de hidrocarburos más pesados que el etano ("gas húmedo"), debe ser procesado en plantas de separación de líquidos, de donde se obtiene gas seco (predominantemente metano y etano) y los Líquidos del Gas Natural (LGN), de donde luego, por una subsecuente separación, se pueden obtener corrientes de propano, butanos, pentanos, hexanos e hidrocarburos más pesados.

El procesamiento del gas natural permite disponer, por lo tanto de diferentes materias primas para

petroquímica, como son: el metano, el etano, el GLP (propano y butanos) y la nafta.

TABLA 4.1 (4)

Composición Inicial del Gas Natural de Camisea

Compon nte	% Molar
Nitrógeno	0.55
Dióxido de Carbono	0.18
Metano	80.59
Etano	9.80
Propano	3.80
i-Butano	0.57
n-Butano	1.13
i-Pentano	0.45
n-Pentano	0.44
Hexanos	0.62
Heptanos	0.56
Octanos	0.52
Nonanos	0.29
Decanos	0.19
Und canos	0.11
Dodecanos	<u>0.20</u>
	100.00

4.2 ETILENO (5).

4.2.1 Introducción. Hoy en día se considera al etileno como el producto petroquímico básico más importante tanto por su volumen de producción como por el gran número de productos derivados y se puede afirmar que es la clave fundamental en el desarrollo de la industria petroquímica de cualquier país.

La tabla N° 4.2 muestra las principales constantes físicas del etileno, que es un gas inflamable e incoloro, se comercializa en grado técnico (98 a 99% de pureza), grado polietileno (99 a 85% en peso libre de acetileno). Puede ser transportado en cilindros de 1 y 12 Kgrs. debidamente acondicionado. Su transporte a granel se realiza por medio de gasoductos.

Tabla N° 4.2 (5)

Constantes Físicas del Etileno

Fórmula	C ₂ H ₄
Peso molecular	28.1
Punto de ebullición (°C)	-103.8
Punto de Fusión (°C)	-169.4
Presión crítica (Atm)	50.7
Temperatura crítica (°C)	9.9

4.2.2 *Propiedades Químicas (5)*. El etil no es el primer miembro de la serie d los Hidrocarburos llamados etilénicos, alquenos u olefínicos. Estos hidrocarburos pose n constantes físicas muy próximas a las de los alcanos pero se diferencian radicalmente de ellos en sus propiedades químicas pues al contrario que los alcanos, las olefinas son sustancias de gran reactividad. Asi se combinan ávidamente con el bromo en la oscuridad aún a bajas temperaturas y reaccionan fácilmente con los ácidos minerales y los agentes oxidantes a la temperatura ordinaria.

Presentan reacciones de adición. Asi por ejemplo el etileno y el bromo reaccionan entre sí produciendo dibromuro de etileno. Esta reacción es una demostración de la insaturación del etileno.

El etileno puede formar polimeros de peso molecular medio compr ndido entre 2,000 y 20,000, dependiendo de la temperatura y presión utilizadas. A una presión de 1,000 atm. y a unos 100-400 °C se produce la siguiente reacción:



Si se realiza a temperaturas de alrededor de 70°C y a presión atmosférica burbujenado el gas a través de un aceite con el vado punto de ebullición y conteniendo un catalizador de

trialquilaluminio con cloruro de un metal del t grupo de transición (Sistema Ziegler), se obtiene el polietileno de alta densidad.

4.2.3 Derivados (5). El etileno e utiliza como insumo en la producción de una gran gama de productos y sub-productos.

Los procesos que actualmente se siguen para producir sus derivados pueden agruparse desde el punto de vista químico en l forma siguiente:

- Oxidación: generalmente catalítica
- Hidratación
- Alquilación: con otra molécula de compuesto aromático o de olefina
- Adición de un halóg no o de un halogenuro de hidrógeno
- Carbonilación: adición de radical carbonilo (oxanación)
- Adición de ácido hipocloroso
- Polimerización

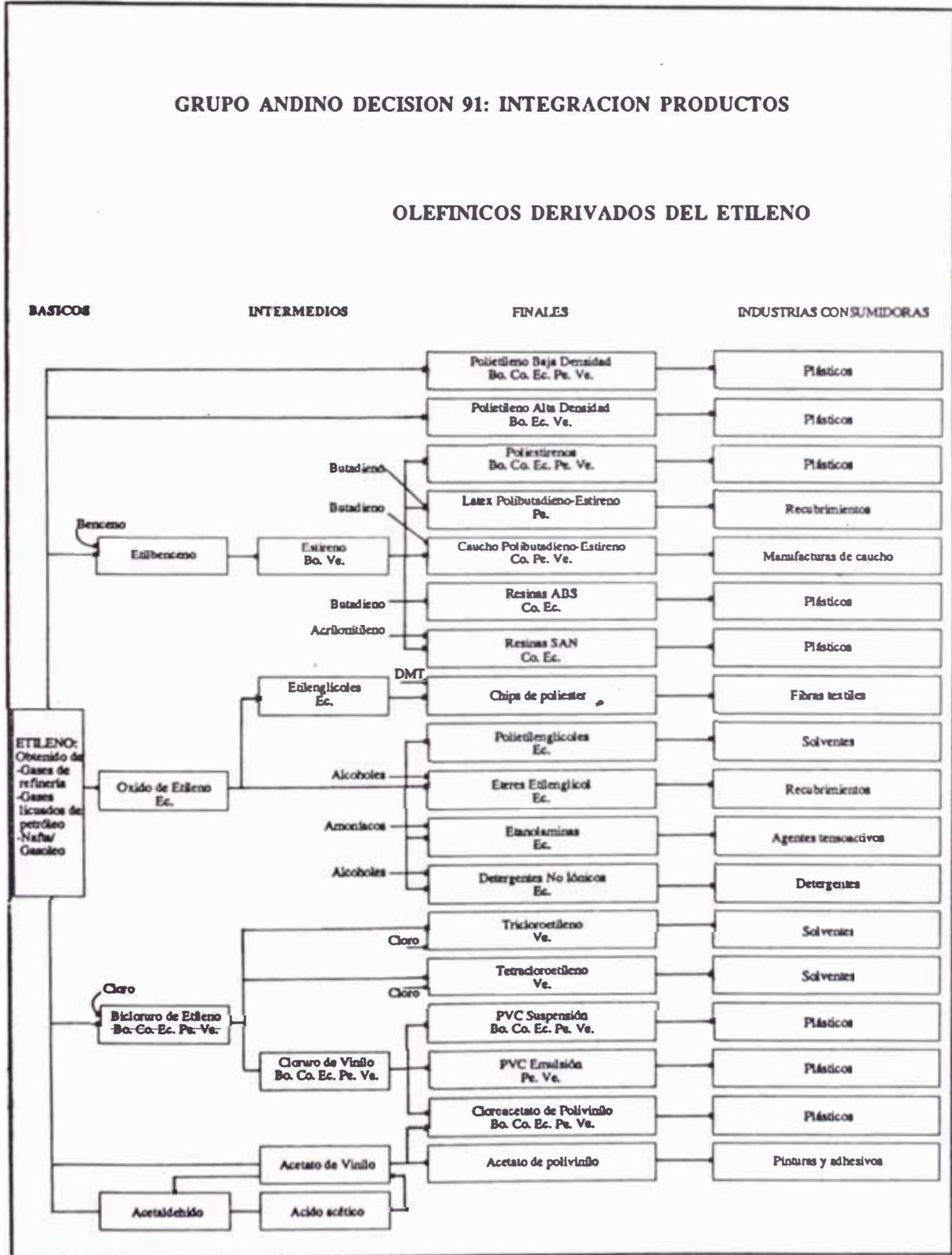
Para la elaboración de ci rtos productos se emplean más de uno de estos proce os. Por ejemplo para la producción de óxido de etileno se utiliza un proceso por adición del ácido hipocloroso y la oxidación catalítica directa en fase gaseosa.

En la tabla 4.3 se ncuentra la integración de los productos olefinicos derivados del etileno, realizados en el GRAN por la decisión 91, a raiz del retiro de Chile.

Tabla N° 4.3 (6)

GRUPO ANDINO DECISION 91: INTEGRACION PRODUCTOS

OLEFINICOS DERIVADOS DEL ETILENO



4.3 Acido Acético (5).

4.3.1 Introducción. El ácido acético (ácido etanoico, I.U.C.), CH_3COOH (abreviado AcOH), peso mol 60.05, es un líquido incoloro de olor picante. Es el ácido del vinagre. Tiene gran importancia en la fabricación de plásticos de acetato de celulosa y en otras muchas aplicaciones. El ácido puro se denomina ácido acético glacial, por el aspecto de los cristales parecido al hielo. El ácido acético glacial es muy irritante para la piel y forma ampollas dolorosas si no se quita rápidamente por lavado. El ácido acético detiene la fermentación aeróbica y anaeróbica en los alimentos y es muy usual como preservativo en encurtidos, pescados, carnes, etc.

4.3.2 Propiedades físicas y químicas. El ácido puro es miscible en todas proporciones con el agua y los disolventes orgánicos corrientes, y es un buen disolvente de muchas resinas, aceites esenciales, aceites fijos, etc. Con líquidos insolubles en agua, como los éteres y ésteres, el coeficiente de reparto del ácido acético está por lo común en favor de la fase insoluble en agua. Esta propiedad se aprovecha en los procedimientos de extracción para recuperar y concentrar soluciones acuosas del ácido.

El ácido acético es un ácido monobásico relativamente débil $K_a=1.75 \times 10^{-5}$, y forma sales con la mayor parte de los metales. El plomo y otros metales forman acetatos básicos.

Las mezclas de ácido acético y agua generalmente son muy corrosivas. Su acción sobre el aluminio y los aceros inoxidable, es en particular interesante, tanto para la elección de los materiales de equipo como para el empleo de dichos metales en utensilios de cocina. Los ensayos indican que es muy pequeña la solubilidad

de ambos metales en los jugos ordinarios que se usan para cocinar (que pueden contener pequeña cantidad de ácido acético)

El ácido acético puro es muy mal conductor de la electricidad, arde con llama azul y produce dióxido de carbono y vapor de agua.

Tabla 4.4 (5)
Propiedades físicas

Punto de fusión	16.6 °C
Punto de ebullición	118.1 °C
Temp. crítica	321.6 °C
Presión crítica	57.2 atm.
Densidad crítica	0.351 por ml.
Coef. dilatación	0.001433 unid./°C
Viscosidad	0.013 poises a 18°C
Calor de fusión	44.7 cal./g a 16.58°C

4.3.3 Usos. El ácido acético ocupa en química orgánica el mismo lugar que el ácido sulfúrico en la industria química pesada.

Tiene sus principales usos en la fabricación de acetato de celulosa y plásticos de acetato, de anhídrido acético, de ésteres disolventes, acetatos metálicos, albayalde, verde de París, acetamida, aspirina y otros medicamentos y de vinagre artificial.

El ácido acético es un excelente disolvente, muchas reacciones orgánicas industriales se efectúan en el seno de este ácido cuando su única acción es la de servir como medio disolvente. Además se consume considerable cantidad de ácido acético para coagular el látex del caucho, como detenedor en fotografía, como ácido de uso general en la fabricación de sustancias químicas orgánicas y tratamiento de textiles y como fuente del grupo acetilo para numerosos derivados orgánicos.

4.4 Oxígeno (5).

4.4.1 Introducción. El oxígeno es el elemento más abundante. Se encuentra en la Naturaleza en estado elemental y en combinación. Abarca aproximadamente 89% del agua, 60% del cuerpo humano, 50% de las rocas comunes y 23.2% del aire (en peso).

La cantidad total del oxígeno contenido en la atmósfera terrestre alcanza alrededor de 2,000 m³ por metro cuadrado de superficie terráquea.

El oxígeno tiene tres isótopos naturales de masas 16, 17 y 18, que en el elemento natural se hallan en las relaciones de 2,500:1:5.

Oxígeno, O, número atómico 8, peso atómico 16.0000, es el elemento más abundante. Es el más ligero de los que integran el grupo VI de la tabla periódica, situado horizontalmente entre el nitrógeno y el flúor. Es un gas transparente, incoloro, inodoro e insípido, uno de los elementos más activos, vital para la respiración; un hombre adulto consume una onza de oxígeno por hora. Además de formar parte integrante de la atmósfera y constituir casi 89% del peso del agua, está ampliamente distribuido en los reinos animal, vegetal y mineral. El oxígeno en el aire es de importancia extraordinaria para la industria, especialmente para la combustión. Se obtiene oxígeno en gran escala por licuefacción y destilación fraccionada del aire.

4.4.2 Propiedades físicas y químicas. La estructura de la molécula de oxígeno es peculiar. Aunque tiene un número par de electrones, es paramagnética. En lugar de estar compartidos los cuatro electrones como un doble enlace, hay dos no apareados. Eso indica una forma de insaturación que explica la gran actividad química del oxígeno molecular; éste se disocia a temperaturas

elevadas, disociación que es casi completa a 5000 °C. El oxígeno atómico es extremadamente inestable y debe, por consiguiente, prepararse a muy baja temperatura. Es muy activo y puede polimerizarse para formar el ozono.

El oxígeno completamente seco es inactivo. En una atmósfera de oxígeno absolutamente seco, se pueden destilar el azufre y el fósforo y el carbono puede calentarse al rojo sin combustión. Un chorro de monóxido de carbono ardiendo se extingue al introducirlo en oxígeno puro completamente seco.

El oxígeno se combina directamente con la mayor parte de los elementos. Exceptuados los gases inertes, forma óxidos, directa o indirectamente, con todos los demás elementos.

La determinación del oxígeno libre en las mezclas gaseosas se hace por absorción del oxígeno y la medición del descenso del volumen de la mezcla.

El oxígeno es normalmente un gas diatómico, O_2 y puede licuarse o congelarse hasta formar un líquido o un sólido de color azul. Puede prepararse oxígeno atómico, O , y ozono, O_3 . El oxígeno líquido es perceptiblemente magnético. El gas es moderadamente soluble en agua; se disuelve 30 ml en un litro de agua a 20 °C.

Cuadro 4.5 (5)

Propiedades físicas del Oxígeno

P.f.	1 atm, °C	-218.4
P.eb.	1 atm, °C	-182.9
Densidad a 20 °C y 1 atm.,g/litro		1.4290
Viscosidad a 0 °C, micropoises		189
Temperatura crítica, °C		-118.8
Presión crítica, atm.		49.7
Calor de fusión, cal./g		3.30
Calor de vaporización, cal./g		51.00

4.4.3 Usos. El uso del oxígeno en gran escala en la industria química está en un período de rápida expansión. El oxígeno se usa en la producción del gas de síntesis (monóxido de carbono e hidrógeno), el cual se emplea en la síntesis del metanol y de amoniaco. La combustión parcial del metano con el oxígeno se emplea para la producción del acetileno. El oxígeno se usa también en ciertos procesos para la producción del ácido nítrico.

Aparte su utilización química, la mayor aplicación del oxígeno es la soldadura de metales por el oxiacetileno o por otras llamas oxi-gas. En la metalurgia preparatoria, el oxígeno se puede usar en los hornos de acero del hogar abierto para la combustión y descarbonización y en los hornos eléctricos de acero para la descarbonización y para la fundición de la chatarra.

El aire enriquecido en oxígeno se usa en Europa en los altos hornos para fundir minerales de grado relativamente bajo y en los Estados Unidos puede tener prometedora aplicación en la producción de Ferromanganeso.

El oxígeno, U.S.P. XVI, tiene usos medicinales. Para fines militares, es un oxidante para la propulsión de cohetes y se emplea en los aparatos de respiración en los vuelos a grandes altitudes. El oxígeno líquido se usa en explosivos.

Los gases inertes neón, argón, criptón y xenón se obtienen como subproductos de la fabricación del oxígeno.

V
ESTUDIO DEL MERCADO

5.1 Importación de VAM en los países del GRAN.

De acuerdo con los datos estadísticos se tiene que en toda la Sub-región no existe una sola planta productora de VAM, por lo que la demanda de dichos países se cubre íntegramente mediante la importación. En la Tabla 5.1 se muestran las importaciones de VAM desde 1975 hasta 1987.

Tabla 5.1
Importaciones de VAM en el GRAN (7)
(TM/Año)

Año	PERU	VENEZUELA	BOLIVIA	COLOMBIA	ECUADOR
1975	2248	3358	---	2080	204
1976	1528	3695	---	3319	427
1977	1578	4440	---	3361	510
1978	1144	5977	---	3850	855
1979	1801	5242	---	4459	778
1980	1316	4114	0.9	3897	1410
1981	2231	5710	---	5626	298
1982	1836	6433	---	5652	1841
1983	1628	4929	---	4476	---
1984	1845	9751	---	6887	1099
1985	1705	4716	---	9927	2202
1986	2622	8068	---	7179	10
1987	3153	10423	---	7552	1444

5.2 Proyecciones de la demanda.

Las informaciones disponibles en forma de series cronológicas globales de demanda, encuestas detalladas y la naturaleza de los productos nuevos han conducido al desarrollo paralelo de dos técnicas de previsión; los modelos econométricos y los modelos basados sobre un segmento del mercado.

El present estudio utiliza la primera de las nombradas (modelo econométrico) con el objeto de efectuar un análisis y proyección de la demanda de VAM

en el GRAN. En la evaluación de las funciones de demanda intervendrán tres variables que dan una imagen del comportamiento dinámico de la demanda.

Por lo general la demanda de un producto industrial es función de variables como: PBI manufacturero, población y precio del producto. Como el VAM es un producto químico, insumo de otras industrias, y no es un producto de consumo final se puede considerar que su demanda no se ve influenciada por la población. Por otro lado un incremento o disminución en el precio del VAM no influenciará directamente en su consumo, debido a que las industrias consumidoras del VAM no cesarán su producción y tendrán que seguir produciendo los productos derivados del VAM.

$$\text{Luego: } D = f(\text{PBI})$$

Por tratarse de una industria manufacturera consideraremos el PBI manufacturero. A continuación se presenta la Tabla 5.2 que muestra datos históricos de las variaciones porcentuales anuales de los valores constantes a tipo de cambio de paridad de 1980, en los países del GRAN (8).

Se tomará como base 100 el año 1976, para todos los países del GRAN, y se correlacionará, la demanda (D) como una función del PBI manufacturero.

En la Tabla 5.2 no se incluye a Bolivia, debido a que como se puede ver en la Tabla 5.1, su participación en la demanda de VAM es nula, lo que hace suponer que seguirá siendo así en los próximos años. En todo caso no se tienen parámetros para poder proyectar la demanda de VAM en Bolivia.

Tabla 5.2
PBI Manufacturero (8)

Año	PERU	VENEZUELA	COLOMBIA	ECUADOR
1976	3.6	12.1	4.6	14.4
1977	-1.7	3.5	-1.3	8.2
1978	-4.1	4.6	1.1	10.2
1979	4.2	3.3	0.4	7.9
1980	5.7	2.5	12.7	1.8
1981	0.6	-2.5	-1.2	11.1
1982	-1.1	4.1	-2.6	0.4
1983	-16.9	-1.7	1.7	1.5
1984	5.4	4.6	5.5	-3.7
1985	5.0	4.9	3.5	-1.1
1986	15.8	7.0	8.8	2.2
1987	11.7	2.5	5.9	-0.1
1988(+)	-13.0	3.2	5.0	0.7
1/	-5.9	2.0	4.2	0.6

(+) Provisional

(1/) Crecimiento porcentual real anual, en base a valores en moneda nacional constante 1976 = 100

La Tabla 5.3 muestra el PBI manufacturero en el GRAN y se estructuró en base a los datos de la Tabla 5.2, tomando como base 1976 = 100.

Tabla 5.3
PBI Manufacturero
(1976 = 100)

Año	COLOMBIA	ECUADOR	PERU	VENEZUELA
1976	100.00	100.00	100.00	100.00
1977	98.70	108.20	98.30	103.50
1978	99.79	119.24	94.27	108.26
1979	100.18	128.66	98.23	111.83
1980	112.91	130.97	103.83	114.63
1981	111.55	145.51	104.45	111.76
1982	108.65	146.09	103.30	116.34
1983	110.50	148.28	85.84	114.37
1984	116.58	142.80	90.48	119.63
1985	120.66	141.23	95.00	125.49
1986	131.28	144.33	110.01	134.28
1987	139.02	144.19	122.89	137.63
1988	145.97	145.20	106.91	142.04

La tabla 5.4 es similar a la Tabla 5.3, con la diferencia que muestra los PBI manufactureros desde el año 1989 hasta el año 2005, que es el año en que termina la vida de operación de la planta. Estos valores se determinan en base al crecimiento porcentual real anual, que se indicaron en la Tabla 5.2, pero con las siguientes variaciones: para Colombia no se toma 4.2 sino 3.0, para Ecuador no será 0.6 sino 2.0, para el Perú en vez de -5.9 será de 2.0, siendo 0.0 para 1989, para Venezuela si se mantendrá el 2.0.

Tabla 5.4
PBI Manufacturero
(Pronosticado)

Año	COLOMBIA	ECUADOR	PERU	VENEZUELA
1989	151.81	146.65	106.91	144.88
1990	157.88	148.12	109.05	147.78
1991	164.20	149.60	111.23	150.73
1992	170.76	151.10	113.45	153.75
1993	177.59	152.61	115.72	156.82
1994	184.70	154.13	118.04	159.96
1995	192.09	155.67	120.40	163.16
1996	199.77	157.23	122.81	166.42
1997	207.76	158.80	125.26	169.75
1998	216.07	160.39	127.77	173.14
1999	224.71	161.99	130.32	176.61
2000	233.70	163.61	132.93	180.14
2001	243.05	165.25	135.59	183.74
2002	252.77	166.90	138.30	187.42
2003	262.88	168.57	141.07	191.17
2004	273.40	170.26	143.89	194.99
2005	284.34	171.96	146.76	198.89

Para pronosticar la demanda en los próximos años, se evaluaron los siguientes modelos econométricos:

Tipo I	- Modelo Lineal	:	$D = A + B * PBI$
Tipo II	- Modelo Semilogarítmico	:	$D = A + B * \ln(PBI)$
Tipo III	- Modelo Exponencial	:	$D = A * (B)^{PBI}$
Tipo IV	- Modelo Doble Logarítmico	:	$D = A * (PBI)^B$
Tipo V	- Modelo Hiperbólico	:	$D = \frac{1}{A + B * PBI}$

En base a los datos históricos de las Tablas 5.1 y 5.3, se elabora las siguientes tablas que muestran el modelo matemático que más se ajusta a la demanda, para cada país en particular.

Tabla 5.5
Modelamiento matemático de la demanda como
función del PBI Manufacturero

a. País : COLOMBIA

Tipo de Ec.	A	B	R
I	-20.0521	0.238228	0.882299
II	-114.543	25.691860	(*)0.870140
III	0.0682	1.04121	(+)0.931308
IV	6.9E-9	4.37423	0.926488
V	6.9942	-0.00737	0.913878

b. País : ECUADOR

Tipo de Ec.	A	B	R
I	-25.2321	0.284116	0.882299
II	-155.611	34.419490	0.838182
III	0.2031	1.030860	(+)0.905443
IV	1.5E-7	3.718751	(*)0.905228
V	0.5940	-0.00374	0.899548

c. País : PERU

Tipo de Ec.	A	B	R
I	-2.0538	0.041236	(*)0.855635
II	-17.0894	4.166019	0.824989
III	0.3371	1.018089	(+)0.862691
IV	4.7E-4	1.820249	0.840162
V	1.3070	-0.00803	0.860771

		D. País VENEZUELA		
Tipo de Ec.	A	B	R	
I	-12.2494	0.157683	(*)	0.918625
II	-82.2283	18.59342		0.906177
III	0.3383	1.024664	(+)	0.942563
IV	6.25E-6	2.891117		0.941499
V	0.651427	-0.00402		0.919278

En las ecuaciones el símbolo (+) indica el coeficiente de regresión más alto, sin embargo en todos los casos esta ecuación da valores de demanda proyectado demasiado elevados (escenario improbable).

Usando la ecuación con el símbolo (*) en todos los países, se logran demandas futuras más acordes con la realidad.

Las figuras 5.1, 5.2, 5.3 y 5.4, muestran la variación de la demanda de VAM con respecto al PBI manufacturero en Colombia, Ecuador, Perú y Venezuela respectivamente. Estas figuras se elaboraron en base a las importaciones de VAM en el GRAN (Tabla 5.1) y a los PBI manufactureros (Tabla 5.3), eliminando algunos datos debido a que no correspondían a una tendencia creciente de la demanda respecto al PBI.

Con los datos del PBI manufacturero pronosticado (Tabla 5.4), y haciendo uso de las ecuaciones con el símbolo (*) mencionadas antes, para todos los países, se obtienen las demandas futuras de VAM a nivel del GRAN (Tabla 5.6), al mismo tiempo la Fig. 5.5 muestra esta demanda proyectada por países y a nivel del GRAN.

Se considera que el proyecto se iniciaría en 1995 con un periodo de vida útil de 10 años, lo que marcaría como fin del proyecto el año 2005.

5.3 Etileno en el Perú.

La industria petroquímica en el país se encuentra en un nivel incipiente. De los productos petroquímicos básicos, se producen únicamente etileno y propileno. La Cía. Soc. Paramonga Ltda. produce el etileno a partir del etanol, proveniente de la caña de azúcar.

FIGURA 5.1
(COLOMBIA: AJUSTADO)

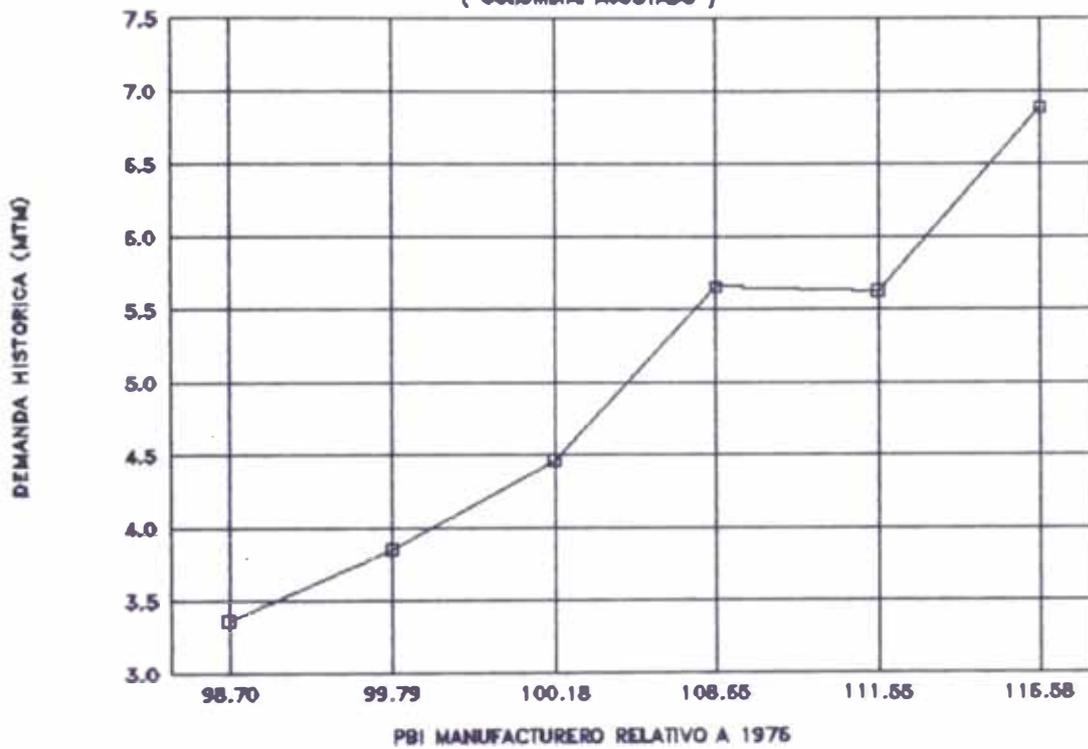


FIGURA 5.2
(ECUADOR: AJUSTADO)

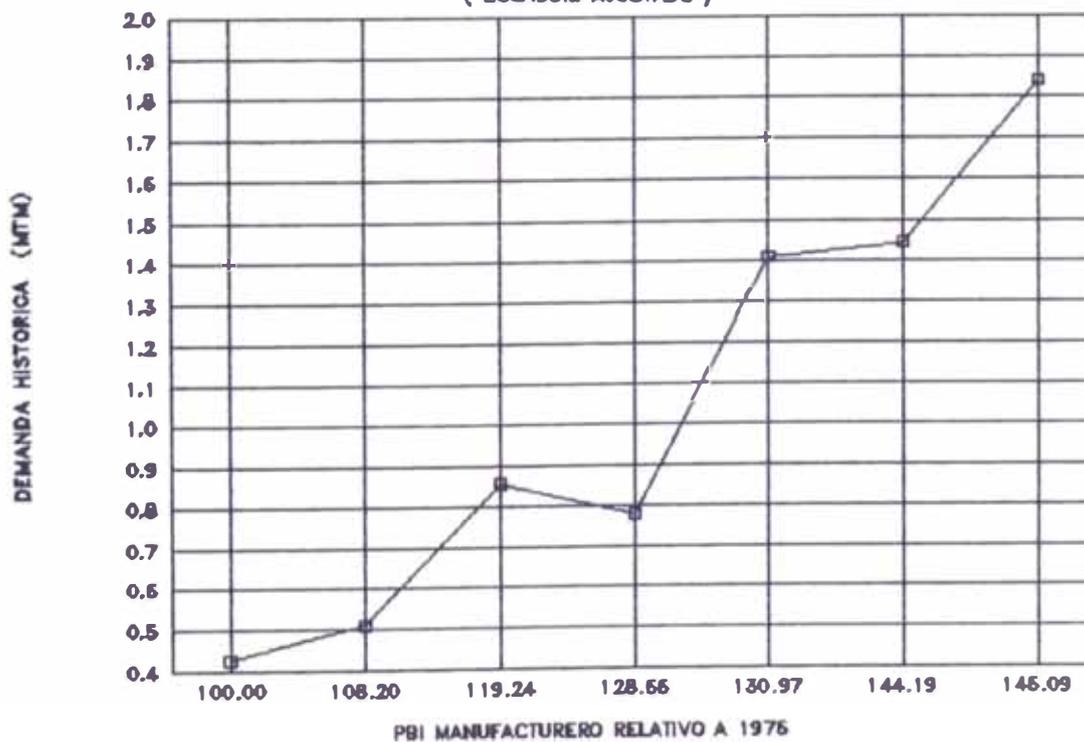


FIGURA 5.3
(PERU: AJUSTADO)

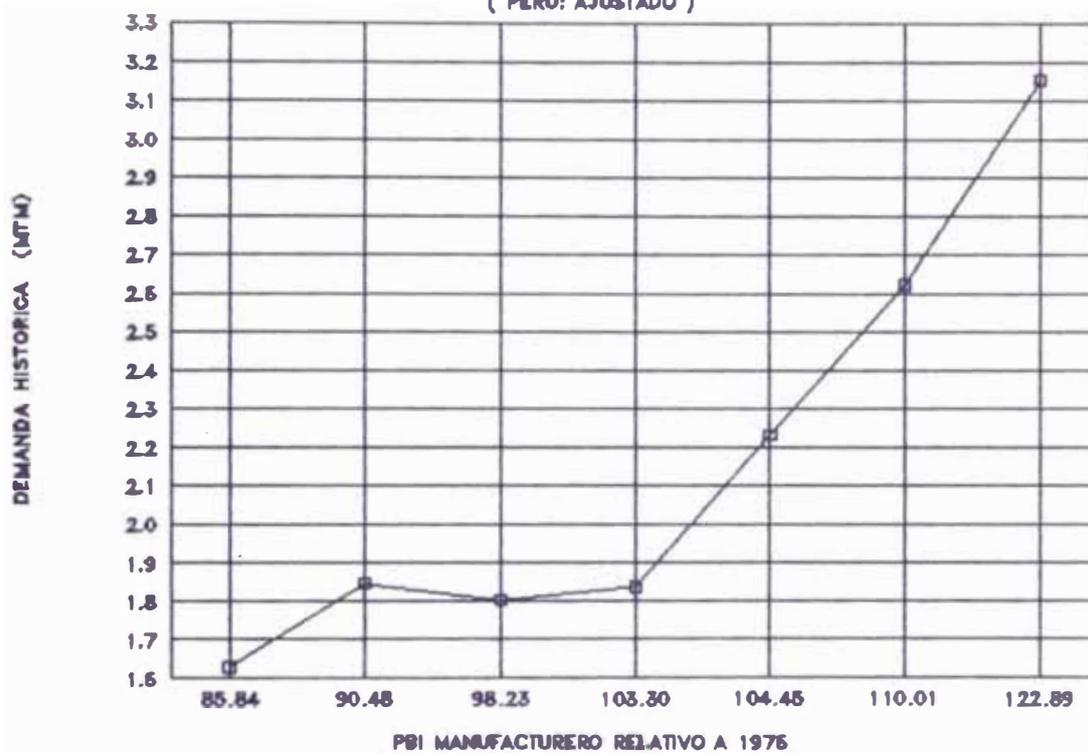


FIGURA 5.4
(VENEZUELA: AJUSTADO)

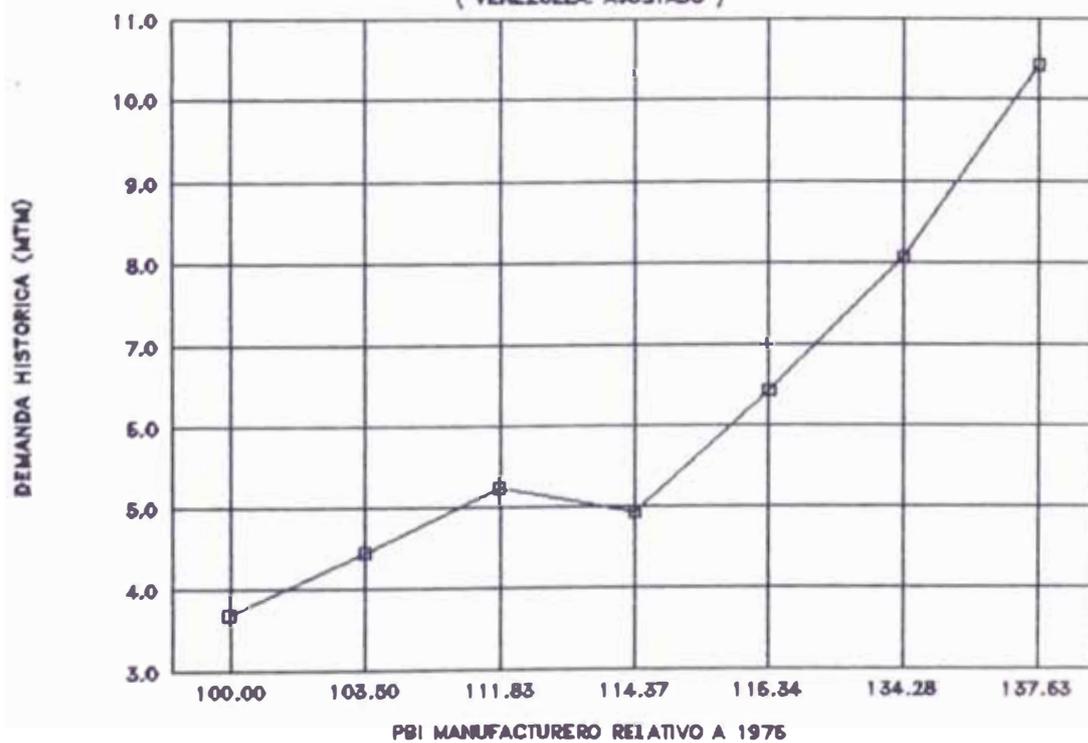
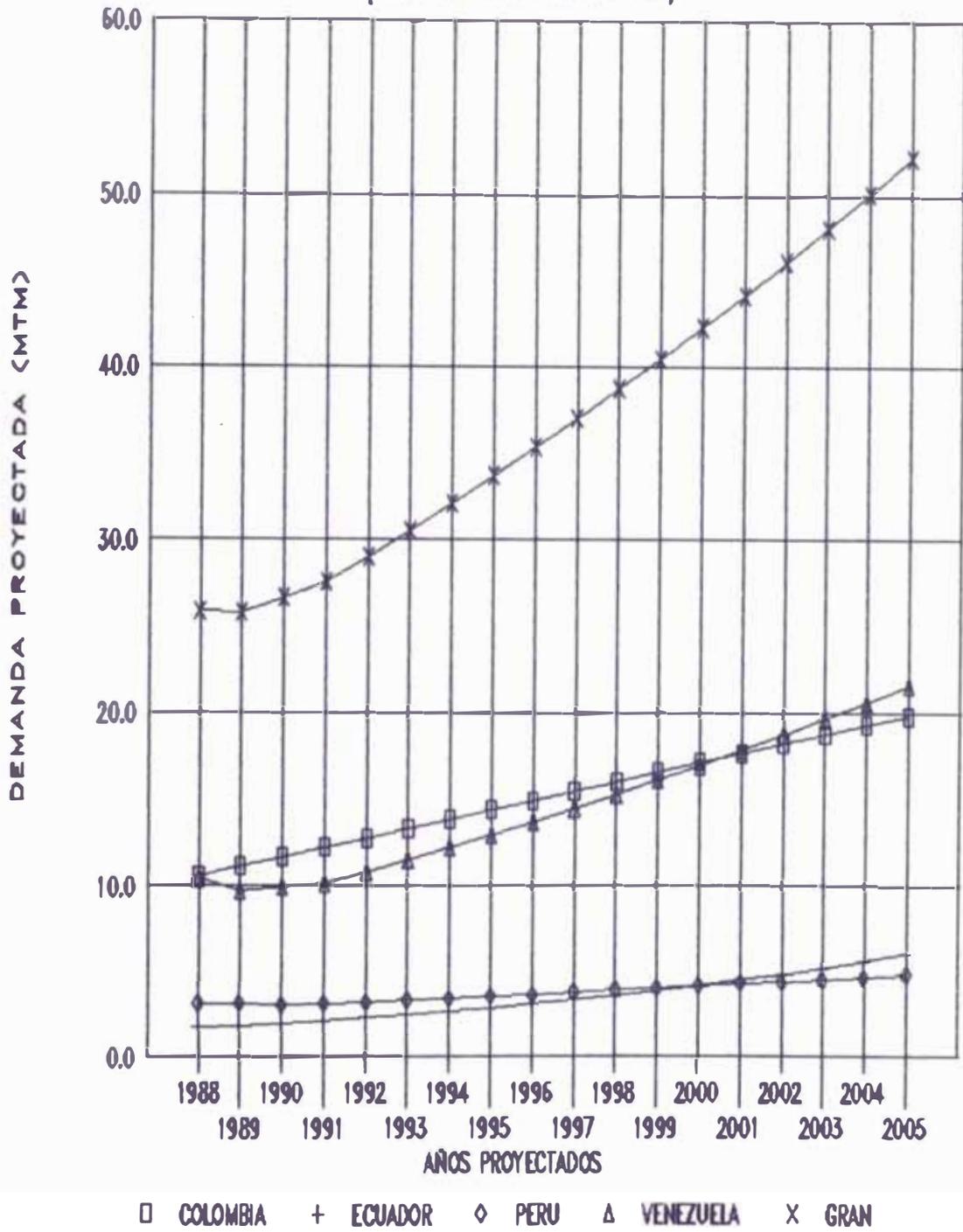


TABLA 5.6
 DEMANDA PROYECTADA DE VAM
 (MTM/Año)

AÑO	COLOMBIA	ECUADOR	PERU	VENEZUELA	GRAN
1988	10.557	1.715	3.153	10.423	25.848
1989	11.101	1.846	3.153	9.670	25.769
1990	11.645	1.987	3.064	9.889	26.585
1991	12.188	2.139	3.116	10.110	27.553
1992	12.732	2.303	3.219	10.781	29.034
1993	13.276	2.479	3.324	11.472	30.551
1994	13.819	2.668	3.432	12.183	32.103
1995	14.363	2.872	3.542	12.916	33.694
1996	14.907	3.092	3.654	13.671	35.324
1997	15.450	3.329	3.768	14.449	36.996
1998	15.994	3.583	3.884	15.250	38.711
1999	16.538	3.857	4.003	16.075	40.473
2000	17.081	4.152	4.124	16.925	42.283
2001	17.625	4.470	4.248	17.800	44.143
2002	18.169	4.812	4.374	18.701	46.056
2003	18.713	5.180	4.502	19.630	48.024
2004	19.256	5.576	4.633	20.586	50.052
2005	19.800	6.003	4.767	21.571	52.141

FIGURA 5.5

(DEMANDA PROYECTADA DE VAM)



La capacidad instalada de esta planta es de 4200 TM/año que corresponde a un tamaño no comercial en la actualidad además teniendo en cuenta que no hay ningún proyecto de expansión. La única fuente de etileno como materia prima para la planta de VAM, sería el que se produzca en el complejo petroquímico, en un centro básico productor de etileno que abastezca a las plantas de la petroquímica intermedia (caso de la planta de VAM).

El primer proceso para la obtención de los productos petroquímicos básicos, principalmente las Olefinas, es la denominada Unidad de Pirólisis, en la cual el producto principal es el Etileno, siendo los co-productos el Propileno, los Butilenos y los Aromáticos.

Se considera que el esquema tecnológico en perspectiva esta dotado de una planta para producir Etileno con una capacidad no menor del orden de las 180 MTM/A (4).

5.4 Disponibilidad d Materias Pri as.

Además del etileno, forman parte de las materias primas, p ra la obtención del VAM, el oxígeno y el ácido acético.

El Perú cuenta con 10 plantas productoras de oxígeno (no se incluyen plantas cautivas de las siderúrgicas) que en conjunto hacen una capacidad instalada de 12500 TM/año. De esta capacidad aproximadamente el 50% se produce, lo que dá como capacidad ociosa el otro 50%, que no sería suficiente para cubrir la demanda de oxígeno d sta planta, ya que los requerimientos de oxíg no sup ran las 22500 TM/año.

Por otro lado el país sólo cuenta con una planta productora de ácido acético (Sociedad Paramonga Limitad S.A.), con una capacidad instalada de 2000 TM/año, opera al 100% de su capacidad, no quedando exc dentes para uso en plantas nuevas.

Por lo expuesto anteriormente, podemos afirmar que la instalación en nuestro país de la planta de Acetato

de Vinilo implicará indefectiblemente que el suministro de materias primas y/o insumos este garantizado mediante la producción de un complejo petroquímico en el que se produzca etileno a partir del Gas Natural de Camisea. En cuanto al oxígeno y al ácido acético se producirán en este mismo complejo, como materia prima para las industrias petroquímicas intermedias y finales.

5.5 **inación de la Capacidad de Planta.**

La capacidad de una planta del monómero acetato de vinilo (VAM) está en función de 4 factores:

- Tecnología
- Demanda
- Materia Prima
- Financiamiento

En cuanto al tamaño tecnológico, se encuentra que según el proceso en fase vapor de la National Distillers and Chemical Co. (parte de US Industrial Chemical, USI), obtuvieron licencia la Daikyowa Sekiyu Kagaki y Denki Kagaku, para plantas con capacidades de 30000 TM/año. Además existe la planta USI en La Porte, Texas, la cual comenzó con 375 millones-lb/año, y se amplió a 600 millones-lb/año en 1978.

Plantas comerciales bajo el mismo proceso (vía etileno en fase vapor) pero por licencia de Bayer AG, están en el rango de 15000 a 150000 TM/año.

En cuanto a la demanda, de la tabla 5.6 se ve que para el año 2005, la demanda total de los países del GRAN llegará a 52141 TM/año, que está dentro de los rangos antes indicados.

Por lo que respecta a la materia prima, se tendrá una gran disponibilidad de etileno (180 MTM/A) cuando se ponga en marcha el Proyecto del Gas de Camisea; y el oxígeno y el ácido acético se obtendrán a partir de plantas, que formen parte del Complejo del Gas de Camisea, que sirvan como fuentes que suministren

materia prima, las industrias petroquímicas intermedias y finales.

Se dirá cuan improbable sería lograr inversión extranjera. Sin embargo si es posible lograrla, pues el riesgo será menor para el inversionista ya que la industria petroquímica opera con mercados predecibles siempre en alza, así como por el auge y predominio casi absoluto del plástico en sus innumerables formas y uso en la vida cotidiana doméstica del mundo moderno. Si a ello se agrega una ubicación estratégica del complejo petroquímico, se tendría que sería una inversión sumamente atractiva para el capital extranjero, particularmente de los países de la Cuenca del Pacífico.

De lo analizado anteriormente, se estima que una capacidad entre 15000 a 50000 TM/año, es perfectamente viable. Si se considera que esta planta cubrirá aproximadamente el 50% de la máxima demanda proyectada al año 2005 -con posibilidad de una futura expansión por mejores perspectivas de la demanda- entonces se puede fijar la capacidad de planta en 25000 TM/año.

5.6 Localización de Planta.

En relación a la localización de la planta de VAM, ésta estará ubicada cerca de la planta que produzca el etileno. Ello debido a que las materias primas constituyen los factores más importantes para la ubicación de los complejos químicos.

De manera invariable, las plantas petroquímicas se sitúan cerca de refinerías u otras fuentes de hidrocarburos (en este caso del etileno).

La pregunta ahora es ¿dónde ubicar un complejo petroquímico similar al de Camacari? Camacari es el principal polo petroquímico de Brasil en el Estado de Bahía, a 60 kilómetros de Salvador, su capital.

Es importante destacar dos conclusiones básicas:

- No es conveniente la instalación de los complejos en el área de Lima/Callao por razones de

descentralización y congestión de los actuales servicios industriales de la ciudad.

- Es indispensable, para posibilitar la exportación económica de excedentes, que las Plantas finales se instalen bastante cerca de facilidades portuarias en la costa.

Existen propuestas al respecto: una es la zona franca industrial de Ilo. Con el asesoramiento de Petroquisa, el ente petroquímico de Petrobras y de Cenpes, su centro de investigación, se podría precisar su ubicación composición, tamaño de plantas, tipo de asociación con Petroperú, etc.

El complejo petroquímico de Ilo estaría ubicado en el sur del Perú, en la región de Moquegua-Tacna-Puno, lo que el polo petroquímico de Camacari es en Brasil, en el Estado de Bahía, por los inmensos beneficios económicos, sociales y tecnológicos que ello significaría para el país, para la región y para Petroperú.

En conclusión, se puede afirmar que la ubicación más apropiada es la ciudad de Pisco, por las siguientes razones:

- no pertenece al área Lima/Callao, por lo que contribuiría a la descentralización
- tiene buenos servicios industriales: electricidad, agua, etc.
- tiene un muy buen puerto, lo que facilitaría la exportación económica de excedentes.
- el ubicarse relativamente cerca a Lima, propicia que se pueda contar con mano de obra calificada.
- por otro lado dentro del Plan Integral del gas de Camisa, se ha contemplado la posibilidad de crear un ramal del gasoducto de camisea hacia Pisco.

VI
PROCEDIMIENTOS INDUSTRIALES PARA LA
MANUFACTURA DEL VAM

6.1 Proceso a partir del acetileno.

Hacia mediados de la década del 60, el VAM se producía en su mayor parte gracias a la reacción por la cual fué descubierto, es decir, a partir del acetileno con ácido acético:



6.1.1 Proceso en Fase Líquida (1). El primer proceso comercial, se basó en una reacción en fase líquida. En ésta primera reacción, llevada a cabo por Klatté en 1912, el acetileno se burbujeó a través de una mezcla de ácido acético anhidro y sulfato de mercurio a 60-100 °C con agitación. El rendimiento de acetato de vinilo fué bajo, la mayoría de producto que se formaba era diacetato de etilidene. El proceso fué mejorado por la Cía. Shawinigan Products. Los rendimientos aumentaron con la continua remoción del VAM durante la reacción. Se minimizó la formación de agua que favorecía la formación de acetaldehído como subproducto.

Se emplea catalizador de mercurio obtenido del óxido de mercurio en exceso para mejorar rendimientos.

6.1.2 Proceso en Fase Vapor (1). El proceso en fase vapor para la reacción del acetileno y ácido acético se desarrolló en Alemania.

Durante la Segunda Guerra Mundial se instaló una moderna planta que producía 12,000 TM de VAM anualmente, que operó en Hoechst am Main cerca a Frankfurt.

El proceso fué desarrollado originalmente por el Dr. Alexander Wacker Gesellschaft, para la Electrochemische Industrie G.m.b.H. y se mejoró y

adaptó posteriormente para la fabricación a escala industrial.

El rendimiento de acetato de vinilo, en este proceso, varía de 92 a 95% tomando como base al acetileno y 97 a 99% con base en el ácido acético.

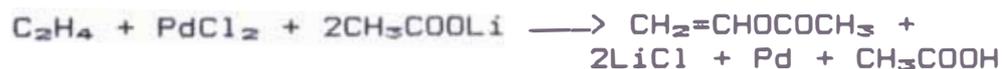
A principios de 1960 la Borden Chemical Company, junto con la Blaw-Knox Company inició la construcción de una planta de VAM en Geismar, Louisiana que fué la primera en usar acetileno basada en la oxidación parcial del gas natural en vez de un proceso a partir de carburo de calcio.

6.2 Proceso a partir del Etileno.

Hacia 1967, estuvieron disponibles diversos procesos por licencia para la fabricación de VAM. Los fabricantes del monómero probablemente consideraron la posibilidad de cambiar el proceso antiguo al proceso que use etileno como materia prima.

En la primavera de 1967, el etileno estuvo disponible 3 ¼¢ por libra, mientras que el acetileno estuvo aproximadamente a 10¢ por libra. El uso de etileno, por consiguiente, resultaba en un considerable ahorro en el costo de materia prima.

6.2.1 Proceso en Fase Líquida (1). El proceso de oxiacetilación en fase líquida de la Cía. Imperial Chemical Industries (ICI) involucra la reacción de etileno y cloruro de paladio para formar un complejo que reacciona con el ión acetato para producir VAM y paladio metálico.



Es necesario añadir ión cúprico al sistema para reconvertir el paladio metálico a cloruro de paladio. El ión cuproso se reconvierte a cúprico por oxidación por aire:





La reacción se lleva a cabo generalmente pasando una mezcla gaseosa que contiene 30% de etileno y 70% de oxígeno en volumen en una suspensión de ácido acético, el acetato de un metal álcali, y un par cuproso-cúprico a temperaturas en el rango de 80 a 150°C y presiones superatmosféricas.

Durante la reacción se forman dos sub-productos: diacetato de etilidene y acetaldehído. El acetaldehído resulta de la reacción del VAM con el agua o por la reacción del complejo del catalizador con agua. El agua se puede eliminar de la reacción por destilación o absorción, disminuyendo la cantidad de sub-producto acetaldehído.

El catalizador frecuentemente es cloruro de paladio aunque se puede usar acetato de paladio y otros haluros además del cloruro. También se pueden emplear sales de rodio, oro, platino, rutenio, vanadio e iridio.

Se emplean haluros cúpricos y férricos y las sales cúpricas o férricas de ácidos orgánicos para alargar la vida del catalizador.

El tiempo de reacción es de 5-20 min. Se han reportado rendimientos de 70-90% con base en el etileno.

6.2.2 Proceso en Fase Vapor (1). El proceso que ha hecho disponible por licencia la National Distillers Corporation se basa en la patente U.S. 3,190,912. El primer ejemplo que esta patente da a nivel de laboratorio para síntesis se menciona en la descripción de la patente (Cap. VII).

En este proceso se puede incrementar la conversión por aumento de la cantidad de catalizador y por incremento de la temperatura de reacción. También se pueden emplear cloruro de

sodio, una mezcla de cloruro de rodio-cloruro cúprico-cloruro férrico, bromuro de paladio, cloruro de platino, acetato paladoso, y paladio sobre alúmina como catalizadores. La patente formula que el contenido de oxígeno en la mezcla gaseosa puede variar de 5 a 50%, la cantidad de hidrocarburo insaturado de 5 a 85%, y el ácido orgánico de 5 a 60%. La presión y la temperatura de reacción no son críticas, estando la temperatura en un rango entre 0 y 350°C, preferible entre 50 y 150°C; y la presión entre 15 y 10000 psi, preferible entre 15 y 100 psi.

El catalizador puede no tener soporte, o soportado sobre materiales tales como carbón, alúmina, y otros óxidos metálicos.

En un documento (1) dado en el Séptimo Congreso Mundial del Petróleo en ciudad de México, las Cías. Hoechst y Bayer informaron acerca de un proceso en conjunto para producir VAM a partir del etileno, describiendo las variaciones de los procesos en fase líquida y en fase vapor. En el proceso alemán en fase vapor se informó que el catalizador era 0.1-2% paladio metálico o mezclas de metales nobles sobre alúmina o sílica como vehículos. La corriente de alimentación es etileno, ácido acético, y oxígeno. Uno por ciento del etileno disponible se convierte a acetaldehído y 5-8% a dióxido de carbono. La temperatura de reacción es 160°C y la presión es 5 atm. El rendimiento es 91-95% de VAM con base en etileno. Las conversiones por paso son: ácido acético 15-30%, etileno 10-15%, y oxígeno 60-90%. Se ha informado que en este proceso los sub-productos junto con el acetaldehído, el diacetato de etilidene y el agua, son: dióxido de carbono, butenos, ácido oxálico, acetato de butenilo,

acetato de metilo, ácido fórmico y diacetato de etilenglicol.

6.3 Selección del Proceso.

De los cuatro procesos mencionados anteriormente, se tendrá que elegir uno de ellos, en base a criterios tales como: materia prima, adaptabilidad del proceso, corrosión, costos de inversión.

(a) De acuerdo a la materia prima podemos decir que el Perú no dispone de acetileno como fuente de materia prima para la industria petroquímica (el acetileno que se obtiene a partir del gas natural), el acetileno que se produce en el país es a partir de carburo de calcio, que no es muy conveniente para la petroquímica. En cambio, aún cuando la producción de etileno actualmente es insuficiente para la industria petroquímica, el país ya cuenta con proyectos para la producción de etileno a partir del gas natural. Este etileno sería la base para el desarrollo de la industria petroquímica en el Perú. De acuerdo a lo mencionado anteriormente, sólo queda dos procesos por elegir (ambos a partir del etileno).

(b) Las ventajas para el proceso en fase vapor se sustentan en que no requiere el uso de solventes y la fácil adaptabilidad del proceso a una operación continua. Por otro lado los problemas de corrosión (particularmente en el proceso en fase líquida) son severos. Varias patentes mencionan el uso de recipientes revestidos de titanio o de teflón.

De las consideraciones expuestas arriba, se concluye que el proceso que mejor se ajusta a la realidad peruana es el proceso USI, es decir el proceso que usa etileno como materia prima y en el que la reacción se produce en fase vapor.

VII INGENIERIA DEL PROYECTO

7.1 Descripción de la Patente.

En 1970, la U.S. Industrial Chemicals Co., una división de la National Distillers and Chemical Corp., instaló la primera planta comercial en el mundo para producir acetato de vinilo monómero a partir del etileno patentando su propio proceso en fase vapor(9). La planta ubicada en la Porte, Texas, se puso en marcha en mayo de ese año, con una capacidad de 300 millones-lb/año.

Un reactor multitubular de lecho fijo que emplea un catalizador de metal noble, es el "corazón" del proceso(10).

Se pudo obtener una copia de la patente que sustenta al proceso, gracias a la mediación del ITINTEC, que fué la entidad que la solicitó a la Biblioteca Británica de Londres.

La patente sólo menciona datos referentes al reactor, más no dá ninguna información relacionada con el resto de la planta. Algunos datos incluidos en la patente son:

La temperatura y la presión de reacción no son críticas. La reacción generalmente se lleva a cabo a una temperatura entre 0 y 350 °C, preferentemente entre 50 y 250 °C, y a una presión entre 15 y 1000 psi, preferentemente entre 15 y 100 psi.

Para mayores detalles sobre el invento se ilustran una serie de 18 casos, en la Tabla 7.1, en donde las variaciones de un caso a otro son ya sea las relaciones molares del gas de entrada, la temperatura de reacción, el tipo de catalizador o la conversión. Así se tiene; a manera de ejemplo:

Caso I. Un tubo de vidrio de 8-mm de diámetro interno y de gran longitud se empaca con 10 gramos de catalizador (0.5% Pd sobre C de malla 4-12). El tubo se calienta a 117-119 °C. Se burbujea etileno (6.8 litros ó 278

milimoles por hora) a través del ácido acético a 120 °C, para producir una corriente de 400-450 milimoles de ácido acético, 278 milimoles de etileno y 49 milimoles de oxígeno por hora, los que pasan a través del lecho de catalizador. Los gases de escape se pasan a través de un sifón a -78 °C. Los análisis del condensado por cromatografía de gases muestran una conversión horaria a acetato de vinilo de 0.5 a 0.7%, basada en el oxígeno.

7.2 Caso a considerar para el reactor.

Esta decisión se toma considerando una variable x , la cual se definirá como:

$$x = \text{Ton. carga materia prima} / \text{Ton. VAM producido}$$

Se realizaron cálculos preliminares muy generales, basados en los datos de la patente, y se notó una marcada diferencia entre los casos del I al XVII y el caso XVIII. En el primer caso el valor de x era demasiado alto (antieconómico), ello debido a su muy baja conversión. Por el contrario ese valor para el caso del ejemplo XVIII era muy bajo respecto a los anteriores (x entre 1 y 2). Si se tiene en cuenta que para plantas petroquímicas, la materia prima es el factor decisivo en la rentabilidad del proyecto, la elección del caso XVIII se justifica plenamente.

7.3 Descripción del proceso (9).

El proceso se ha dividido en dos secciones, para una mejor descripción:

(a) *Síntesis.* La mezcla que se alimenta consiste de etileno, ácido acético y oxígeno, alimentados directamente al reactor. Esta mezcla en fase vapor ingresa al reactor, multitubular de lecho fijo, pasa sobre el catalizador de metal noble soportado en una matriz especial.

El calor de reacción se retira por agua que circula a través de la coraza del reactor, sistema de lazo cerrado.

TABLA 7.1
 INFORMACION PROPORCIONADA POR LA PATENTE
 (U.S. 3,190,912)

Caso	Corriente gaseosa (milimoles/hr)		Acido Acético	Temperatura de reacción (°C)	Catalizador (#)	Conversión horaria %
	Etileno	Oxígeno				
I	278	49	400-450	120	0.5% de Pd sobre C de malla 4-12. . .	0.5-0.7 (a)
II. . . .	278	49	400-450	120	40 grs. de 0.5% de Pd/C	2-2.5 (a)
III	278	49	400-450	210	0.5% de Pd/C	2-3 (a)
IV. . . .	278	49	15.5	27	0.5% de Pd/C	0.4-0.5 (b)
V	41	366	550	120	0.5% de Pd/C	0.4-0.5 (c)
VI. . . .	278	49	400-450	120	1% de Pd/C	0.7-2 (a)
VII	278	49	400-450	120	1% de Pd/Al O	0.4-3.5 (a)
VIII. . . .	278	49	400-450	120	1 milimol de Pd(OAc) en 10 grs. de C	0.5-1.7 (a)
IX. . . .	278	49	400-450	120	1 milimol de PdCl en 10 grs. de C. .	0.2-0.5 (a)
X	278	49	400-450	120	1 milimol de PdCl , 2 milimoles de FeCl , y 6 milimoles de CuCl en 10 grs de C.	1.5-5.0 (a)
XI. . . .	278	49	400-450	120	1 milimol de RhCl en 10 grs de C . .	1.3-2.2 (a)
XII	278	49	400-450	120	1 milimol de PtCl	0.05 (a)
XIII. . . .	278	49	400-450	120	1 milimol de PdBr en C	0.6-0.8 (a)
XIV	278	49	400-450	120	1 milimol de RhCl , 2 milimoles de FeCl , 6 milimoles de CuCl en 10 grs. de C.	2-5 (a)
XV. . . .	278	49	400-450	120	1% de Pt en C de malla 4-8.	0.23 (a)
XVI	278	49	700-750	120	0.5% de Pd en C de malla 4-12	0.5 (a)
XVII. . . .	278	49	400-450	120	0.5% de Pd en C de malla 100 ó menos	2.0 (a)
XVIII . . .	6	1	8	120	0.5% de Pd de C de malla 4-12	41 (a)

(#) 10 grs. de catalizador a menos que se indique de otra forma

(a) Basado en oxígeno

(b) Basado en ácido acético

(c) Basado en etileno

La reacción más importante es la oxidación del etileno a dióxido de carbono.

Los efluentes del reactor se enfrían para lograr una condensación parcial, luego se separan en fases líquida y gas. Los gases se calientan y se pasan a través de un absorbedor donde el ácido acético recirculante absorbe el acetato de vinilo, el agua y ácido acético no reaccionado. El tope del absorbedor es adicionalmente depurado con pequeñas cantidades de agua para conservar el ácido acético y prevenir de corrosión en el compresor de recicló de gas.

Los productos de tope del depurador, que contienen etileno no reaccionado, dióxido de carbono y pequeñas impurezas, se envían a un sistema de recuperación del etileno (cuyo diseño está más allá del objetivo del presente proyecto), donde se recupera el 99% del etileno.

El etileno purificado se comprime y se mezcla con el etileno fresco que es suministrado por la planta productora de etileno.

El fondo del depurador se combina con el fondo del absorbedor y el líquido condensado del separador L-V, y constituyen la alimentación cruda a la sección de recuperación de producto.

(b) *Recuperación.* La alimentación cruda a la sección de recuperación contiene ácido acético, agua y acetato de vinilo. Esta corriente ingresa a una torre de destilación cuyo tope se envía a un separador líquido-líquido. La fase rica en VAM se destila obteniéndose en los topes el VAM como producto. El fondo de ésta última columna se combina con la fase rica en agua del separador L-L, y se alimenta a una tercera columna, de la que el tope se recicla para mezclarse con el tope de la primera columna y el fondo se mezcla con el fondo de la primera torre, formando así la alimentación a

una cuarta torre, que sirve para recuperar el ácido acético. El ácido purificado, se recicla una parte como absorbente al absorbedor y otra se mezcla con el ácido fresco proveniente de un tanque de almacenamiento.

Para aclarar el panorama discutido en las secciones precedentes, se muestra la Fig. 7.1, que es un Diagrama de Proceso, el cual muestra todos los equipos y corrientes mencionadas anteriormente.

7.4 Fundamentos dinámicos.

Dado que de ahora en adelante, para el balance de materia y poder resolver sistemas líquido-vapor ya sea en: separador L-V, absorbedor, scrubber o columnas de destilación, es muy importante determinar los valores de las constantes de equilibrio termodinámico, entonces es esencial encontrar un método para calcular los valores de K.

Luego se tendrán los siguientes aspectos:

(a) *Determinación de K.*

Primero se escribe la ecuación rigurosa para el coeficiente de actividad de estado estándar de presión total, como sigue:

$$\ln \gamma_1 = \ln \frac{y_1 P}{x_1 P_1} + \int_{P_1}^P \frac{V_1 - V_1^{\text{id}}}{RT} dP + \int_0^P \frac{V_1 - V_1}{RT} dP - \int_{P_1}^P \frac{V_1}{RT} dP \quad (\alpha) \quad (11)$$

Por otro lado por definición:

$$K_1 = \frac{y_1}{x_1} \quad (\beta)$$

La suposición del modelo de gas ideal para la conducta de los componentes individuales de la fase vapor hace que $V_1 = V_1^{\text{id}}$ y $V_1 = V_1$, además de que elimina las dos primeras integrales de la ecuación (α). Cuando P y P_1 tienen valores suficientemente bajos como para suponer que la conducta es la de gas ideal, la última integral

será completamente despreciable y la ecuación (α) se reduce a:

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \gamma_i \frac{P_i}{P} \quad (\theta)$$

para los dos estados estándares. Lo adecuado de esta ecuación con fines de diseño depende de tres cosas: los niveles de presión (tanto para P como para P_i), la complejidad de las moléculas implícitas y las dificultades de la separación. Si la separación es difícil, los valores de K para los componentes que se dividen serán cercanos entre sí y se necesitarán muchas bandejas para efectuar la separación. En esos casos, incluso la omisión de pequeñas desviaciones de la idealidad de los gases pueden tener efectos importantes sobre la inversión en la planta. Sin embargo, para casos más ordinarios, en que las diferencias de volatilidad son mayores y bastan para la separación cincuenta bandejas o menos, suele bastar, casi siempre, con la ecuación (θ)(11).

(b) Determinación de γ_i

Cuando se tienen sistemas no ideales, como en el caso presente, debido a que se tienen componentes que se alejan de la idealidad como el agua, el ácido acético y el acetato de vinilo, su solución de manera precisa, requiere predecir los coeficientes de actividad. Estos coeficientes permitirán determinar las constantes de equilibrio, tanto para el caso del separador L-V, el absorbedor, el depurador (scrubber), y todo el cálculo para la sección de recuperación. Por lo tanto, ahora es necesario saber qué modelo sería el más apropiado para simular el equilibrio líquido-vapor. La Fig. 7.2(11), da un diagrama de flujo que sirve para seleccionar el modelo termodinámico más apropiado.

Este caso es especial (polar) por la presencia del agua. A la pregunta "Sour water?" la respuesta es No, ya que el sistema "Sour water" se desarrolló para

sistemas que contienen H_2S , NH_3 , CO_2 y agua. Por otro lado no se cuentan con datos experimentales para el sistema completo ni los datos experimentales para sistemas binarios. En todos los casos en los que se necesita determinar coeficientes de actividad la temperatura es menor de $300^\circ F$ ($149^\circ C$), y la presión, a excepción del separador L-V, y del absorbedor, es menor de 50 psia. Por lo tanto el modelo recomendado es el UNIFAC.

(c) Calculo de las presiones de vapor, P_i

Aquí es preciso definir el tipo de correlación que se utilizará para predecir las presiones de vapor de las sustancias con las que se trabajen.

Conforme al Apéndice A, se tienen 3 tipos de correlaciones:

- Tipo (a): correlacionada en el presente trabajo a partir de datos experimentales.
- Tipo (b): ecuacion de Antoine.
- Tipo (c): ecuacione de Harlacher.

Para poder realizar una comparación de estas correlaciones con respecto a los datos experimentales, se muestra la Tabla 7.2, en la que aparecen las temperaturas de saturación a diferentes presiones.

Tabla 7.2

a. Etileno

Presión (atm)	Temperatura de Saturación			
	Datos exper.	(a)	(b)	(c)
1	-103.7	-103.6	-103.6	-103.6
2	-90.8	-91.0	-90.8	-90.9
5	-71.1	-71.0	-70.2	-70.4
10	-52.8	-52.8	-50.8	-51.3
20	-29.1	-30.9	-26.8	-28.3
30	-14.2	-16.0	-10.0	-12.6
40	-1.5	-4.2	3.5	-0.4
50	8.9	5.7	15.0	9.6
Coef. de Regresión, R		24.07	89.96	7.66
R*		0.06	4.82	2.76

b. Oxígeno

Presión (atm)	Temperatura de Saturación			
	Datos exper.	(a)	(b)	(c)
1	-183.1	-183.0	-182.8	-182.8
2	-176.0	-175.8	-175.7	-175.6
5	-164.5	-164.2	-164.0	-164.0
10	-153.2	-153.5	-153.0	-153.1
20	-140.0	-140.3	-139.4	-140.0
30	-130.7	-131.2	-129.8	-131.0
40	-124.1	-124.0	-122.1	-124.0
Coef. de Regresión, R		0.58	5.64	0.61
R*		0.23	0.47	0.51

c. Acido Acético

Presión (atm)	Temperatura de Saturación			
	Datos exper.	(a)	(b)	(c)
1	118.1	118.4	118.0	117.5
2	143.5	143.0	142.5	141.6
5	180.3	180.6	180.9	179.3
10	214.0	214.0	215.9	213.2
20	252.0	252.6	257.7	252.5
30	276.5	278.2	286.1	278.2
40	297.0	298.0	308.4	297.4
50	312.5	314.3	327.1	312.6
Coef. de Regresión, R		7.92	472.75	8.92
R*		0.43	4.98	5.61

d. Agua

Presión (atm)	Temperatura de Saturación			
	Datos exper.	(a)	(b)	(c)
1	100.0	99.6	100.2	99.9
2	120.1	120.7	120.8	120.5
5	152.4	152.5	152.5	152.2
10	180.5	180.2	180.5	180.4
20	213.1	211.8	213.1	213.1
30	234.6	232.3	234.7	234.8
40	251.1	248.0	251.3	251.5
50	264.7	260.9	265.0	265.2
60	276.5	271.9	276.9	276.9
Coef. de Regresión, R		52.81	0.84	0.83
R*		0.62	0.54	0.22

e. Dióxido de Carbono

Presión (atm)	Temperatura de Saturación			
	Datos exper.	(a)	(b)	(c)
1	-78.2	-79.1	-78.3	-87.8
2	-69.1	-69.0	-69.5	-75.9
5	-56.7	-54.1	-56.5	-57.0
10	-39.5	-41.3	-45.5	-39.6
20	-18.9	-26.8	-33.4	-18.9
30	-5.3	-17.5	-25.7	-4.9
40	5.9	-10.5	-19.9	6.0
50	14.9	-4.7	-15.2	15.0
60	22.4	0.1	-11.2	22.7
Coef. de Regresión, R		1372.48	3363.23	138.77
R*		10.82	36.21	138.5

$$R = \sum (Y_i - Y_i^*)^2$$

Y_i = valores experimentales, encontrados en Perry(11)

Y_i^* = valores determinados mediante las ecuaciones tipo: a, b y c.

R = coeficiente de regresión, rango de 1 a 60 atm.

R* = coeficiente de regresión, rango de 1 a 10 atm.

Como puede observarse de las Tablas anteriores, si se trabaja con todo el rango (1 a 60 atm), se podría afirmar que la ecuación de Harlacher es la que mejor se adapta al sistema en estudio. Aunque en que los casos del oxígeno y ácido acético la ecuación tipo (a) es la que tiene mejor coeficiente de regresión.

Sin embargo, si se trabaja en el rango de 1 a 10 atm. (que viene a ser el rango de presiones de trabajo de la planta de VAM), la ecuación tipo (a) sería la más confiable. Por lo tanto, se justifica plenamente la aplicación de la ecuación tipo (a) para efecto de todos los cálculos del presente trabajo.

7.5 Bases de diseño.

Los parámetros del proceso de obtención del VAM son los siguientes:

- Factor de servicio : 330 do/año ó 7920 hr/año
- Tamaño de planta : 76 TM/DC ó 25000 TM/año
- Razón molar, etileno/oxígeno/ácido acético : 6/1/8 en la carga al reactor.
- Catalizador : 0.5% de Pd. sobre C de malla 4-12
- Temperatura promedio de reacción : 160 °C
- Presión de reacción : 80 psi
- Conversión : 41% molar de VAM basado en el oxígeno
- Recuperación de etileno : 99%
- Pureza de VAM obtenido : 99.8% en peso

7.6 Balance de materia.

Toda la numeración de las corrientes mencionadas en este sub-capítulo, están de acuerdo a la Fig. 7.1 (Diagrama de Proceso), y las composiciones, flujos, condiciones operativas y fase de las mismas, se detallan en la Tabla 7.3.

El balance se realizará para cada equipo por separado de la siguiente manera:

7.6.1 Reactor. La conversión, temperatura, presión y la razón molar de ingreso de reactantes al reactor se indicaron en 7.5.

Flujo de reactantes : (entrada al reactor)

etileno	: 15006 Kg/hr.
oxígeno	: 2860 Kg/hr.
ácido acético	: 42871 Kg/hr.

Si definimos a la conversión x como:

$$x = \frac{\text{moles VAM formados}}{\text{moles O}_2 \text{ alimentados}}$$

además considerando que el oxígeno se consume completamente en el transcurso de las siguientes reacciones:





obtenemos el siguiente resultado (corriente N° 11): (salida del reactor)

Etileno	:	13317 Kg/hr
Oxígeno	:	-
Acido acético	:	40675 Kg/hr
VAM	:	3148 Kg/hr
Agua	:	1513 Kg/hr
Dióxido de C	:	2082 Kg/hr

7.6.2 *Separador Liquido-Vapor (D-1)*. Para efectuar este balance, se ha hecho uso del programa SEPARADOR, Ap. C.5, realizado en Turbo Pascal versión 5.0, el que se basa en las ecuaciones formuladas en el Ap. B.5.

Para este caso se tiene:

$$N=6; N_V=28; N_E=18; N_D=10$$

El flujo, composición, presión y temperatura de la entrada (corriente N° 14) se muestra en la Tabla 7.2. Se asumirá: $P=4$ psi, proceso isotérmico ($T_F=T_V=T_L=T$), donde $T=50$ °C y $P_{SAT}=75$ psi.

Por otro lado se supone que la solubilidad de los gases (etileno, oxígeno y CO_2) en la fase líquida es preciable.

Al ejecutar el programa SEPARADOR se obtienen los flujos de salida, así como sus composiciones. Los resultados correspondientes a las corrientes N° 15 y 16 se muestran en la Tabla 7.3.

7.6.3 *Absorbedor y Scrubber*. Para este caso se usó el programa ABSORCION_MULTICOMP (Ap. C.2), también en Turbo Pascal 5.0, que usa el método de Grupos(13), presentado en el Ap. B.2.

(a) Absorbedor(A-1).

Condiciones operativas:

* presión de la columna	:	70 psi
* temp. del gas de entrada	:	90 °C

* temp. del líquido de entrada : 70 °C
(Ac. Ac.)

Asunciones:

* sistema adiabatico (T_1 y T_N se determinan con el método de Horton y Franklin(13))

* caída de presión de la columna : 5 psi

* componente clave : VAM

* fracción no absorbida : 1%

Las entradas son las corrientes N° 18 y 22

Resultados:

Tope : corriente N° 19

Fondo : corriente N° 20

Número de platos teóricos : 8.9

(b) Scrubber(A-2). Su funcionamiento es más eficiente a bajas presiones (cercanas a la atmosférica). Por ello a la corriente de tope del absorbedor se le hace pasar por una válvula reguladora, antes de ingresar al scrubber.

Condiciones operativas:

* presión de la columna : 14.7 psi

* temp. del gas de entrada : 70 °C

* temp. del líquido de entrada : 20 °C (agua)

Asunciones:

* T_1 y T_N se asumen (sist. no adiabático)

* caída de presión de la columna : 2.71 psi

* componente clave : Acido acético

* fracción no absorbida : 0.1%

Las entradas son las corrientes N° 24 y 26

resultados:

Tope : corriente N° 25

Fondo : corriente N° 27

Número de platos teóricos : 14.4

7.6.4 Columnas de destilación. Para las columnas C-1, C-2 y C-3 se usó el programa DESTILACION (Ap. C.3), cuyo algoritmo está basado en el

método RECOV y RMIN presentado en el Ap. B.3(14). Para la columna C-4, por tratarse de una mezcla binaria, se usa el método de McCabe(15), obteniéndose los resultados gráficamente.

Asunciones generales (para todas las columnas):

* Condición de la alimentación : líquido saturado

* caída de presión : 7.6 mmHg/plato teórico

* se usan condensadores y rehedidores totales

A continuación se presentan las características de cada columna:

Columna N° 1 (C-1).

entrada : corriente N° 30

Asunciones:

* presión de entrada : 900 mmHg

* ligero clave : agua

* pesado clave : ácido acético

* recuperado del LK : 75.1%

* recuperado del HK : 97.46%

* la presencia de VAM en el fondo se asume despreciable (+)

* $R = 1.2 * R_{Min}$ (+)

Resultados:

* raíz de la ecuación de Underwood(θ) : 2.89

* R_{Min} : 2.17

* N_{Min} : 3.78

* R : 2.60

* N : 9.23

* m/p : 1.01 (relación entre el de platos por encima de la alimentación y el de platos por debajo de la alimentación).

(+) Para esto se realizan las modificaciones a los procedure RECOV y RMIN, de manera que se cumplan los supuestos.

Columna N° 2 (C-2).

entrada : corriente N° 61

Asunciones:

- * presión de entrada : 900 mmHg
- * ligero clave : agua
- * pesado clave : ácido acético
- * recuperado del LK : 10%
- * recuperado del HK : 99.05%
- * la presencia de VAM en el fondo se asume despreciable (+)
- * $R = 1.2 * RMim$ (+)

Resultados:

- * raíz de la ecuación de Underwood(θ) : 1.158
- * RMim : 0.80
- * NMim : 3.60
- * R : 0.96
- * N : 9.76
- * m/p : 5.06

Columna N° 3 (C-3).

entrada : corriente N° 47

Asunciones:

- * presión de entrada : 900mmHg
- * ligero clave : VAM
- * pesado clave : ácido acético
- * recuperado del LK : 99.5%
- * recuperado del HK : 99.5%

Resultados:

- * raíz de la ecuación de Underwood(θ) : 1.24
- * RMim : 0.18
- * NMim : 5.21
- * R : 0.26
- * N : 14.27
- * m/p : 1.08

(+) Para esto se realizan las modificaciones a los procedure RECOV y RMIN, de manera que se cumplan los supuestos.

Columna N° 4 (C-4).

Esta columna binaria, se resolvió por McCabe(15). Los datos de equilibrio L-V, para el sistema agua-ácido acético se muestran en la Tabla A.4 (Ap. A).

Se usan las siguientes ecuaciones:

$$F = D + W \quad \text{y}$$

$$F.X_F = D.X_D + W.X_w$$

donde:

F = flujo de alimentación, Kmol/hr

D = flujo de destilado, Kmol/hr

W = flujo de fondo, Kmol/hr

X_F, X_D, X_w fracciones molares, en la alimentación, tope y fondo, de cualquiera de los componestes. En este caso será el ácido acético.

Datos:

* F, X_F (ver Tabla 7.3, corriente 73)

Asunciones:

* presión de entrada : 950 mmHg

* recuperado de ácido en el fondo : $WX_w/FX_F=0.995$

* $X_w = 0.995$

* $R = 1.2*RM_{im}$

Resultados:

* $RM_{im} : 11.550$

* R : 13.860

* N : 25.000

* m/p : 0.923

7.6.5 Separador líquido-líquido (D-2). Para este caso los resultados se hallaron gráficamente, haciendo uso del diagrama de fases ácido acético-agua-acetato de vinilo(16). La metodología de cálculo se muestra en el Ap. B.6. Se considera que el tiempo de retención es el suficiente para que las dos fases se encuentren en equilibrio(sobre la curva binodal). Los flujos de las corrientes de

salida se determinaron en base a la regla de la palanca.

entrada : corriente N° 43

Condiciones de operación:

- presión : 14.7 psi

- temperatura : 25 °C

Fase rica en VAM : a C-3 (corriente N° 45)

Fase rica en agua : a C-2 (corriente N° 44)

7.6.6 Tratamiento de los reciclados. Considerando que tanto la materia prima (etileno y ácido acético), como el producto(VAM) son costosos, se debe de considerar la presencia de reciclados. A continuación se mencionará qué hacer con cada una de las corrientes efluentes:

- Etileno purificado (corriente N° 88), se inyectará a la alimentación fresca de etileno.
- Fase rica en VAM (corriente N° 45), se lleva a destilación (C-3), el tope viene a ser el producto final. El fondo, por contener VAM (corriente N° 58), se une con la fase rica en agua (corriente N° 48), obteniéndose la entrada a (C-2).
- El tope de C-2 (corriente N° 67), se une con el tope de C-1 (corriente N° 36), formándose la corriente de entrada a D-2 (corriente N° 43).

NOTA: se tuvo especial cuidado al elegir los recuperados (de los componentes clave) de tal manera de obtener una composición de tope (corriente N° 67) casi igual al tope de C-1 (corriente N° 36), para que la composición de entrada a D-2 (corriente N° 43), se mantenga constante y se logre el estado estacionario de dichas corrientes.

- El fondo de C-2 (corriente N° 71), se une con el fondo de C-1 (corriente N° 40), obteniéndose un flujo que contiene considerable cantidad de agua, que debe ser eliminada, para lo cual se

destila (C-4). El tope de esta columna (corriente N° 79), es agua casi pura y su flujo es pequeño, por lo que se deshecha.

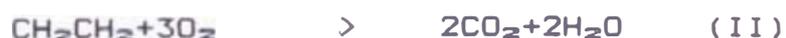
- El fondo de C-4 (corriente N° 83), es ácido altamente concentrado, reciclándose una parte al absorbedor (A-1) (corriente N° 85), y otra parte se inyecta a la alimentación fresca (corriente N° 86).

7.7 Balance de energía.

7.7.1 Cálculo de entalpías. Se hizo este cálculo para las corrientes que se encuentran en la entrada o salida de un intercambiador de calor, y que posteriormente servirán para el diseño de estos equipos. El método empleado se muestra en el Ap. B.7, basado en éste se realizó el programa ENTALPIA, (Ap. C.6). Los resultados de estos cálculos se encuentran tabulados en la Tabla 7.4.

7.7.2 Cálculo del calor de reacción.

En el reactor ocurren las siguientes reacciones:



Los calores de reacción se calculan como la diferencia entre la suma de las entalpías de formación de los reactantes y los productos, siguiendo la convención que las entalpías de los elementos son cero. El presente cálculo se basa en un método para estimar calores de reacción a partir de valores experimentales(17).

* *Entalpía de formación de compuestos orgánicos.*

Para el caso en estudio son compuestos orgánicos el etileno, el ácido acético y el VAM. La Tabla 7.5 muestra las entalpías de formación de éstos compuestos.

TABLA 7.3

RESULTADO DEL BALANCE DE MASA

Corriente N°	1	2	3	4	5	6
Etileno	-	-	1.0000	1.0000	-	-
Oxígeno	1.0000	1.0000	-	-	-	-
Ac. Acet.	-	-	-	-	1.0000	1.0000
VAM	-	-	-	-	-	-
Agua	-	-	-	-	-	-
Dióxido de C	-	-	-	-	-	-
Flujo(Kmol/hr)	89	89	65	536	35	35
T(°C)	25	97	110	110	25	25
P(mmHg)	4136	4086	4136	4136	760	4239
Estado	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Líquido	Líquido

Corriente N°	7	8	9	10	11	12
Etileno	-	-	-	0.4000	0.3599	0.3599
Oxígeno	-	-	-	0.0667	-	-
Ac. Acet.	1.0000	1.0000	1.0000	0.5333	0.5130	0.5130
VAM	-	-	-	-	0.0277	0.0277
Agua	-	-	-	-	0.0636	0.0636
Dióxido de C	-	-	-	-	0.0358	0.0358
Flujo(Kmol/hr)	715	715	715	1340	1321	1321
T(°C)	124	185	185	160	160	130
P(mmHg)	4239	4188	4136	4136	4033	3983
Estado	Líquido	Líquido	Vapor	Vapor	Vapor	L-V

(continúa) TABLA 7.3

RESULTADO DEL BALANCE DE MASA

Corriente N°	13	14	15	16	17	18
Etileno	0.3599	0.3599	0.8846	-	-	0.8846
Oxígeno	-	-	-	-	-	-
Ac. Acet.	0.5130	0.5130	0.0140	0.8553	0.8553	0.0140
VAM	0.0277	0.0277	0.0086	0.0408	0.0408	0.0086
Agua	0.0636	0.0636	0.0049	0.1039	0.1039	0.0049
Dióxido de C	0.0358	0.0358	0.0880	-	-	0.0880
Flujo(Kmol/hr)	1321	1321	538	784	784	784
T(°C)	100	50	50	50	50	90
P(mmHg)	3933	3883	3671	3671	900	3620.75
Estado	L-V	L-V	Vapor	Líquido	Líquido	Vapor

Corriente N°	19	20	21	22	23	24
Etileno	0.8689	-	-	-	0.8689	0.8689
Oxígeno	-	-	-	-	-	-
Ac. Acet.	0.0446	0.9765	0.9765	0.9950	0.0446	0.0446
VAM	0.0001	0.0149	0.0149	-	0.0001	0.0001
Agua	-	0.0086	0.0086	0.0050	-	-
Dióxido de C	0.0864	-	-	-	0.0864	0.0864
Flujo(Kmol/hr)	547	307	307	316	547	547
T(°C)	72	87	87	70	72	70
P(mmHg)	3361	3619	900	3361	950	900
Estado	Vapor	Líquido	Líquido	Líquido	Vapor	Vapor

(continúa) TABLA 7.3

	RESULTADO DEL BALANCE DE MASA					
Corriente N°	25	26	27	28	29	30
Etileno	0.8262	-	-	-	-	-
Oxígeno	-	-	-	-	-	-
Ac. Acet.	0.0000	-	0.9204	0.8901	0.8901	0.8901
VAM	0.0001	-	0.0001	0.0327	0.0327	0.0327
Agua	0.0916	1.0000	0.0795	0.0772	0.0772	0.0772
Dióxido de C	0.0822	-	-	-	-	-
Flujo(Kmol/hr)	576	55	26	1117	1117	1117
T(°C)	25	20	65	61	61	112
P(mmHg)	760	760	900	900	950	900
Estado	Vapor	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	L-Sat.

Corriente N°	31	32	33	34	35	36
VAM	0.2890	0.2890	0.2890	0.2890	0.2890	0.2890
Agua	0.5115	0.5115	0.5115	0.5115	0.5115	0.5115
Ac. Acet.	0.1995	0.1995	0.1995	0.1995	0.1995	0.1995
Flujo(Kmol/hr)	469	469	469	469	343	127
T(°C)	94	71	71	71	71	71
P(mmHg)	862	812	760	1150	862	1150
Estado	V-Sat.	L-Sat.	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido

(continúa) TABLA 7.3

RESULTADO DEL BALANCE DE MASA

Corriente N°	37	38	39	40	41	42
VAM	-	-	-	-	0.2890	0.2890
Agua	0.0217	0.0217	0.0217	0.0217	0.5195	0.5195
Ac. Acet.	0.9783	0.9783	0.9783	0.9783	0.1995	0.1995
Flujo(Kmol/hr)	1460	469	469	990	137	137
T(°C)	124	124	128	124	70	36
P(mmHg)	938	938	888	938	1150	1100
Estado	L-Sat.	L-Sat.	V-Sat.	L-Sat.	Líquido	Líquido

Corriente N°	43	44	45	46	47	48
VAM	0.2890	0.0521	0.4347	0.4347	0.4347	0.0521
Agua	0.5195	0.7938	0.3379	0.3379	0.3379	0.7938
Ac. Acet.	0.1995	0.1541	0.2274	0.2274	0.2274	0.1541
Flujo(Kmol/hr)	137	52	85	85	85	52
T(°C)	25	25	25	25	75	71
P(mmHg)	1050	950	950	950	900	900
Estado	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	L-Sat.	Líquido

Corriente N°	49	50	51	52	53	54
VAM	0.9973	0.9973	0.9973	0.9973	0.9973	0.9973
Agua	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001
Ac. Acet.	0.0026	0.0026	0.0026	0.0026	0.0026	0.0026
Flujo(Kmol/hr)	46	46	46	46	10	37
T(°C)	79	77	77	77	77	77
P(mmHg)	839	789	760	839	839	839
Estado	V-Sat.	L-Sat.	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido

(continúa) TABLA 7.3

RESULTADO DEL BALANCE DE MASA

Corriente N°	55	56	57	58	59	60
VAM	0.0038	0.0038	0.0038	0.0038	0.9973	0.9973
Agua	0.5966	0.5966	0.5966	0.5966	0.0001	0.0001
Ac. Acet.	0.3996	0.3996	0.3996	0.3996	0.0026	0.0026
Flujo(Kmol/hr)	94	46	46	48	37	37
T(°C)	104	104	107	104	36	25
P(mmHg)	953	953	903	953	800	760
Estado	L-Sat.	L-Sat.	V-Sat.	L-Sat.	Líquido	Líquido

Corriente N°	61	62	63	64	65	66
VAM	0.0289	0.2850	0.2850	0.2850	0.2850	0.2850
Agua	0.6993	0.6895	0.6895	0.6895	0.6895	0.6895
Ac. Acet.	0.2718	0.0255	0.0255	0.0255	0.0255	0.0255
Flujo(Kmol/hr)	100	20	20	20	20	10
T(°C)	112	84	62	62	62	62
P(mmHg)	900	839	800	760	839	839
Estado	L-Sat.	V-Sat.	L-Sat.	Líquido	Líquido	Líquido

Corriente N°	67	68	69	70	71	72
VAM	0.2850	-	-	-	-	-
Agua	0.6895	0.7004	0.7004	0.7004	0.7004	0.0783
Ac. Acet.	0.0255	0.2996	0.2996	0.2996	0.2996	0.9217
Flujo(Kmol/hr)	10	110	20	20	90	1080
T(°C)	62	104	104	103	104	122
P(mmHg)	839	915	915	865	915	930
Estado	Líquido	L-Sat.	L-Sat.	V-Sat.	L-Sat.	Líquido

(continúa) TABLA 7.3

RESULTADO DEL BALANCE DE MASA

Corriente N°	73	74	75	76	77	78
VAM	-	-	-	-	-	-
Agua	0.0783	0.9411	0.9411	0.9411	0.9411	0.9411
Ac. Acet.	0.9217	0.0589	0.0589	0.0589	0.0589	0.0589
Flujo(Kmol/hr)	1080	1257	1257	1257	1257	1172
T(°C)	120	102	100	100	100	100
P(mmHg)	950	809	781	760	809	809
Estado	L-Sat.	V-Sat.	L-Sat.	Líquido	Líquido	Líquido

Corriente N°	79	80	81	82	83	84
VAM	-	-	-	-	-	-
Agua	0.9411	0.0050	0.0050	0.0050	0.0050	0.0050
Ac. Acet.	0.0589	0.9950	0.9950	0.9950	0.9950	0.9950
Flujo(Kmol/hr)	85	2252	1257	1257	996	996
T(°C)	100	129	129	128	129	129
P(mmHg)	809	1049	1049	999	1049	4239
Estado	Líquido	L-Sat.	L-Sat.	V-Sat.	L-Sat.	Líquido

Corriente N°	85	86	87	88	89	90
VAM	-	-	-	-	-	-
Agua	0.0050	0.0050	0.0050	-	-	-
Ac. Acet.	0.9950	0.9950	0.9950	-	-	-
Etileno	-	-	-	1.0000	1.0000	1.0000
Flujo(Kmol/hr)	316	679	316	471	471	471
T(°C)	129	129	70	25	155	110
P(mmHg)	4239	4239	4239	776	4239	4136
Estado	Líquido	Líquido	Líquido	Vapor	Vapor	Vapor

TABLA 7.4
 ENTALPIAS Y CALORES PARA LOS INTERCAMBIADORES

DESIGNACION	H1 (Kcal/hr)	H2 (Kcal/hr)	Q (Kcal/hr)
E-1	2,213,256	3,580,596	1,367,340
E-2A	2,216,986	3,580,596	1,363,610
E-2B	3,580,596	6,805,566	3,224,970
E-3A	8,376,455	3,191,361	5,185,094
E-3B	3,191,361	2,264,081	927,280
E-3C	2,264,081	856,611	1,407,470
E-4	261,476	510,162	248,686
E-5	445,237	433,084	12,153
E-6	1,223,653	2,987,425	1,763,772
E-7	4,800,255	592,098	4,208,157
E-8	1,435,620	3,912,750	2,477,130
E-9A	169,012	40,841	128,171
E-9B	40,841	0	40,841
E-10	0	52,512	52,512
E-11	213,928	18,527	195,401
E-12	35,505	205,466	169,961
E-13	0	132,692	132,692
E-14	454,452	98,915	355,538
E-15	87,087	461,883	374,796
E-16	3,188,118	3,125,843	62,274
E-17	13,953,360	1,843,032	12,110,327
E-18	4,085,522	10,525,107	6,439,585
E-19	1,030,169	445,746	584,423
E-20A	78,504	16,141	62,362
E-20B	16,141	0	16,141
E-21	738,704	459,784	278,921

H1 = entalpia de la corriente de entrada

H2 = entalpia de la corriente de salida

Q = calor intercambiado por las corrientes

La temperatura de la reacción es 160 °C (433 °K), por lo que las entalpías de formación a ésta temperatura deben ser interpoladas. Cuando en esta Tabla no está disponible para determinados compuestos, su entalpía de formación se determina por el método de K.K. Verma y L.K. Doraiswamy(17).

Este método consiste en calcular la entalpía de formación a una temperatura dada, para un compuesto, como la suma de las entalpías de formación de los grupos estructurales que forman ese compuesto. Las entalpías de formación de los grupos estructurales se calculan como:

$$(\Delta H^{\circ}_f)_T = A + B \cdot T$$

donde: $(\Delta H^{\circ}_f)_T$ = entalpía de formación para el grupo, Kcal/(g)(mol)

A, B = constantes determinadas de la Tabla 7.6 (a y b)

T = temperatura, °K

En resumen, el procedimiento se realiza en cinco pasos:

1. Determinar la temperatura para el cálculo.
2. Consultar la Tabla 7.5.
3. Para los compuestos que no se encuentren en la Tabla 7.5, consultar la Tabla 7.6, y determinar los valores de A para todos los grupos, luego sumar estos valores de A.
4. Similarmente al paso 3, determinar los valores de B y sumarlos.
5. Calcular la entalpía de formación de compuesto como:

$$(\Delta H^{\circ}_f)_T = \Sigma A + T \cdot \Sigma B$$

Entalpía de formación de compuestos inorgánicos

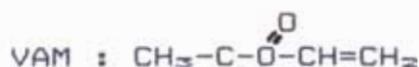
En este caso se usa la Tabla 7.7. De esta Tabla se obtiene las entalpías de formación para el agua y el dióxido de carbono. Al igual que para el caso anterior, para temperaturas entre los valores mostrados, se puede interpolar.

A continuación se muestran los valores obtenidos de las entalpías de formación:

Compuesto	ΔH°_f a 160 °C	Fuente
Etileno	11.5621	Tabla 7.5
Ac. acético	-104.9778	Tabla 7.5
Agua	-58.1192	Tabla 7.7
Dióxido de C.	-94.0766	Tabla 7.7

* ΔH°_f a 160 °C (433 °K) del VAM.

Se usan las Tablas 7.6a y 7.6b. Se considera que el VAM está formado por cuatro grupos estructurales, los cuales se muestran en la siguiente Tabla:



Grupo	A	B
-CH ₃	-8.948	-0.00436
-CH=CH ₂	16.323	-0.00436
>C=O	-31.505	0.00007
-O-	-24.200	0.00000
	$\Sigma A = -48.330$	$\Sigma B = -0.00866$

Luego ΔH°_f del VAM = -52.0798 Kcal/molgr a 160 °C.

Con los valores determinados para todos los compuestos, se determinan los calores de reacción para las reacciones I y II, y estos valores son:

- Reacción I: -16.78328 Kcal/molgr VAM producido

- Reacción II : -315.9537 Kcal/molgr etileno oxidado

Calculo del calor de reacción.

Se tiene del balance de materia (Tabla 7.3):

- VAM producido : 36.6052 Kmol/hr

- etileno oxidado : 23.6546 Kmol/hr

finalmente los calores de reacción serán:

- Reacción I : -614,354.872 Kcal/hr

- Reacción II : -7,473,760.465 Kcal/hr

Calor de reacción total : -8,088,115.338

Kcal/hr

* *Generación de vapor.*

La gran cantidad de calor exotérmico generada en el reactor, es aprovechada por agua, que fluye por la coraza, para producir vapor, el mismo que será usado en el proceso (rehervidores, calentadores, vaporizadores).

Se asume que el agua ingresa al reactor, a 210 psi, tiene una caída de presión de 10 psi, y por lo tanto sale a 200 psi, como vapor saturado. La cantidad de vapor generado en el reactor será:

$$m = \frac{Q}{(h_2 - h_1)}$$

donde: Q = calor de reacción, Kcal/hr

h_1 = entalpía específica del agua saturada, a 210 psi, Kcal/Kg

h_2 = entalpía específica del vapor saturado, a 200 psi, Kcal/Kg

m = vapor generado, Kg/hr.

- Q = 8,088,115.338 Kcal/hr

- h_1 = 359.49 btu/bl = 199.54 Kcal/Kg
(Tabla A.6)

- h_2 = 1198.40 btu/lb = 665.19 Kcal/Kg
(Tabla A.6)

Luego: m = 17,369.52 Kg/hr

7.7.3 Requerimientos de agua de enfriamiento y vapor.

El agua de enfriamiento que se utilizará será de pozo. En cuanto al vapor se usarán dos tipos: de alta y baja presión, es decir de 200 lb/pulg² y 100 lb/pulg² respectivamente. Los únicos intercambiadores que usan vapor de alta serán E-2A y E-2B (ver Fig. 7.1), los demás usarán vapor de baja presión.

A continuación se describe la forma en que se determinaron estos requerimientos:

Agua de enfriamiento. A excepción de los intercambiadores E-9B y E-20B, en los cuales el gradiente de temperatura para el agua es de 4 °C (de 20 a 24 °C), siendo para los demás intercambiadores el gradiente de 15 °C (de 20 a 35 °C).

Estas especificaciones se basan en la recomendación de que la temperatura de salida del fluido que se enfría no debe ser menor que la temperatura de salida del agua de enfriamiento (18).

Luego, el requerimiento de agua de enfriamiento en un intercambiador será:

$$m = \frac{Q}{15} \quad \text{ó} \quad m = \frac{Q}{4}$$

donde: Q = calor de intercambio, Kcal/hr

m = requerimiento de agua, Kg/hr

Vapor. El requerimiento será:

$$m = \frac{Q}{(h_1 - h_2)}$$

donde: Q = calor de intercambio, Kcal/hr

h_1 = entalpía específica del vapor

saturado, a T y P de entrada, Kcal/Kg

h_2 = entalpía específica del agua saturada, a T y P de salida, Kcal/Kg
 m = requerimiento de vapor, Kg/hr

Los calores de intercambio se muestran en la Tabla 7.4.

En la Tabla 7.8, se muestran los requerimientos de agua de enfriamiento y vapor. De esta Tabla podemos observar que los requerimientos son:

- agua de enfriamiento : 1,715,417 Kg/hr
- vapor de 200 psi. : 9,797 Kg/hr
- vapor de 100 psi. : 23,617 Kg/hr

Como se mencionó anteriormente, el vapor generado en el reactor se usará en el proceso, por lo que los 17,369.52 Kg/hr. de vapor saturado a 200 psi., tendrán el siguiente uso:

- vapor de 200 psi. : 9,797.00 Kg/hr
- vapor de 100 psi. : 7,572.52 Kg/hr

total vapor generado : 17,369.52 Kg/hr

De aquí se concluye que la demanda de vapor de 200 psi., se cubre totalmente por la producción de la planta.

Por otro lado se producirán 7,572.52 Kg/hr. de vapor de 100 psi., por lo que el requerimiento no cubierto por la planta es de 16,044.48 Kg/hr.

Además el requerimiento de agua de enfriamiento será: los 1,715,417 Kg/hr. de los intercambiadores más los 17,369.52 Kg/hr. necesarios para generar el vapor en el reactor, lo cual da un requerimiento total de 1,732,786.52 Kg/hr.

TABLA 7.8

REQUERIMIENTOS DE AGUA DE ENFRIAMIENTO Y VAPOR

DESIGNACION	SERVICIO	Q (kcal/hr)	Flujo (+) (kg/hr)	Flujo (&) (kg/hr)
E-1	VAPOR (*)	1,367,340		2917
E-2A	VAPOR (*)	1,363,610		2909
E-2B	VAPOR (*)	3,224,970		6880
E-3A	AGUA	5,185,094	345673	
E-3B	AGUA	927,280	61819	
E-3C	AGUA	1,407,470	93831	
E-4	VAPOR	248,686		504
E-5	AGUA	12,153	810	
E-6	VAPOR	1,763,772		3573
E-7	AGUA	4,208,157	280544	
E-8	VAPOR	2,477,130		5018
E-9A	AGUA	128,171	8545	
E-9B	AGUA	40,841	10210	
E-10	VAPOR	52,512		106
E-11	AGUA	195,401	13027	
E-12	VAPOR	169,961		344
E-13	VAPOR	132,692		269
E-14	AGUA	355,538	23703	
E-15	VAPOR	374,796		759
E-16	AGUA	62,274	4152	
E-17	AGUA	12,110,327	807355	
E-18	VAPOR	6,439,585		13044
E-19	AGUA	584,423	38962	
E-20A	AGUA	62,362	4157	
E-20B	AGUA	16,141	4035	
E-21	AGUA	278,921	18595	

Total de agua enfriamiento
 (agua de pozo)(kg/hr)..... 1,715,417
 Total de Vapor de alta Presión
 (@ 200 lb/pulg²)..... 12,706
 Total de Vapor de baja Presión
 (@ 100 lb/pulg²)..... 23,617

(*) El vapor que se usa es de 200 lb/pulg².,
 en los demás casos el vapor es de 100 lb/pulg².

(+) Esta columna resulta de $Q = m(t_2 - t_1)$

(&) Esta columna resulta de $Q = w(h_2 - h_1)$

7.8 Diseño de equipos.

Todas las ecuaciones utilizadas en este sub-capítulo se encuentran en el Apéndice D.

7.8.1 Reactor. (ver Apéndice D.4).

Se tienen los siguientes valores:

- $Q = -8,088.115.338$ Kcal/hr (ver 7.7.2)
- $T_1 = 196.58$ °C, a 210 psi.
- $T_2 = 194.32$ °C, a 200 psi.

La mezcla reaccionante ingresa al reactor a 160 °C ($T_{\text{reocio}} + 5$ °C), y sale a la misma temperatura por tratarse de una reacción isotérmica(17).

Por lo tanto:

- $t_1 = 160$ °C.
- $t_2 = 160$ °C.

Con éstas especificaciones el LMTD será 35.44 (ec. D.15).

Cálculo de U_D . Por tratarse el reactor como el "corazón" del proceso, su diseño requiere de cálculos más minuciosos, por lo que el U_D será determinado con las ecs. D.16 al D.19. Se considerarán las siguientes asunciones:

- tubos de 3/4" DE, arreglo triangular de 15/16", de 14 BWG, de 16 pies de longitud, además inicialmente se supondrán 1240 tubos.
- $h_o = 2000$ btu/hr.pie².°F. (dado que el fluido por la coraza es agua que se está vaporizando)
- $R = 0.0006$, por tratarse de un vapor orgánico.
- Para efectos del cálculo de las propiedades del fluido (C_p, μ, K), dentro de los tubos (PM = 45-46), se tomará un vapor de peso molecular, similar, cuyas propiedades se considerarán semejantes al vapor que fluye por los tubos.

El vapor que se eligió fué el propano (PM = 44).

Datos numéricos: (todas las tablas y figuras se refieren a los Apéndices A y D).

- $D_o = 0.750''$ (Tabla D.4)
- $D_i = 0.584''$ (Tabla D.4)
- $K = 0.0164$ btu/hr.pie. $^{\circ}$ F (Tabla A.2)
- $F = 60737$ Kg/hr (balance de materia)
- $\mu = 0.0115$ cp (Fig. A.2)
- $C_p = 0.53$ btu/lb. $^{\circ}$ F (Fig. A.1)
- $K_m = 25.4$ btu/hr.pie. $^{\circ}$ F (acero a 160 $^{\circ}$ F)
(Tabla A.1)
- $\mu_1 = 0.0123$ cp (Fig. A.2)

Con todos estos datos, asunciones y las ecuaciones mencionadas anteriormente, se obtiene:

$$U_D = 253.1 \text{ Kcal/hr.m}^2.\text{ }^{\circ}\text{C}$$

Comprobación: Si se mantiene el diámetro y longitud de los tubos, la única variable a comprobar sería el número de tubos (para ver si el valor asumido es correcto). Con el U_D determinado antes, el área sería:

$$A_{\text{REACTOR}} = 10729 \text{ pies}^2.$$

Luego el número de tubos tendría que ser de 3415, que según la Tabla D.3, Ap. D., no corresponde a un diseño estándar. Esto conduce a la existencia de más de un reactor en paralelo.

Luego de varias pruebas se encontró que el número de reactores adecuado a este sistema sería de 3.

Conclusión: Material : 304/304 (coraza/tubos)
Número de reactores en paralelo = 3

CORAZA

- DI = 37 pulg
- pasos = 1

TUBOS

- Número y longitud - 1240,
16' 0"
- DE, BWG, paso = 3/4", 14
BWG, 15/16" en triangulo
- pasos = 1

Flujo en paralelo.

7.8.2 Recipientes a presión (Ver Apéndice D.2). Los resultados que siguen a continuación no incluyen a: absorbedor, scrubber, columnas de destilación ni tanques de almacenamiento. Por lo tanto sólo incluye al separador líquido-vapor (D-1), al separador líquido-líquido (D-2) y a los 4 acumuladores de tope (D-3,4,5,6).

Se asumen los tiempos de retención en: 15 min. para los 2 separadores y en 5 min. para los acumuladores. Se incluye la determinación del espesor y peso (de carcasa y cabezales) de cada uno de los recipientes, debido a que para la determinación de costos de inversión se requieren conocer estos datos.

La Tabla 7.9 resume todas las variables involucradas en el diseño de los recipientes, así como los valores particulares para cada recipiente, además se incluye el tipo de material de construcción recomendado.

7.8.3 Columnas. El diseño del absorbedor, el scrubber y las columnas de destilación, se realizará de manera similar. El número de platos ideales de cada columna se determinó en 7.6.3 y 7.6.4. Por lo tanto para el diseño final, tan sólo falta definir: el número de platos reales (en base a la eficiencia) y el diámetro.

El método de diseño se muestra en el Apéndice D.1. La Tabla 7.10, muestra los parámetros de diseño así como los resultados del mismo.

7.8.4 Intercambiadores de calor. Para su diseño se usa el Apéndice D.3. Los parámetros de diseño se determinan como sigue:

- los calores Q , se encuentran en la Tabla 7.4, (ver 7.7.1).
- los valores de F_c y los LMTD se muestran en la Tabla 7.11, y son función de las temperaturas

del proceso, que también se muestran en dicha Tabla.

- los coeficientes globales de transferencia U_D se fijan de acuerdo al tipo de sistema, en base a la Tabla D.2. Los valores usados para cada intercambiador, se muestran en la Tabla 7.12.

Las superficies determinadas, así como diámetros de corazas, de tubos, número de tubos, longitud, BWG y tipo de material, se muestran en la Tabla 7.13.

7.8.5 Bombas. La secuencia seguida para el diseño de las bombas se muestra en el Apéndice D.5.

En toda la planta se usan bombas centrífugas. La Tabla 7.14, muestra un resumen de los valores de las variables de diseño y los resultados de dichos cálculos, que incluyen la determinación de la potencia teórica así como de la potencia real.

7.8.6 Compresor. Este equipo se utiliza en la corriente de reciclo de etileno (corriente N° 88), para alcanzar la presión deseada (80 psi) y unirse a la alimentación fresca (corriente N° 3), proveniente de la planta de etileno.

La selección del tipo de compresor así como su diseño se muestran en el Apéndice D.6. A continuación se indican los parámetros de diseño usados:

- $P_2 = 80 \text{ psi} = 5.660 \text{ bars}$
- $P_1 = 15 \text{ psi} = 1.035 \text{ bars}$
- $s = 1.05 = 1$
- $R = \rho = 5.47$
- $PTA = 131.13 \text{ cv} \quad (\text{ec. D.27})$
- $E = 89\% \quad (\text{Fig. D.7})$
- $P_{real} = 147.34 \text{ cv}$
- $T_2 = 414 \text{ °K} = 141 \text{ °C} \quad (\text{ec. D.29})$
- $\Delta T_a = 130.3 \text{ °C} \quad (\text{ec. D.30})$
- $T_{2a} = 155.3 \text{ °C} \quad (\text{ec. D.31})$
- Material : acero inoxidable tipo 304.

TABLA 7.9
RECIPIENTES A PRESION

	D-1	D-2	D-3	D-4	D-5	D-6
T_1 , °C	50	25	70.7	61.8	77.2	100.4
P_1 , psi	75	14.7	15.7	15.26	15.26	15.64
F , kg/hr	44,442.71	---	30,814.4	1,258.5	3,975	31,734.1
d_1 , kg/m ³	1,040.4	---	976.8	959.4	933.5	1,008.5
θ , hr	0.25	0.25	0.08	0.08	0.08	0.08
V_L , m ³	10.68	---	2.6	0.11	0.36	2.62
F_L , Z	60	---	80	80	80	80
V , m ³	17.8	---	3.3	0.14	0.45	3.28
F_1 , kg/hr	---	4,833.07	---	---	---	---
F_2 , kg/hr	---	1,460.41	---	---	---	---
d_1 , kg/m ³	---	968.1	---	---	---	---
d_2 , kg/m ³	---	1,005.6	---	---	---	---
V_1 , m ³	---	1.25	---	---	---	---
V_2 , m ³	---	0.36	---	---	---	---
V , m ³	---	1.77	---	---	---	---
L/D	2.7	2.4	2.5	1	3	2.5
L, m	5.4	2.4	3.0	0.6	1.8	3.0
D, m	2.0	1.0	1.2	0.6	0.6	1.2
t, bars	1,195	1,318	1,195	1,195	1,195	1,125
a	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0
P, bars (§)	5.7	1.1	1.2	1.2	1.2	1.2
e_b , mm (§§)	8.0	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0
W_1 , kg (+)	2,134.1	355.7	533.5	53.4	160.1	533.5
W_2 , kg (++)	560	108	168	18	18	168
W_T , kg (+++)	2,694.1	463.7	701.5	71.4	178.1	701.5
Material	SA240-304	SA240-304	SA240-304	SA240-304	SA240-304	SA240-304

(§) Considera 10% más sobre la presión de trabajo

(§§) Incluye 3 mm de tolerancia por corrosión

(+) Peso de la carcaza

(++) Peso de los cabezales

(+++) Peso total del recipiente

Leyenda (Tabla 7.9):

T_1	=	temperatura de entrada
P_1	=	presión en la entrada
F	=	flujo de salida del líquido
d_L	=	densidad del líquido de salida
θ	=	tiempo de residencia
V_L	=	volumen ocupado por el líquido
F_L	=	fracción líquida
V	=	volumen total del recipiente
F_1	=	flujo de salida del líquido de la fase 1
F_2	=	flujo de salida del líquido de la fase 2
d_1	=	densidad del líquido de salida de la fase 1
d_2	=	densidad del líquido de salida de la fase 2
V_1	=	volumen ocupado por la fase 1
V_2	=	volumen ocupado por la fase 2
V	=	volumen total del separador
L/D	=	relación longitud / diámetro
L	=	longitud del recipiente
D	=	diámetro del recipiente
t	=	máximo esfuerzo permisible del material de la pared
	=	coeficiente de soldadura
P	=	presión de operación
e_b	=	espesor de la pared
W_1	=	peso de la carcasa
W_2	=	peso de los cabezales
W_T	=	peso total del recipiente

TABLA 7.10
COLUMNAS DE ABSORCION Y DESTILACION

	A-1	A-2	C-1	C-2	C-3	C-4
μ_{medio}	0.29	0.024	-	-	-	-
M_A	45	37	-	-	-	-
$\mu_{A,medio,CP}$	0.56	0.74	-	-	-	-
$P_{A,medio,lb/pie^3}$	65.38	63.9	-	-	-	-
$E_D, \%$	60	60	-	-	-	-
a_D	-	-	3.89	3.32	1.99	0.68
a_B	-	-	3.36	1.47	27.41	3.43
a	-	-	3.6	2.2	7.4	1.53
μ, CP	-	-	0.39	0.33	0.30	0.37
$E, \%$	-	-	58.6	67.6	53.2	71
N_c	8.9	14.4	9.23	9.76	14.27	25
N_R	15	24	16	15	27	36
$p_r (\#)$	-	-	8	3	13	19
$V, m^3/s$	0.81	3.0	-	-	-	-
$d_L, kg/m^3$	1046	1048	976.8	959.4	933.5	1008.5
$d_V, kg/m^3$	5.58	1.56	-	-	-	-
C'	0.0427	0.0427	0.0537	0.0229	0.0229	0.0537
$D'_{m,D}, m$	1.33	1.86	-	-	-	-
$d_{V,D}, kg/m^3$	-	-	2.65	2.61	3.6	0.98
$d_{V,B}, kg/m^3$	-	-	2.39	1.76	2.1	2.5
$V_D, m^3/s$	-	-	3.23	0.13	0.31	9.0
$V_B, m^3/s$	-	-	3.22	0.10	0.21	8.35
$D'_{m,D}, m$	-	-	2.0	0.38	1.04	2.58
$D'_{m,B}, m$	-	-	1.94	0.49	0.74	3.14
$D, pies$	4.5	6.5	6.5	2.0	3.5	10.5
$H, pies$	31	44	40	20	31	79

(#) p_r : número de platos en la parte inferior de las columnas

Material : SA 240-304 (para todas las columnas)

Leyenda (Tabla 7.10):

m_{medio}	= fracción molar del soluto en el gas, en equilibrio con el líquido/fracción molar del soluto en el líquido
M_A	= masa molecular media del líquido
μ_{Amedio}	= viscosidad molar media del líquido
ρ_{Amedio}	= densidad del líquido
E_0	= eficiencia global de la columna
α_D	= volatilidad relativa del LK en el tope
α_R	= volatilidad relativa del LK en el fondo
	= $(\alpha_D \cdot \alpha_R)^{1/2}$
	= viscosidad de la alimentación líquida a la temperatura promedio de la torre
E	= eficiencia global de los platos
N_t	= número de platos teóricos
N_R	= número de platos reales
P_R	= número de platos en la parte inferior de la columna
V	= carga máxima de vapor
d_L	= densidad del líquido
d_v	= densidad del vapor
C'	= constante de espaciamiento entre platos
D'_m	= diametro de la torre
$d_{v,D}$	= densidad del vapor en la parte superior
$d_{v,B}$	= densidad del vapor en la parte inferior
V_D	= carga de vapor en la parte superior
V_B	= carga de vapor en la parte inferior
$D'_{m,D}$	= diametro de la torre en la parte superior
$D'_{m,B}$	= diametro de la torre en la parte inferior
D	= diametro de la torre
H	= altura de la torre

TABLA 7.11

TEMPERATURAS, LMTD Y FACTORES DE CORRECCION PARA
INTERCAMBIADORES DE CALOR

DESIGNACION	T1 (°C)	T2 (°C)	t1 (°C)	t2 (°C)	LMTD (°C)	R	S	F _c
E-1	194.32	194.32	123.90	185.00	30.21	0.00	0.87	1.00
E-2A	194.32	194.32	124.00	185.00	30.47	0.00	0.87	1.00
E-2B	194.32	194.32	185.00	184.50	9.57	0.00	0.00	1.00
E-3A	160.00	130.00	20.00	35.00	117.34	2.00	0.11	1.00
E-3B	130.00	100.00	20.00	35.00	87.29	2.00	0.14	1.00
E-3C	100.00	50.00	20.00	35.00	45.27	3.33	0.12	1.00
E-4	164.33	164.33	50.00	90.00	92.90	0.00	0.35	1.00
E-5	71.90	70.00	20.00	35.00	43.12	0.13	0.29	1.00
E-6	164.33	164.33	60.75	112.15	74.96	0.00	0.50	1.00
E-7	93.60	70.70	20.00	35.00	54.55	1.53	0.20	0.97
E-8	164.33	164.33	123.50	122.80	41.18	0.00	0.00	1.00
E-9A	70.10	36.00	20.00	35.00	24.31	2.27	0.30	0.84
E-9B	36.00	25.00	20.00	24.00	8.00	2.75	0.25	0.86
E-10	164.33	164.33	25.00	71.30	114.63	0.00	0.33	1.00
E-11	83.85	61.75	20.00	35.00	45.21	1.47	0.23	0.98
E-12	164.33	164.33	104.05	103.30	60.65	0.00	0.00	1.00
E-13	164.33	164.33	25.00	75.20	112.37	0.00	0.36	1.00
E-14	79.45	77.20	20.00	35.00	50.56	0.15	0.25	1.00
E-15	164.33	164.33	104.00	106.85	58.89	0.00	0.05	1.00
E-16	122.30	120.40	20.00	35.00	93.70	0.13	0.15	1.00
E-17	102.40	100.40	20.00	35.00	73.71	0.13	0.18	1.00
E-18	164.33	164.33	129.00	127.60	36.03	0.00	0.00	1.00
E-19	129.00	70.00	20.00	35.00	69.70	3.93	0.14	0.96
E-20A	77.20	36.00	20.00	35.00	27.02	2.75	0.26	0.85
E-20B	36.00	25.00	20.00	24.00	8.00	2.75	0.25	0.86
E-21	155.30	110.00	20.00	35.00	106.68	4.53	0.07	1.00

TABLA 7.12
COEFICIENTES GLOBALES DE TRANSFERENCIA DE CALOR

DESIGNACION	SISTEMA	U (Kcal/hr.m ² .°C)
E-1	Gas/Vapor condensante	200
E-2A	Líquido/Vapor condensante	700
E-2B	Líquido en ebullición/Vapor condensante	1000
E-3A	Líquido/Vapor condensante	700
E-3B	Líquido/Vapor condensante	700
E-3C	Líquido/Vapor condensante	700
E-4	Gas/Vapor condensante	200
E-5	Gas/Líquido	100
E-6	Líquido/Vapor condensante	700
E-7	Líquido/Vapor condensante	700
E-8	Líquido en ebullición/Vapor condensante	1000
E-9A	Líquido/Líquido	500
E-9B	Líquido/Líquido	500
E-10	Líquido/Vapor condensante	700
E-11	Líquido/Vapor condensante	700
E-12	Líquido en ebullición/Vapor condensante	1000
E-13	Líquido/Vapor condensante	700
E-14	Líquido/Vapor condensante	700
E-15	Líquido en ebullición/Vapor condensante	1000
E-16	Líquido/Líquido	500
E-17	Líquido/Vapor condensante	700
E-18	Líquido en ebullición/Vapor condensante	1000
E-19	Líquido/Líquido	500
E-20A	Líquido/Líquido	500
E-20B	Líquido/Líquido	500
E-21	Gas/Líquido	100

TABLA 7.13
DISEÑO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR

DESIGNACION	AREA (ft ²)	L (ft)	do (pulg)	BWG	Nt	Nt (**)
E-1	696	8.0	1.00	14	354	398
E-2A	688	8.0	1.00	14	354	398
E-2B (*)	3627	16.0	0.75	14	1192	1200
E-3A (*)	4756	20.0	0.75	14	1242	1330
E-3B	1143	8.0	1.00	14	582	644
E-3C	2205	16.0	1.00	14	543	574
E-4	144	8.0	1.00	14	73	76
E-5 (+)	30					
E-6	362	8.0	1.00	14	184	208
E-7	1223	8.0	1.00	14	623	644
E-8	647	8.0	1.00	14	330	398
E-9A	135	8.0	1.00	14	69	76
E-9B	128	8.0	1.00	14	65	76
E-10 (+)	7					
E-11	68	8.0	1.00	14	35	45
E-12 (+)	30					
E-13 (+)	18					
E-14	108	8.0	1.00	14	55	56
E-15	69	8.0	1.00	14	35	45
E-16 (+)	14					
E-17	2526	16.0	1.00	14	623	644
E-18	1924	12.0	1.00	14	639	644
E-19	188	8.0	1.00	14	96	112
E-20A	58	8.0	1.00	14	30	32
E-20B	51	8.0	1.00	14	26	32
E-21	290	8.0	1.00	14	139	166

(*) paso triangular

(**) estandarizado (TEMA)

(+) tipo doble tubo

Material: 304/304 (coraza/tubos)(coraza y tubos)
cs/304L (coraza/tubo)(doble tubo)

TABLA 7.14

DISEÑO DE BOMBAS

VARIABLES	B-1	B-2	B-3	B-4	B-5	B-6
Fluido	Ac. Acét.	Agua	Agua	Agua	Entrada a C-1	Reflujo de C-1
T (°C)	25.000	25.000	25.000	25.000	60.750	70.700
P1 (psi)	14.700	14.700	14.700	14.700	17.406	14.700
P2 (psi)	82.000	210.000	210.000	210.000	18.373	22.241
Z2 (m)	0.000	0.000	0.000	0.000	7.000	12.000
ρ (gr/cc)	1.049	0.869	0.869	0.869	1.042	0.976
H (m)	45.084	157.985	157.985	157.985	7.652	17.430
Qh (m ³ /hr)	2.014	359.910	359.910	359.910	61.750	22.140
K	1.250	1.100	1.100	1.100	1.100	1.200
Qc (m ³ /hr)	2.517	395.901	395.901	395.901	67.925	26.568
P (HP)	0.435	198.482	198.482	198.482	1.978	1.651
μ (cp)	1.133	0.766	0.766	0.766	0.656	0.392
ν (cSt)	1.080	0.882	0.882	0.882	0.630	0.401
E	0.170	0.700	0.700	0.700	0.700	0.580
Preal (HP)	2.558	283.546	283.546	283.546	2.826	2.847

(continúa...)

TABLA 7.14

VARIABLES	B-7	B-8	B-9	B-10	B-11	B-12
Fluido	Entrada a C-3	Reflujo de C-2	Reflujo de C-3	Entrada a C-4	Reflujo de C-4	Reciclo Ac. Acet.
T (°C)	25.000	61.750	77.200	122.300	100.400	129.000
P1 (psi)	18.373	14.700	14.700	17.986	14.700	20.284
P2 (psi)	18.373	16.230	16.230	19.340	15.642	81.991
Z2 (m)	5.000	6.000	10.000	14.000	24.000	0.000
ρ (gr/cc)	0.967	0.958	0.932	1.048	1.007	1.049
H (m)	5.000	7.122	11.154	14.908	24.657	41.337
Qh (m ³ /hr)	4.998	0.802	4.264	58.451	25.550	56.745
K	1.100	1.200	1.200	1.100	1.200	1.100
Qc (m ³ /hr)	5.498	0.962	5.117	64.296	30.660	62.419
P (HP)	0.097	0.024	0.194	3.670	2.781	9.888
μ (cp)	0.686	0.395	0.231	0.350	0.284	0.340
ν (cSt)	0.709	0.412	0.248	0.334	0.282	0.324
E	0.290	0.170	0.260	0.690	0.600	0.680
Preal (HP)	0.335	0.141	0.747	5.318	4.635	14.541

Material: Acero Inoxidable 316 (para todas las bombas)

Estimación del motor. A partir de la Tabla D.6 (Apéndice D.6), se obtiene que la potencia del motor es de 200 cv. Si se asume un % de utilización del motor igual al 75%, luego de la misma Tabla D.6 se tiene una eficiencia del motor del 91%.

El consumo de electricidad, se determina con la ec. D.32, y resulta:

- Consumo de electricidad = 119 KWh/h.

7.8.7 Tanques de almacenamiento. La metodología seguida se muestra en el Apéndice D.7. Debe mencionarse que se asumen 45 días como ciclo de descarga de los tanques, debido a que es un tiempo suficiente como para tener un "stock" de materiales. Esto debido a el posible caso de una escases de materia prima, o una parada de planta, durante la cual se deja de producir, no se puede dejar de abastecer al mercado.

A continuación, se resume el diseño de los tanques:

Tabla 7.15

	TK-1	TK-2
Fluido	Acido acético	VAM
Temperatura (°C)	25	25
Presión (psi)	14.7	14.7
M,	60	86
n, días	45	45
F, Kmol/hr	35.2091	36.4073
ρ , Kg/m ³	1049	932
V, m ³	2175	3628
Material	aluminio	acero al carbono

* Nomenclatura de acuerdo al Apendice D-7.

7.9 Materiales de construcción.

Según la información y los reportes del funcionamiento, de plantas ya existentes se observó que el proceso está virtualmente libre de corrosión. Las condiciones de operación se fijan cuidadosamente para evitar el uso de aleaciones muy costosas en la

fabricación de los equipos. La mayor parte de la planta se construye de acero inoxidable.

Los tanques de almacenamiento son de acero al carbono y el tanque para almacenar el ácido acético glacial es de aluminio.

En el presente trabajo se trató de mantener estas recomendaciones, dado los buenos resultados que tienen. Así las columnas, recipientes a presión, intercambiadores de calor, bombas, reactores, compresor son de acero inoxidable. Por otro lado el tanque de almacenamiento del producto VAM es de acero al carbono y el de materia prima ácido acético es de aluminio. Esto que se acaba de mencionar se puede ver también en las tablas que muestran los resultados del diseño de los equipos, (Secciones 7.8.1 al 7.8.7).

7.10 Requerimiento de Materia Prima.

Las materias primas que se requiere para la manufactura de Acetato de Vinilo son: etileno, oxígeno y ácido acético.

En la Tabla 7.16 se muestran los requerimientos anuales de dichas materias primas, para una producción de 25,000 TM/año de VAM.

Tabla 7.16

Requerimiento de Materia Prima

NOMBRE	CORRIENTE N°(*)	Kmol/hr	TM/Año
Etileno	3	65	14,428
Oxígeno	1	89	22,649
Ac. Ac.	5	35	16,731

(*) esta numeración esta de acuerdo al diagrama de procesos ver Fig. 7.1

7.11 Requerimientos de servicios e insumos.

Además de las materias primas (etileno, ácido acético y oxígeno), para el normal funcionamiento de la planta se requieren servicios (agua de enfriamiento, vapor y electricidad) insumos como, la hidroquinona

(inhibidor de polimerización), reactivos químicos como inhibidores (para el agua de enfriamiento), catalizador y agua de proceso (como absorbente en el scrubber).

Estos requerimientos serán, para un factor de servicio de 7920 hr/año, los siguientes:

Vapor. Se usa en los intercambiadores (vaporizadores, rehervidores y calentadores). El vapor que se requiere es saturado a 100 lb/pulg², y su demanda es:

- Requerimiento de vapor saturado a 100 lb/pulg²:

$$\begin{aligned} \text{(ver seccion 7.7.3)} &= 16,060 \text{ Kg/hr.} \\ &= 127,195.2 \text{ TM/año} \end{aligned}$$

Agua de enfriamiento. Debido a que se requiere gran cantidad de agua de enfriamiento para la planta (1,732,786 Kg/hr), se requiere de un medio para reenfriar y recircular el agua caliente que sale de los intercambiadores. El tipo de enfriamiento será mediante una torre de enfriamiento con una corriente natural de aire, y hecha de concreto.

Se supone que un 10% del volumen total que ingresa a la torre se pierde por evaporación, por lo que ese 10% debe ser repuesto con agua fresca de tanque.

- Requerimiento de agua de enfriamiento:

$$\begin{aligned} &= 173,279 \text{ Kg/hr.} \\ &= 1,372,370 \text{ TM/año} \end{aligned}$$

Electricidad. El consumo total será el de los motores de las bombas y el motor del compresor.

Se asumirá una eficiencia promedio del 90% para todos los motores de las bombas. El consumo total de electricidad por las bombas será:

$$\text{Kwh/h} = 0.736 P_{\text{total}}/E \quad (E = 0.90)$$

donde: $P_{\text{total}} = 936.8 \text{ HP}$ (ver Tabla 7.13)

Finalmente los requerimientos serán:

- por motores de bombas : 766 Kwh/h
- por motor del compresor : 119 Kwh/h (ver 7.8.6)

TOTAL885 Kwh/h

TOTAL ANUAL.....7,009,200 Kwh/año

Hidroquinona. Según los fabricantes (1), el requerimiento promedio es de 15 ppm.

- demanda de hidroquinona = 15 ppm ó 15 mgr/lt. VAM
- densidad del VAM = 0.932 gr/cc. a 25 °C y 14.7 psi.
- cantidad total de VAM = 25,000 TM/año

Requerimiento anual de hidroquinona:

402.4 Kg/año.

Inhibidores (para el agua de enfriamiento). Se asumirá que el costo total en la compra de éstos inhibidores ascenderá al 5% anual, del capital de inversión (FOB) de la torre de enfriamiento.

Por ejemplo, si la torre de enfriamiento costara 500,000 en Julio de 1991, el costo de inhibidores será 25,000/año.

Catalizador. Supongamos que se cumple la siguiente relación para poder determinar la demanda de catalizador:

$$\frac{C_2}{C_1} = \frac{V_2}{V_1}$$

donde:

C_1 = grs. de catalizador/tubo, (según patente)

C_2 = grs. de catalizador/tubo, (nivel industrial)

V_1 = volumen interno de un tubo (según patente)

V_2 = volumen interno de un tubo (nivel industrial)

donde:

$$V_x = \frac{\pi d_x^2 L_x}{4} \quad \begin{array}{l} L = \text{longitud del tubo} \\ d = \text{diámetro interno 1 tubo} \end{array}$$

además sea:

$$\frac{L_2}{L_1} = \frac{d_2}{d_1}$$

se tiene: $d_1 = 8\text{mm}$; $d_2 = 0.584 \text{ pulg.}$

$L_2 = 16 \text{ pies.}$

luego, $L_1 = 8.63 \text{ pies.}$

de donde : $V_1 = 8.068 \text{ pulg}^3$ y $V_2 = 51.43 \text{ pulg}^3$

Además $C_1 = 10$ grs., según Patente(10).

a partir de estos datos obtenemos:

$$C_2 = 63.75 \text{ grs. catalizador/tubo}$$

demanda total para 3720 tubos (1240 tubos/reactor x 3 reactores) será: 237.15 Kg/tiempo de vida

tiempo de vida = 2 años, según experiencias de planta(9)

$$\text{REQUERIMIENTO ANUAL} = 118.6 \text{ Kg/año}$$

Agua de proceso. Se usa como absorbente en el scrubber (corriente N° 26).

La demanda será: 54.8007 Kmol/hr ó

$$986.4 \text{ Kg/hr}$$

$$\text{REQUERIMIENTO ANUAL} = 7,812.3 \text{ TM/año}$$

**VIII
ESTUDIO ECONOMICO**

8.1 Bases económicas del proyecto.

8.1.1 Generalidades.

- * Factor de servicio : 7920 hr/año
- * Año cero (0) : 1995
- * Años de operación de la planta : 10

8.1.2 Costos de Materias Primas y Precio del Producto.

- * Acido acético : 1157 US\$ FOB/TM (19)
- * Etileno : 325 US\$ FOB/TM (19)
- * Oxígeno : 100 US\$ FOB/TM (19)
- * VAM : 1503 US\$ FOB/TM (19)

8.1.3 Costos Variables.

- * Electricidad : 0.1 US\$/Kwh
- * Vapor Saturado @ 100 psi: 12 US\$/TM
- * Agua de enfriamiento : 0.05 US\$/TM
- * Catalizador : 50 US\$/TM
- * Hidroquinona : 5827 US\$/TM
- * Inhibidores : 5% del costo FOB de torre de enfriamiento
- * Agua de Proceso : 2.50 US\$/TM

8.1.4 Costos Fijos.

- * Mano de obra directa

Se asumirá el siguiente personal:

Sección Síntesis

Cargo	Número	Sueldo (US\$/mes)	Total (US\$)
Operario	9	350	3150
Ingeniero	4	800	3200
Asistente	1	400	400
Jefe	1	1000	1000
TOTAL MENSUAL : \$			7,750
TOTAL ANUAL (*): \$			108,500

(*) Se consideran 14 sueldos al año

Sección Purificación

Cargo	Número	Sueldo (US\$/mes)	Total (US\$)
Operario	12	350	4200
Ingeniero	4	800	3200
Asistente	1	400	400
Jefe	1	1000	1000
TOTAL MENSUAL : \$			8,800
TOTAL ANUAL (*): \$			123,200

(*) Se consideran 14 sueldos al año

TOTAL MANO DE OBRA DIRECTA: US\$ 231,700

MANTENIMIENTO: 3% del costo de capital
instalado/año

SUPERVISION : 10% de la mano de obra directa

LABORATORIO E INVESTIGACION: 10% de la mano de
obra directa

8.2 Costos de Material y Equipo FOB.

En la Tabla 8.1 se muestran los costos FOB de todos los equipos de la planta, los precios están actualizados a Julio de 1991 y se han determinado conforme al Apendice E. Además se añade un 18% por instrumentación y 66% por tuberías y cañerías, estos porcentajes se basan en el libro de Peters (20).

La suma de estos tres rubros: equipos, instrumentación y tuberías, dá la inversión FOB de la planta de VAM.

8.3 Inversión de Capital Fijo.

La Tabla 8.2 muestra el esquema bajo el cual se determinó la inversión de capital fijo, de tal modo que la planta de VAM sea instalada en el Perú. Se incluyen: repuestos, fletes, seguros, impuestos, derechos de aduana (aranceles), etc. De este modo se obtiene la inversión de capital fijo total para la instalación en el Perú de la planta de VAM.

TABLA 8.1
COSTOS DE EQUIPOS

1. COLUMNAS
a. Carcaza

EQUIPO	COSTO BASE (US \$)	COSTO CORREGIDO (‡) (US \$)	COSTO ACTUAL (US \$)
A-1	58,000	128,913	135,782
A-2	89,000	220,701	232,461
C-1	89,000	208,438	219,544
C-2	40,000	68,348	71,990
C-3	50,000	111,131	117,053
C-4	220,000	556,831	586,501
COSTO TOTAL (US \$):			1,363,331

(‡) Por altura y material (ver Ap. E.1)

-Fecha base : Octubre 1988, Índice de costos : 379.1

-Fecha actual : Julio 1991, Índice de costos : 399.3

b. Platos

EQUIPO	COSTO BASE (+) (US \$)	COSTO CORREGIDO (‡) (US \$)	COSTO ACTUAL (US \$)
A-1	450	23,625	26,487
A-2	700	47,040	52,739
C-1	700	37,632	42,191
C-2	300	15,750	17,658
C-3	400	30,240	33,904
C-4	1,175	116,071	130,134
COSTO TOTAL (US \$):			303,114

(+) Son costos/plato (\$/plato)

(‡) Por material y por numero de platos (ver Ap. E.1)

-Fecha base : Setiembre 1988, Índice de costos : 435.8

-Fecha actual : Julio 1991, Índice de costos : 488.6

2. RECIPIENTES A PRESION

EQUIPO	COSTO BASE (+) (US \$)	COSTO CORREGIDO (‡) (US \$)	COSTO ACTUAL (US \$)
D-1	4,742 (1.76)	13,278	27,287
D-2	975 (2.06)	2,861	5,880
D-3	1,389 (1.98)	4,162	8,553
D-4	162 (2.26)	486	999
D-5	403 (2.26)	1,208	2,483
D-6	1,389 (1.98)	4,162	8,553
COSTO TOTAL (US \$):			53,754

(+) Los valores en "()" indican el costo/peso (\$/kg.)

(‡) Por material y por espesor (ver Ap. E.2)

-Fecha base : Junio 1975, Índice de costos : 194.3

-Fecha actual : Julio 1991, Índice de costos : 399.3

3. INTERCAMBIADORES DE CALOR

EQUIPO	COSTO BASE (+) (US \$)	COSTO CORREGIDO (#) (US \$)	COSTO ACTUAL (US \$)
E-1	12,000	39,098	40,258
E-2A	12,000	39,098	40,258
E-2B(+)	18,000	101,399	104,409
E-3A(+)	18,000	118,449	121,965
E-3B	19,000	72,578	74,732
E-3C(+)	18,000	62,228	64,075
E-4	5,400	15,471	15,930
E-5(#)	610	1,217	1,253
E-6	6,500	28,031	28,863
E-7	23,000	87,858	90,466
E-8	10,000	32,582	33,549
E-9A	5,400	15,471	15,930
E-9B	5,400	15,471	15,930
E-10(#)	590	1,177	1,212
E-11	4,100	10,595	10,909
E-12(#)	610	1,217	1,253
E-13(#)	590	1,177	1,212
E-14	4,800	13,752	14,160
E-15	4,100	10,595	10,909
E-16(#)	590	1,177	1,212
E-17(+)	18,000	90,522	93,209
E-18(+)	18,000	77,271	79,564
E-19	6,500	18,622	19,175
E-20A	3,900	10,078	10,377
E-20B	3,800	9,819	10,110
E-21	6,500	23,655	24,357
		COSTO TOTAL (US \$):	925,280

- (+) Para estos intercambiadores, por tener superficies mayores de 1600 pies², su costo base se obtuvo considerando 1600 pies², y para su costo corregido además de los factores de corrección mencionados en el Ap. E.3, se incluye corrección por superficie. (Las superficies se pueden ver en la Tabla 7.12 del Cap.7.)
- (#) Intercambiadores de doble tubo, los demás son de coraza y tubos
- (*) Considera todos los factores de corrección descritos en Ap. E.3
- Para intercambiadores de coraza y tubos :
- Fecha base : Julio 1988, Índice de costos : 360.5
- Para intercambiadores de doble tubo :
- Fecha base : Enero 1975, Índice de costos : 190.7
- Para todos los intercambiadores :
- Fecha actual : Julio 1991, Índice de costos : 371.2

4. BOMBAS

EQUIPO	COSTO BASE (+) (US \$)	COSTO CORREGIDO (‡) (US \$)	COSTO ACTUAL (US \$)
B-1	1,188	1,188	1,358
B-2(&)	3,400	17,738	20,280
B-3(&)	3,400	17,738	20,280
B-4(&)	3,400	17,738	20,280
B-5	1,188	1,188	1,358
B-6	1,188	1,188	1,358
B-7	680	680	777
B-8	680	680	777
B-9	741	741	847
B-10	2,175	2,175	2,487
B-11	1,594	1,594	1,822
B-12	2,963	2,963	3,388
COSTO TOTAL (US \$):			75,012

(&) Para estas bombas, cuya potencia es mayor de 20 HP, su costo base se obtuvo considerando 20 HP, y para su costo corregido se considera escalamiento por potencia

(‡) Considera todos los factores de correccion descritos en Ap. E.4

-Fecha base : Noviembre 1988, Indice de costos : 466.2

-Fecha actual : Julio 1991, Indice de costos : 533.0

5. COMPRESOR Y MOTOR

EQUIPO	COSTO BASE (+) (US \$)	COSTO CORREGIDO (‡) (US \$)	COSTO ACTUAL (US \$)
COMPRESOR	60,000	84,000	214,940
MOTOR	9,500	9,500	20,318
COSTO TOTAL (US \$):			235,258

(‡) Considera todos los factores de correccion descritos en Ap. E.5

Para el compresor :

-Fecha base : Junio 1975, Indice de costos : 208.3

-Fecha actual : Julio 1991, Indice de costos : 533.0

Para el motor :

-Fecha base : Junio 1975, Indice de costos : 142.0

-Fecha actual : Julio 1991, Indice de costos : 303.7

6. TANQUES DE ALMACENAMIENTO

EQUIPO	COSTO BASE (+) (US \$)	COSTO CORREGIDO (‡) (US \$)	COSTO ACTUAL (US \$)
TK-1	100,000	140,000	287,710
TK-2	150,000	150,000	308,261
COSTO TOTAL (US \$):			595,971

(‡) Considera todos los factores de correccion descritos en Ap. E.6

-Fecha base : Junio 1975, Indice de costos : 194.3

-Fecha actual : Julio 1991, Indice de costos : 399.3

7. TORRE DE ENFRIAMIENTO

EQUIPO	COSTO BASE (+) (US \$)	COSTO CORREGIDO (‡) (US \$)	COSTO ACTUAL (US \$)
TE-1	270,000	276,114	286,134
COSTO TOTAL (US \$):			286,134

(‡) Considera todos los factores de correccion descritos en Ap. E.6

-Fecha base : Setiembre 1988, Indice de costos : 322.4

-Fecha actual : Julio 1991, Indice de costos : 334.1

A. COSTO TOTAL (FOB) DE EQUIPOS (\$ DE ENERO 1990) :	3,837,854
B. COSTO DE TUBERIAS Y CANERIAS (66% DE A) (19) :	2,532,984
C. COSTO DE LA INSTRUMENTACION (18% DE A) (19) :	690,814

COSTO TOTAL DE MATERIAL Y EQUIPO FOB (US\$). . . . :	7,061,651

TABLA 8.2

ESTIMADO DE INVERSION DE LA PLANTA DE ACETATO DE VINILO

RUBROS PRINCIPALES		MONTO (US\$)
1. Material y equipo FOB		7,061,651
2. Labor de montaje	10.0% de (1)	706,165
3. Gastos de construccion	20.0% de (1)	1,412,330
4. Diseno de ingenieria	35.0% de (1)	2,471,578
5. Supervision	15.0% de (1)	1,059,248
6. G. Generales y utilidad del contratista	9.5% de (1)	670,857
7. Catalizadores y productos quimicos	1.0% de (1)	70,617
8. SUBTOTAL 1		13,452,445
RUBROS ADICIONALES		
9. Repuestos	6.5% de (1)	459,007
10. Inspeccion	1.0% de (8)	134,524
11. Cambios de orden	5.0% de (8)	672,622
12. Fletes	12.0% de (1+9)	902,479
13. Seguros, embalaje y consulado	8.0% de (1+7+9)	607,302
14. SUBTOTAL 2		2,775,935
DERECHOS DE ADUANA E IMPUESTOS		
15. Arancel	15.0% de (1+9+12+13)	1,354,566
16. Sobretasa arancelaria	10.0% de (1+9+12+13)	903,044
17. Impuesto a la renta	35.0% de (4+5+6)	1,470,589
18. Impuesto General a las Ventas	14.0% de (1+3+7+9+12+13+ 15+16)	1,787,939
19. SUBTOTAL 3		5,516,138
20. TOTAL SIN CONTINGENCIAS		21,744,518
21. Contingencias	15.0% de (20)	3,261,678
22. TOTAL CON CONTINGENCIAS		25,006,196

8.4 DEPRECIACION

Se considerará una depreciación lineal a 10 años, con un valor de rescate igual a cero.

Teniendo en cuenta que la inversión de capital fijo fué de US\$ 25,006,196 entonces la depreciación será:

$$D = \frac{25,006}{10} = \text{M US\$ } 2,501$$

8.5 COSTO TOTAL DE PRODUCCION

8.5.1 Materia Prima. Las materias primas son: etileno, oxígeno y ácido acético. En la sección 8.1.2 se mencionan los precios unitarios de dichas materias primas. Así mismo los requerimientos anuales de las mismas se mencionó en la sección 7.10.

De acuerdo a lo anterior se elabora la Tabla 8.3.

Tabla 8.3

MATERIA PRIMA

MATERIA PRIMA	PRECIO UNITARIO (US\$/TM)	REQUERIMIENTO (TM/año)	COSTO ANUAL (M US\$/año)
Etileno	325	14,428	4,689
Oxígeno	100	22,649	2,265
Ac. Ac.	1157	16,731	19,358
COSTO TOTAL ANUAL DE MAT. PRIMA			M US\$ 26,312

8.5.2 Costos Variables. Los rubros que comprende son: electricidad, vapor saturado @ 100 psi, agua de enfriamiento, catalizador, hidroquinona, inhibidores de corrosión y agua de proceso. Los requerimientos anuales de cada uno se muestran en la sección 7.11, y los costos por unidad en la sección 8.1.3.

De acuerdo a lo anterior se elabora la Tabla 8.4.

Tabla 8.4

COSTOS VARIABLES

SERVICIOS (*)	PRECIO US\$/unid.	REQUERIMIENTO (unid./año)	COSTO ANUAL MUS\$/año
Vapor	12.00	127,195.000	1,526.000
Agua de enfr.	0.05	1,358,610.000	68.000
Electricidad	0.10	7,009,200.000	701.000
Catalizador	50.00	0.119	0.006
Hidroquinona	5827.00	0.402	2.300
Inhibidores de corrosión	---	---	14.000
Agua de proceso	2.50	7,812.000	20.000
TOTAL ANUAL DE COSTOS VARIABLES M US\$			2,331.306

(*) Todas las unidades están dadas en TM, excepto el rubro de electricidad dada en Kw-h.

8.5.3 *Costos Fijos.* De acuerdo a lo mencionado en 8.1.4 se tiene la Tabla 8.5.

Tabla 8.5

COSTOS FIJOS

DESCRIPCION	COSTO TOTAL ANUAL US\$/año
Mano de obra directa	231,700
Mantenimiento	750,186
Supervisión	23,170
Laboratorio e Invest.	23,170
TOTAL DE COSTOS FIJOS	US\$ 1,028,226

La Tabla 8.6 muestra los costos de producción anuales.

8.6 VENTAS

El único producto que se vende en ésta planta es el acetato de vinilo (VAM). La capacidad de la planta es de 25 MTM/año y operará a plena capacidad durante los 10 años que dure el proyecto. Por otro lado el precio unitario del VAM se mostró en 8.1.3.

La Tabla 8.7 muestra los ingresos anuales por ventas.

8.7 CAPITAL DE TRABAJO

Se asumirá que el capital de trabajo es equivalente a un mes del costo total de producción. En la Tabla 8.8 se puede ver el Capital de Trabajo.

8.8 FINANCIAMIENTO

Es importante señalar aquí que no se mencionará el nombre de ninguna institución que pueda financiar el proyecto, debido a que no podría financiar proyecto alguno sin antes tener conocimiento de que si es o no rentable.

Por lo tanto se supondrá una institución ficticia que financie el proyecto bajo las siguientes condiciones:

- % de financiamiento : 60%
- tipo de pago : amortización constante
- % de interés : 12%
- periodo de gracia : 0 años
- periodo de pago : 5 años

Por otro lado se considera una inflación de 4%.

La Tabla 8.9 muestra los cuadros de financiamiento tanto en moneda corriente como en moneda constante.

TABLA 8.9
 CUADRO DE FINANCIAMIENTO Y PAGO DE LA DEUDA

MONEDA CORRIENTE (M US \$)	Financiamiento(% de Inv.) = 60%					
	1995	1996	1997	1998	1999	2000
AÑOS CALENDARIO	0	1	2	3	4	5
AÑOS OPERACION						
DEUDA AL FINAL	9,737	7,790	5,842	3,895	1,947	0
AMORTIZACION		1,947	1,947	1,947	1,947	1,947
INTERES		1,168	935	701	467	234
PAGO		3,116	2,882	2,648	2,415	2,181
MONEDA CONSTANTE (M US \$ DEL AÑO 1995)						
AÑO CALENDARIO	1995	1996	1997	1998	1999	2000
AÑO OPERACION	0	1	2	3	4	5
DEUDA AL FINAL	9,737	7,490	5,401	3,462	1,665	0
AMORTIZACION		1,873	1,800	1,731	1,665	1,601
INTERES		1,124	864	623	400	192
PAGO		2,996	2,665	2,354	2,064	1,793

8.9 ESTADO DE PERDIDAS Y GANANCIAS

En la Tabla 8.10 aparece el Estado de Pérdidas y Ganancias del presente proyecto. Esta tabla se ha elaborado considerando: 60% de financiamiento y para los ingresos y egresos las consideraciones expuestas en 8.5 y 8.6.

Por otro lado se supone lo siguiente:

- gastos administrativos y de ventas: 1.5% del ingreso por ventas.
- reserva legal : 8% de la utilidad neta.
- utilidad retenida : 2% de la utilidad neta.

Además el impuesto a la renta es 35% vigente a *Julio de 1991*.

8.10 FLUJO NETO DE FONDOS

Con algunos de los datos que se presentan en la Tablas 8.8, 8.9 y 8.10 se elabora la Tabla 8.11, con la que se determinan los flujos netos de fondos, para cada año de operación de la planta y para el año cero.

Para este proyecto se considerará un costo de capital (COK) de 15%.

Al pie de la Tabla 8.11 se muestran los valores de: Valor Actual Neto (V.A.N.), Tasa Interna de Retorno (T.I.R.) y el tiempo de recupero en años, parámetros que "midan" la rentabilidad del proyecto.

Como se puede apreciar este proyecto es rentable, por lo que es viable la ejecución del mismo.

8.11 ANALISIS DE SENSIBILIDAD

Para poder formular una conclusión más precisa de la rentabilidad del proyecto se ha realizado un análisis de sensibilidad a tres parámetros:

- porcentaje de financiamiento
- precio del etileno
- precio del acetato de vinilo

En el primer caso se estudia la variación de: VAN, TIR y periodo de recupero, conforme varía el % de financiamiento desde 0 hasta 100% con intervalos de

10%. Los resultados se aprecian en la Tabla 8.12 y la Fig. 8.1.

En el segundo y tercer caso se analiza la variación de los índices de rentabilidad a medida que varía el precio del etileno y VAM respectivamente. Dicha variación se presenta de manera porcentual, de modo que 0% significa que el precio no ha variado, -10% que el precio ha disminuido en 10% y +10% que el precio se ha incrementado en 10%.

Los resultados se presentan en: Tabla 8.13A y Fig. 8.2 (segundo caso), y Tabla 8.13B y Fig. 8.3 (tercer caso).

TABLA 8.12
SENSIBILIDAD AL % DE FINANCIAMIENTO

% FINANCIAMIENTO	V A N (MM US\$)	T I R (%)	RECUPERO (años)
0.0	1.664	16.6	9.19
0.1	2.051	17.0	9.00
0.2	2.439	17.5	8.76
0.3	2.826	18.0	8.52
0.4	3.213	18.6	8.28
0.5	3.601	19.2	8.04
0.6	3.988	19.9	7.82
0.7	4.376	20.7	7.61
0.8	4.763	21.6	7.40
0.9	5.151	22.6	7.19
1.0	5.538	23.8	6.99

SENSIBILIDAD AL FINANCIAMIENTO

FIGURA 8.1

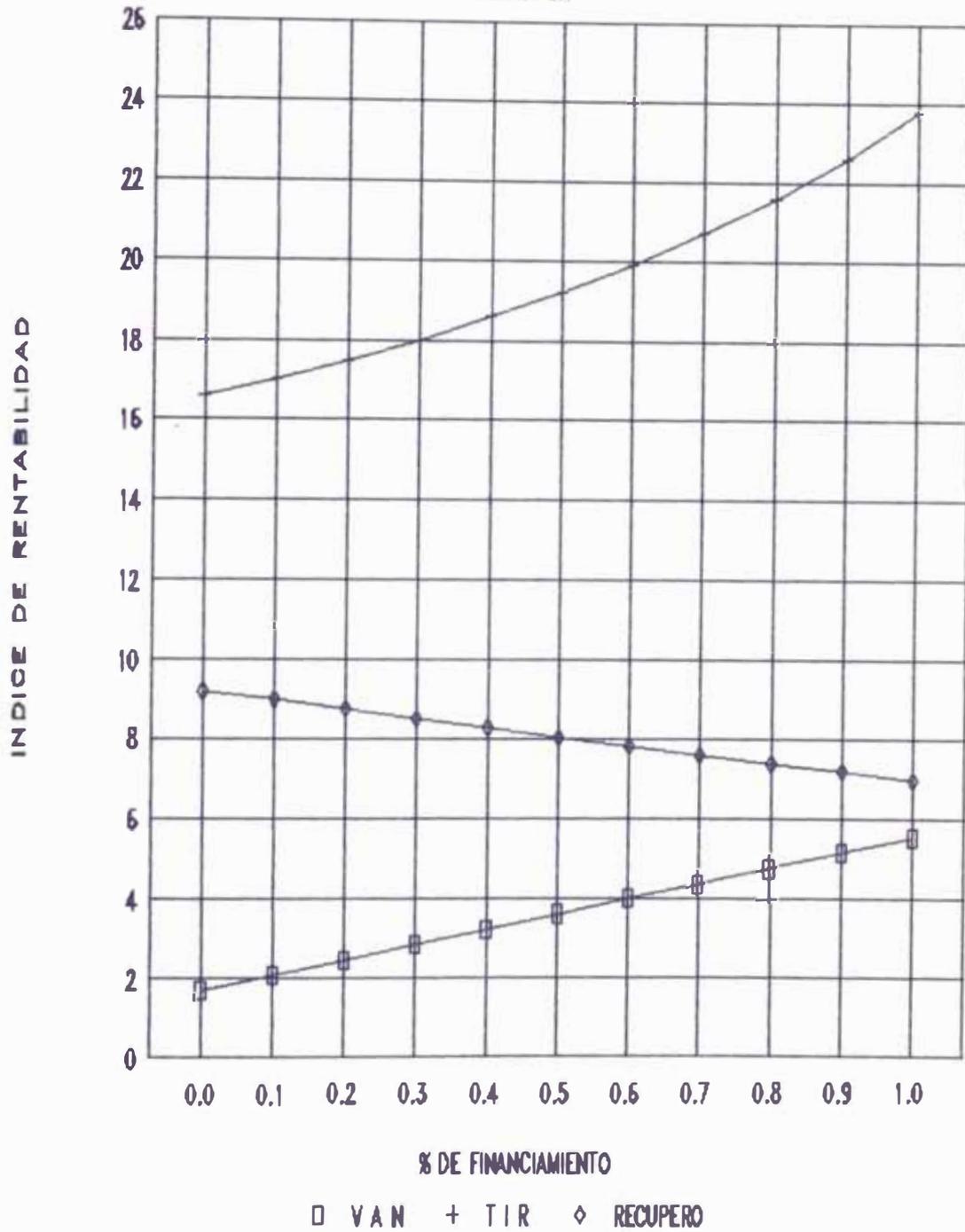


TABLA 8.13
 A. SENSIBILIDAD AL PRECIO DEL ETILENO

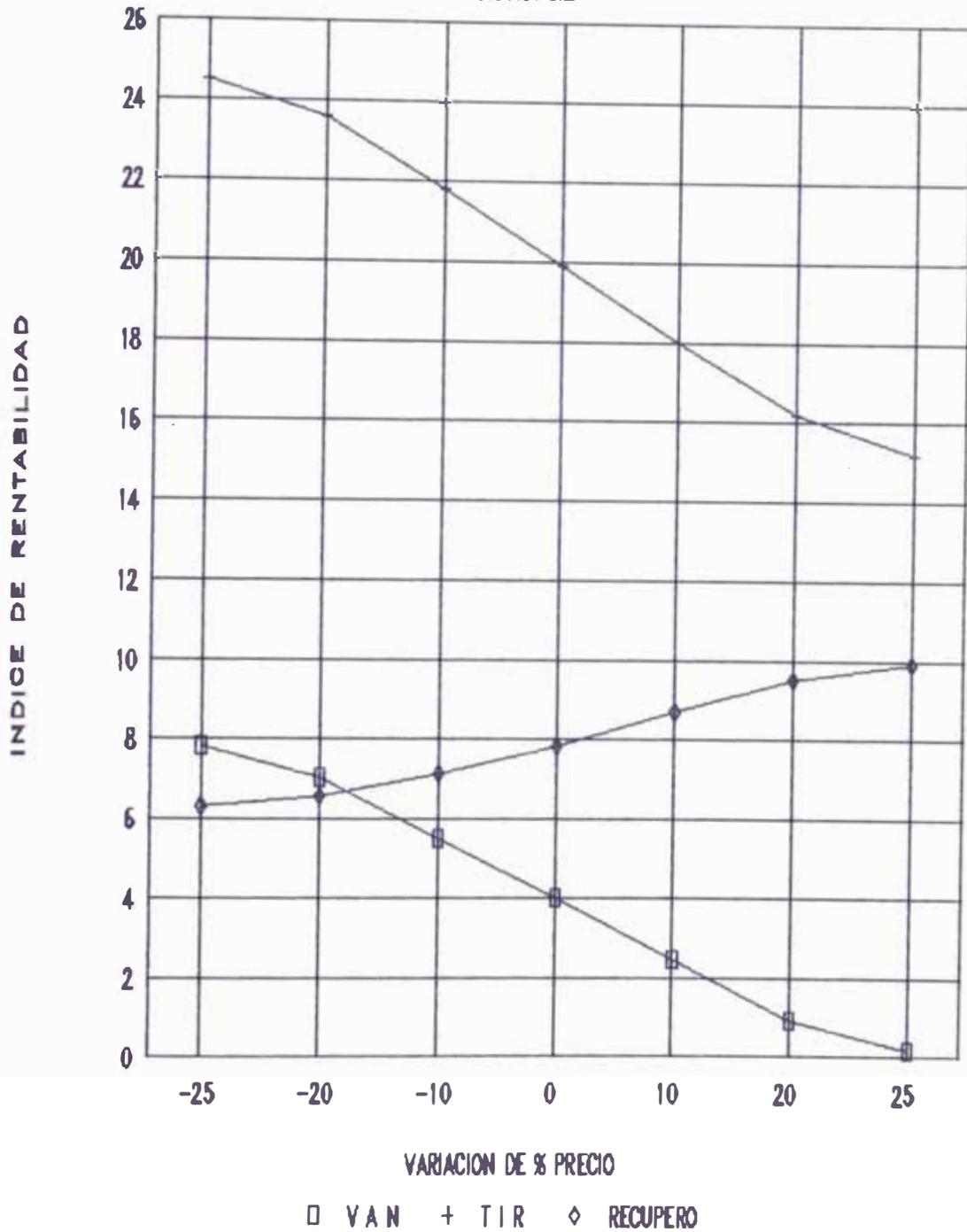
VARIAC. PRECIO (%)	V A N (MM US\$)	T I R (%)	RECUPERO (años)
-25	7.813	24.5	6.32
-20	7.048	23.6	6.57
-10	5.518	21.8	7.13
0	3.988	19.9	7.82
10	2.459	18.0	8.69
20	0.929	16.2	9.51
25	0.164	15.2	9.91

B. SENSIBILIDAD AL PRECIO DEL ACETATO DE VINILO

VARIAC. PRECIO (%)	V A N (MM US\$)	T I R (%)	RECUPERO (años)
-25	-26.196		>10
-20	-20.159		>10
-10	-8.085	4.5%	>10
0	3.988	19.9%	7.82
10	16.062	34.3%	4.37
20	28.136	48.5%	2.85
25	34.173	55.7%	2.43

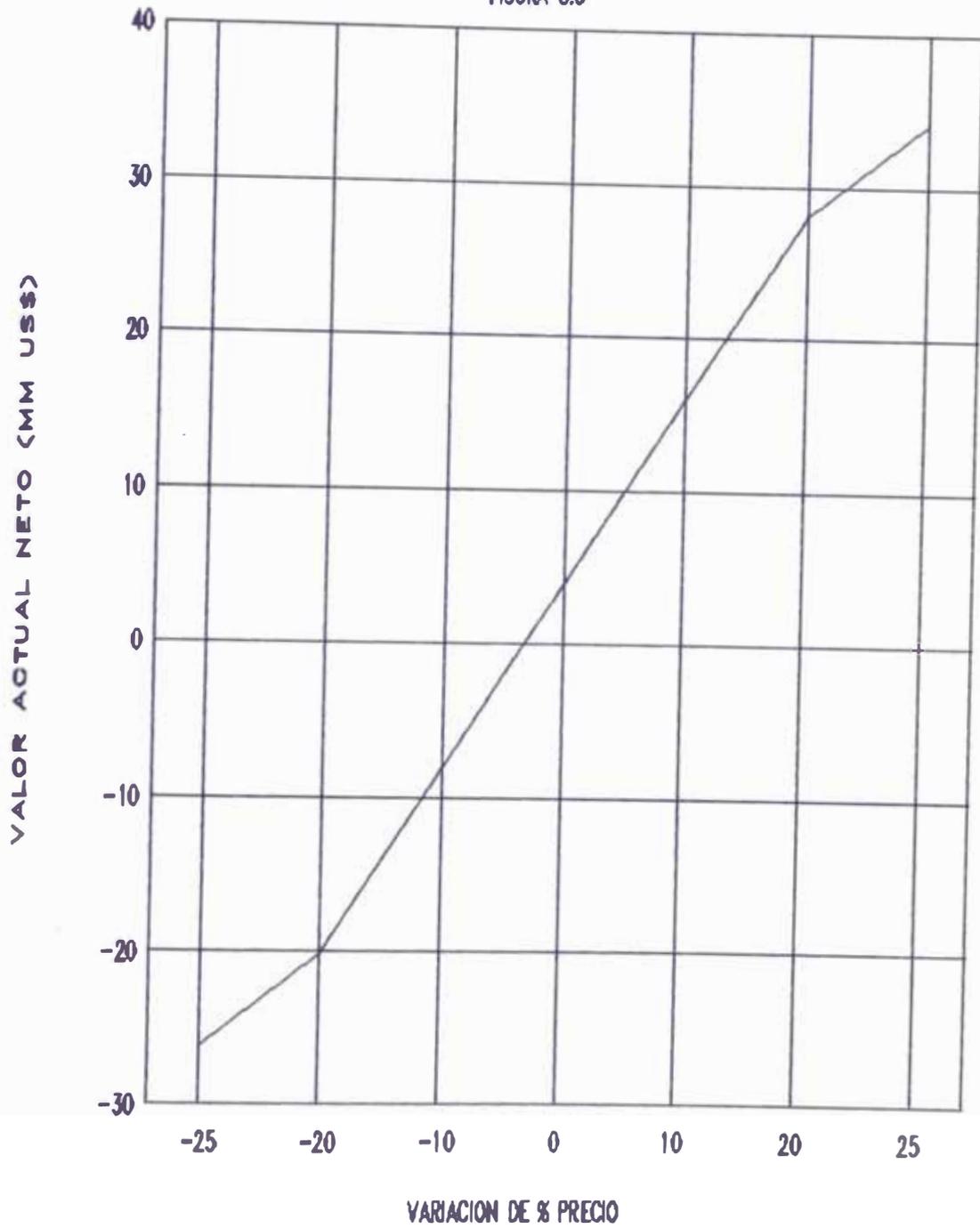
SENSIBILIDAD AL PRECIO DEL ETILENO

FIGURA 8.2



SENSIBILIDAD AL PRECIO DEL V A M

FIGURA 8.3



IX CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

9.1 CONCLUSIONES

1. En la actualidad no existe ninguna planta de acetato de vinilo en los países del GRAN, por lo tanto la instalación de una planta de este tipo, permitiría cubrir el mercado interno, así como exportar los excedentes. Ello conllevaría un flujo neto de divisas para el país.
2. Es vital, a fin de asegurar la rentabilidad del proyecto, incursionar en mercados de exportación. En primera instancia mercado del GRAN.
3. De acuerdo al estudio de mercado se determina que una planta de 25,000 TM/año es factible.
4. Por criterio de descentralización así como también por contar con un buen puerto, buenos servicios de agua y electricidad, mano de obra calificada y por estar considerado dentro del Proyecto de Gas de Camisea extender un ramal del gaseoducto desde Lima, es conveniente la ubicación de la planta en la ciudad de Pisco.
5. Será necesario que ésta planta esté integrada dentro del Complejo Petroquímico de Olefinas, debido a que se estima que a partir del inicio de producción del Proyecto Integral de Gas de Camisea no existirían limitaciones para atender la demanda de etileno para plantas petroquímicas.
6. Además de el proceso USI a partir del etileno en fase vapor se tiene el proceso Bayer, también a partir del etileno y en fase vapor. Por otro lado existen plantas en fase líquida a partir del mismo etileno (proceso ICI).

Como contraparte también hay proceso en fase líquida y vapor pero a partir del acetileno.

En el Perú no se tiene acetileno en cantidades suficientes para la industria petroquímica. Mientras que el proceso en fase líquida a partir del etileno no es muy adaptable a una operación continua y presenta problemas severos de corrosión.

7. La industria de V pertenece al grupo denominado como petroquímica intermedia. Requiere de etileno, el que se obtiene en la fase de petroquímica básica, a partir del Gas Natural. Además es materia prima para las plantas de pinturas, adhesivos, industrias textiles, en las cuales se le usa en forma de poliacetato de vinilo o alcohol polivinílico.
8. El proyecto requiere una inversión Total de 25 MMUS\$, que corresponde al costo instalado de la planta.
9. Tecnológicamente la planta es factible, pues capacidades de 25,000 TM/año están dentro del rango de las plantas existentes en diversos países.
Finalmente cabe señalar que actualmente se encuentran operando en diversos países plantas de VAM bajo el proceso USI.
10. Económicamente es factible. Así el proyecto recupera el costo de inversión Total al cabo de 7.82 años, con un VAN igual a 3.988 MMUS\$, y un TIR de 19.9%. Esto demuestra que el proyecto es factible.

8.2 RECOMENDACIONES

1. Se recomienda que en la continuación de los estudios del Proyecto de Gas de Camisea se tenga en cuenta ejecutar un estudio de factibilidad para instalar una planta de VAM de 25,000 TM/año, debido a que el presente estudio ha demostrado ser un proyecto factible tecnológica y económicamente.
2. En cuanto se inicie la producción del Proyecto integral de Gas de Camisea, se debe considerar la instalación de una planta productora de VAM con capacidad de 25,000 TM/año, en los futuros planes petroquímicos que se ejecuten.

X
BIBLIOGRAFIA

- (1) LEONARD, E.C., Vinyl and Diene Monomers, Illinois-USA, 1970, pp. 264-294.
- (2) "Vinyl Acetate Monomer", The Borden Chemical Company, Technical Data Sheet.
- (3) "Chemical Safety Data Sheet SD-75-Properties and Essential Information for Safe Handling and Use of Vinyl Acetate", Manufacturing Chemists' Association, Inc., Washington, D.C., 1959.
- (4) PETROPERU, Perú, "Taller: Desarrollo de la Industria Petroquímica Documento de trabajo & Conclusiones-Recomendaciones", Lima, Dic. 1989.
- (5) KIRK, R.E., OTHMER D.F., Enciclopedia de Tecnología Química, Edt. UTEMA, 1966, Vol. I, VII, XI, XVI.
- (6) COLEGIO DE INGENIEROS DEL PERU/CAP. DE INGENIEROS QUIMICOS, El Ingeniero Químico, Lima, Edit. Nuevo Mundo, Vol. III, 1987.
- (7) JUNTA DEL ACUERDO DE CARTAGENA, Sistema Subregional de Información Estadística.
- (8) ----, Boletín Indicadores Mensuales.
- (9) CARROW, J.E., y GALLOWAY, B.F., "Vinyl Acetate From Ethylene", Chem. Eng., Abril 16, 1973, pp. 92-93.
- (10) ROBINSON, R.E., (para National Distillers y Chemical Corp.), U.S. Pat. 3,190,912 (Junio 22, 1965).
- (11) PERRY, R.H., y CHILTON, C.M., Biblioteca del Ingeniero Químico, Edit. McGraw-Hill, 1986, Vol. I, .
- (12) WILCOX, R.F., y WHITE, S.L., "Selecting the Proper Model to Simulate Vapor-Liquid Equilibrium", Chem. Eng., Octubre 27, 1986, pp. 141-144.
- (13) HENLEY, E.J., y SEADER, J.D., Equilibrium-Stage Separation Operations in Chemical Engineering, U.S.A., 1981, PP. 459-470.
- (14) NGAI, I., "Two programs for multicomponent distillation", Chem. Eng., Agosto 20, 1984, pp. 145-149.
- (15) TREYBAL, R.E., Operaciones de Transferencia de Masa, 2da Edición, México.

- (16) KING, J.C., Separation Processes, 2da Edición, McGraw-Hill, 1980.
- (17) INSTITUTE FRANCAIS DU PETROLE, Manual of economic analysis of Chemical Processes, McGraw-Hill, 1976.
- (18) KREITH, F., Principios de Transferencia de Calor, México, 1970.
- (19) Información Personal.
- (20) PETERS, M.S., y TIMMERHAUS, K.D., Diseño de plantas y su evaluación económica para Ingenieros Químicos, 2da. Edición, Buenos Aires-Argentina, Ed. Geminis, 1978.
- (21) KERN, D.Q., Procesos de Transferencia de Calor, México, Ed. Continental, 1986.
- (22) REID, R.C., PRAUSNITZ, J.M., y SHERWOOD, T.K., The Properties of Gases and Liquids, 3ra. Edición, McGraw-Hill, 1977.
- (23) OCON, G.A., y TOJO, B.G., Problemas de Ingeniería Química, 3ra. Edición, Madrid, 1980, vol. I.
- (24) SMITH, J.M., y VAN NESS, H.C., Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, 4ta. Edición, McGraw-Hill, 1987.
- (25) FREDENSLUNDI, A., JONES, A., PRAUSNITE, J.M., AICHE J., 21, 1036, 1975.
- (26) YAWS, C.L., FANG, C., y PATEL, P.M., "Estimating recoveries in Multicomponent Distillation", Chem. Eng., Enero 29, 1979, pp. 101-104.
- (27) ALBERTY, R.A., y DANIELS, F., Fisicoquímica, México, Ed. Continental, 1984, pp. 140-142.
- (28) NOTAS DEL CURSO DE DISEÑO DE PLANTAS
- (29) HALL, R.S., VACANUK W.M., MATLEY J., "Estimating Process Equipment Costs", Chem. Eng., Noviembre 21, 1988, pp. 66-75.
- (30) Chemical Engineering, Abril 28, 1975, p. 180.; Octubre 13, 1975, p. 188.; Octubre 24, 1988, p. 134.; Diciembre 19, 1988 p. 192.; Enero 1989, p. 186.; Febrero 1989, p. 208.; Setiembre 1991, p. 246.