

*1981*

FACULTAD DE QUIMICA



ESTUDIO TECNICO ECONOMICO COMPARATIVO  
PARA UNIDADES RECUPERADORAS DE LICUABLES

TESIS DONADA POR  
D. G. B. - UNAM

DEP.  
LIBR.  
FAC. DE QUIMICA

CLARA CONCEPCION PERALTA JESUS

INGENIERO QUIMICO

1981



Universidad Nacional  
Autónoma de México



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

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

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

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

# I N D I C E

	<u>Página</u>
Introducción	1
Capítulo I Procesos de Recuperación de Licuables	6
1.1 Proceso de Absorción Refrigerada	6
1.2 Proceso Criogénico	11
Capítulo II Estimado de Costos	18
2.1 Tipos de Estimados de Inversión y sus características.	18
2.2 Metodología para Estimados de Inversión	22
2.3 Estimado de Costos de Equipo	34
Capítulo III Métodos de Análisis Económico	61
3.1 Métodos Determinísticos	62
3.2 Métodos Probabilísticos	73
Capítulo IV Comparación Económica	75
4.1 Datos de Diseño	75
4.2 Costos de Equipo	75
4.3 Inversión total	81
4.4 Costo total de Producción	84
4.5 Análisis Económico	90
Conclusiones	96
Bibliografía	99

## INTRODUCCION:

El gas natural es un combustible que se desprende de ciertas capas geológicas, puede encontrarse sólo o asociado con petróleo crudo, está constituido en su mayor proporción por metano (85-90%) y otros hidrocarburos tales como etano, propano, butano, etc., que pueden ser extraídos de él y son los componentes del gas licuado y las gasolinas naturales. Tabla 1.

En nuestro país, la explotación del gas natural se inició en 1948, aprovechándolo inicialmente como combustible industrial, más tarde como fuente de obtención de gas licuado y en la última década para extraer etano que convertido en etileno constituye la principal materia prima para el desarrollo petroquímico.

Desde que se inició la comercialización del gas el balance de energéticos disponibles para la industria se ha hecho considerándolo en equivalente calorífico al petróleo crudo o al combustible residual.

El empleo industrial de los hidrocarburos, primero como energéticos y en los últimos lustros como materia prima para la petroquímica, ha dado como resultado el consumo cada vez mayor de petróleo y gas.

En nuestro país la importancia creciente que el petróleo y el gas han formado, se inició con la expropiación de las compañías petroleras en 1938, a partir de entonces el petróleo y el gas han alcanzado cada día más relevancia y han sido necesarios no sólo para la industrialización, sino en muchos aspectos de la vida moderna.

TABLA 1  
DISTRIBUCION TIPICA DE COMPONENTES EN EL GAS NATURAL

---

COMPONENTES	% VOLUMEN
H <sub>2</sub>	0 - 2
N <sub>2</sub>	0 - 16
CH <sub>4</sub>	60 - 99
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	1 - 20
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0.5 - 6.5
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0 - 4.5
CO <sub>2</sub>	0 - 5

---

FUENTE: ETHANE AND LPG RECOVERY IN LNG PLANTS  
HYDROCARBON PROCESSING, APRIL 70.

Actualmente en México se ha incrementado el desarrollo de nuevas tecnologías que permitan un mejor aprovechamiento del gas natural, para estar en posibilidades de resolver los problemas que se presentan al crecer la demanda de productos petroquímicos y de esta forma también - hacer posible el mejor rendimiento y aprovechamiento de los recursos energéticos con que cuenta el país.

En los últimos 20 años el gas natural ha dejado de ser meramente un combustible para convertirse en materia prima para el sector petroquímico. De el metano que está constituido en él en alto porcentaje se obtiene amoniaco y metanol.

De la recuperación de licuables (propano y butanos) se obtienen los siguientes productos principales:

ácido acrílico, ácido cianhídrico, acrilonitrilo, cumeno, isopropanol, óxido de propileno, polipropileno, tetrámero, propileno, butadieno.

De el etano que está contenido en él en una proporción de 5-10% se obtienen derivados importantes como acetaldehído, cloruro de vinilo, - dicloroetano, etilbenceno, óxido de etileno, polietileno de alta y baja densidad y principalmente etileno.

En algunos países donde hay excedente de naftas y no existe producción de gas natural y por consiguiente no hay etano, el etileno se obtiene por pirólisis de naftas, una planta para etileno basada en la nafta requiere una inversión de un 15% más que la necesaria para una simple planta usando etano como alimentación. Además los subproductos - obtenidos en el cracking de la nafta no tienen una demanda equivalente

a la del etileno.

En la tabla 2 se presenta el consumo en México de Hidrocarburos como materia prima en el sector básico de la Industria Petroquímica.

A diferencia de México, en los Estados Unidos, el desarrollo de procesos para la recuperación de los hidrocarburos más ligeros de la corriente de gas natural puede decirse que está siendo limitado debido al aumento creciente en los precios para el gas combustible, por lo cual resulta - - antieconómico remover los líquidos ricos en poder calorífico.

En 1976 sólo cerca del 20% del etano contenido en el gas natural fue recuperado y usado en Petroquímica. Para 1985 se espera una recuperación de un 30%. Se dice que en un futuro la materia prima basada en hidrocarburos ligeros representará menos de la mitad de la producción de etileno.

La disminución en la disponibilidad de propano ( de 9% para 1981 y de 7% - para 1986) refleja el incremento en el uso del LPG para calentamiento doméstico y comercial.

TABLA 2

SECTOR BASICO DE LA INDUSTRIA PETROQUIMICA  
 CONSUMO DE HIDROCARBUROS COMO MATERIA PRIMA EN MEXICO

	1978	1980	1982	1984
GAS NATURAL SECO M <sup>3</sup> LIQ. EQ.	1 153 036	1 349 620	2 053 359	2 419 658
ETANO M <sup>3</sup> LIQ. EQ.	1 580 434	3 122 787	5 437 913	6 116 485
ETILENO M <sup>3</sup> LIQ. EQ.	11 513	11 513	11 513	11 513
GAS LICUADO M <sup>3</sup>	220 233	430 075	1 026 431	1 140 491
GASOLINA M <sup>3</sup>	345 598	1 040 747	1 249 616	2 001 029
TOTAL M <sup>3</sup>	3 310 814	5 954 742	9 778 832	11 689 176

FUENTE: IMP SUBDIRECCION DE ESTUDIOS ECONOMICOS Y PLANEACION INDUSTRIAL  
 (1977).



## CAPITULO 1

### PROCESOS DE RECUPERACION DE LICUABLES

La recuperación de licuables que integran el gas natural se lleva a cabo en plantas de procesamiento, en las cuales se obtienen las diferentes fracciones de hidrocarburos, según los requerimientos de productos finales deseados.

Los procesos que se emplean en la recuperación de licuables a partir de gas natural son los siguientes:

Refrigeración

Absorción Refrigerada

Criogénico

Cualquiera de los procesos enunciados arriba está sujeto a elección, dependiendo ésta, de innumerables factores involucrados en cada uno de ellos; teniendo primordial importancia el factor económico y siendo la principal variable que afecta a este factor, la recuperación del producto deseado.

Los procesos que se describen a continuación son los de Absorción Refrigerada y Criogénico, por ser estos los más difundidos y empleados para la recuperación de productos mencionada.

#### 1.1. PROCESO DE ABSORCIÓN REFRIGERADA

Las plantas que funcionan bajo proceso de Absorción Refrigerada

operan a temperaturas alrededor de  $-40^{\circ}\text{F}$ , usando propileno como refri  
gerante, pudiendo alcanzarse temperaturas más bajas, utilizando otro -  
tipo de refrigerante. Tabla 1.1.

Estas plantas están diseñadas generalmente para recuperar de  
80% a 90% de propano, con una recuperación incidental de etano de 20%  
a 35%. Con ésto puede decirse que la obtención de etano al recuperar -  
el propano es relativamente de bajo costo, mientras que un porcentaje  
mayor de etano recuperado vendría a ser desproporcionalmente costoso.

#### DESCRIPCION DEL PROCESO

El proceso de Absorción Refrigerada se basa principalmente en  
la absorción de hidrocarburos a bajas temperaturas mediante la utiliza  
ción de un aceite de bajo peso molecular, lográndose con ésto la recupe  
ración óptima del producto deseado.

Las principales secciones de que consta el proceso son las si—  
guientes: Figura 1.1

##### 1.1.1. ABSORCION

La sección de absorción opera a bajas temperaturas, alrededor  
de  $-40^{\circ}\text{F}$ , empleando un aceite de bajo peso molecular, aproximadamente  
140.

El gas de alimentación es enfriado con gas residual y secado en -

TABLA 1.1.

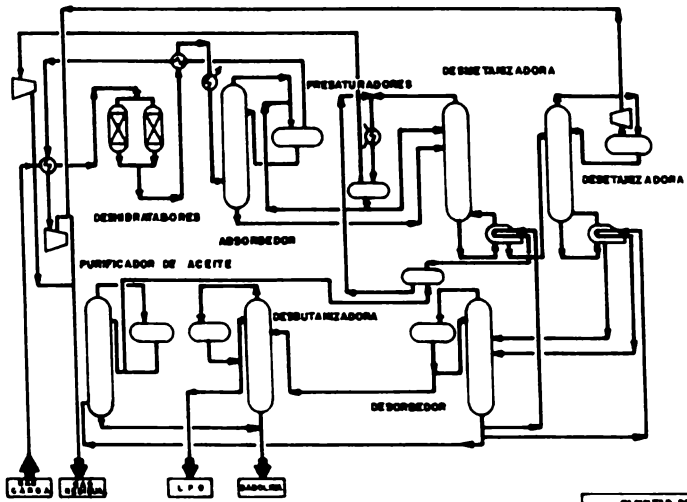
## COMPARACION DE REFRIGERANTES

Tipo Refrigerante	T (°F) Mínima del Evaporador	Peso Molecular	T (°F)	Costo relativo Refrigerante
R - 11	- 30	137,08	+74,6	Medio
R - 114	- 30	170,9	+88,4	Medio
R - 12	- 50 (simple)	120,93	-21,6	Medio
R - 12	-130 (compuesto)	120,93	-21,6	Medio
R - 22	- 91 (simple)	86,48	-41,4	Medio
R - 22	-130 (compuesto)	86,48	-41,4	Medio
R - 13	* -140	104,47	-14,6	Alto
N-Butano	+ 32	58,12	+31,1	Bajo
Propano	- 43	44,1	-43,73	Bajo
Propileno	- 53	42,1	-53,86	Bajo
Etano	* -127	30,1	-127,53	Bajo
Etileno	* -154	28,1	-154,68	Bajo
Metano	** -258	16,04	-258,68	Bajo
Amoníaco	- 28	17,03	-28	Bajo

\* Requiere sistema en cascada - 2 Ciclos

\*\* Requiere sistema en cascada - 3 Ciclos

Fuente: Mechanical Refrigeration Systems.  
Hydrocarbon Processes, J. J. 76.



FACULTAD DE QUIMICA		
MEX. GUERICO		
PLANTA		
DE RECUPERACION DE LICHALES		
PROCESO ABSORCION REFRIGERADA		
TESIS PROFESIONAL		
CLARA C PERALTA JESUS		
FIG. 11	1980	MEX. D.F.

el sistema de deshidratación, en el cual se previene la formación de hidratos, ya que se elimina el contenido de agua que lleva el gas en equilibrio.

El sistema de secado consta de deshidratadores, los cuales están constituidos por mallas moleculares que se presentan como excelentes desecantes por sus características específicas, estas mallas secan el gas alimentado para que el etano y los componentes más pesados puedan ser extraídos con éxito.

Una vez seco el gas, se enfría hasta alcanzar una temperatura muy baja, casi  $-20^{\circ}\text{F}$ . El gas se alimenta a la torre absorbadora en donde entra en contacto con el aceite de bajo peso molecular.

En esta misma sección se encuentran los presaturadores que efectúan la reducción de metano de baja presión, transfiriéndose el metano al absorbedor por disolución en el aceite de absorción y mantener frío el plato de la torre desmetalizadora, sirviendo como reflujo.

#### 1.1.2. SEPARACION

En esta sección, el aceite que proviene de los fondos de la torre absorbadora pasa a alimentarse a la torre desmetalizadora. El vapor proveniente de los domos, (metano) se envía al saturador y los fondos a la torre desmetalizadora. El producto del domo que es una corriente rica en etano pasa al compresor y se mezcla con la corriente de gas residual

que va a límites de batería. El líquido condensado se recircula nuevamente a la torre como refujo.

Los fondos de la torre desmetanizadora constituidos por aceites de absorción e hidrocarburos recuperados (propano y más pesados), se envían a la torre desorbedora.

Por el domo de la torre se obtiene una mezcla de gasolinas ricas en propano, éstas se envían a la torre desbutanizadora de donde salen como fondos a límites de batería para recuperar posteriormente el propano. Por el domo de la torre se obtiene LPG.

### 1.1.3. PURIFICACION DE ACEITE

Debido al aumento de concentración de componentes más pesados que se encuentran presentes en el gas de alimentación, el aceite de absorción original se va haciendo cada vez más pesado.

Para controlar el punto final de la destilación de aceite, una cantidad de aceite se envía a la torre repasadora para recirculación. Al obtenerse el aceite de peso molecular adecuado, se recircula al proceso y los fondos de la torre ricos en propano se mezclan con la corriente que va a límites de batería.

La corriente de regeneración de aceite que es obtenida de los fondos de la torre desorbedora, se emplea como medio de calentamiento en el rehervidor de la torre desmetanizadora, mejorando con ésta la

economía térmica del proceso. En base a este diseño la importación de aceite de absorción es mínima.

#### 1.1.4. REFRIGERACION

Este sistema consta de tres niveles de temperatura, requiriéndose para ésto un compresor accionado con una tubería de vapor de alta presión que descarga la mayor cantidad a condensación total y una parte se extrae a contrapresión para utilizarlo como vapor de calentamiento. A este sistema se suma un cambiador encargado de enfriar el aceite de absorción.

#### 1.2. PROCESO CRIOGENICO

Con respecto a las plantas criogénicas, puede decirse que la demanda creciente de etano para usos petroquímicos ha estimulado considerablemente su desarrollo.

Anteriormente el uso de este tipo de plantas estuvo limitado por los siguientes problemas:

- A) Poco incentivo económico debido a la falta de mercado adecuado para etano-propano.
- B) Falta de confianza en:
  - a) Existencia de datos físicos sobre hidrocarburos bajo condiciones criogénicas.
  - b) Capacidades de equipo disponible con respecto a la eficiencia.

cia de expansión y manejo de líquidos de condensación in  
terna.

- C) Limitada experiencia en la industria del gas con materiales es-  
tructurales a temperaturas criogénicas.

Actualmente este tipo de problemas han sido solucionados sufi-  
cientemente como para establecer este tipo de plantas.

- A) El rápido incremento en la demanda etano-propano suple el incen-  
tivo económico.
- B) Mejoraron las correlaciones de datos para propiedades físicas de  
los hidrocarburos y se obtuvieron datos de laboratorio para veri-  
ficar el diseño de plantas.
- C) La tecnología del material de construcción, se adaptó de la de se-  
paración de aire, la experiencia fue aplicada al diseño de plantas  
criogénicas para hidrocarburos y aceptada por la industria del  
gas.

Debido a que muchos de los materiales estructurales utilizados  
para temperaturas arriba de 0°F, pueden convertirse en materiales - -  
frágiles cuando están sometidos a bajas temperaturas se desarrolló la  
tecnología de materiales adecuados.

La siguiente lista da el tipo de material que deberá ser usado -



en el diseño de plantas criogénicas:

TEMPERATURA	°F	MATERIAL
750	- 20	Acero al carbón
-21	- 30	Acero al carbón Charpy
-31	- 75	2 1/4 Niquel
-78	-150	3 1/2 Niquel

#### DESCRIPCION DEL PROCESO

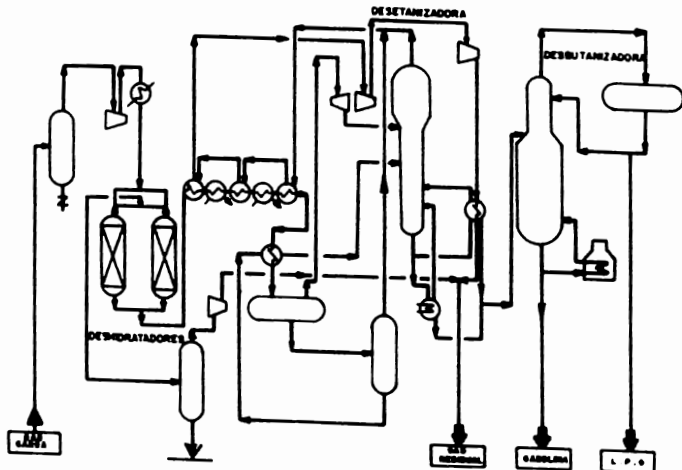
La esencia del proceso criogénico para lograr la separación de etano e hidrocarburos más pesados de la mezcla de gas natural es la siguiente:

Se enfría el gas a presión aproximadamente constante con gas residual y refrigeración externa hasta llevarlo a la región de dos fases. La mezcla líquido-vapor en equilibrio que se ha formado es separada, continuando con el enfriamiento del líquido mediante expansión en una válvula que reduce la presión. El vapor es enfriado por expansión en un turboexpansor, obteniéndose la licuefacción parcial del vapor.

Las secciones en que se divide el proceso son las siguientes: -  
Figura 1.2.

##### 1.2.1. DESHIDRATACION

El gas es alimentado a aproximadamente 680 psig y 95°F, pasa a través de un tanque separador con lo cual se asegura que no pase --



FACULTAD DE QUIMICA		
ING QUIMICO		
PLANTA RECUPERACION LIQUANES		
PROCESO CRIOGENICO		
TESIS PROFESIONAL		
CLARA C PERALTA JESUS		
PA 12	1980	MEX, D.F.

agua líquida o hidrocarburos condensados a los deshidratadores. Tales líquidos bajarían la eficiencia de deshidratación. En los deshidratadores el effluente es secado, hasta obtener un punto de rocío de  $-150^{\circ}\text{F}$ , a estas temperaturas se garantiza que la operación de secado evita la formación de hidratos y los problemas de congelamiento.

La deshidratación del gas se efectúa en deshidratadores de lecho fijo con desecantes sólidos, tales como mallas moleculares, alúminas o gales de sílice. Generalmente se utilizan dos o más lechos fijos para la deshidratación.

#### 1.2.2. LICUEFACCION

La licuefacción de los hidrocarburos se lleva a cabo por enfriamiento del gas, para ésto se utiliza un tren de enfriamiento a base de gas residual frío y refrigerante. La mezcla líquido-vapor resultante se envía a un separador de alta presión.

#### 1.2.3. TURBOEXPANSION

El vapor effluente del separador pasa al turboexpansor para dar una mezcla en dos fases. Esta mezcla se envía a la torre desetanizadora. El líquido del separador de alta presión se expande y la mezcla que resulta se separa para formar el gas residual, mientras que el líquido effluente es precalentado con el gas de carga y enviado como alimentación a la torre desetanizadora.

#### 1.2.4. FRACCIONAMIENTO

El fraccionamiento es la fase final para obtener el producto y se lleva a cabo en la torre desetanizadora y en la torre desbutanizadora.

La mezcla que proviene de la descarga del turboexpansor además de ser alimentación, el líquido frío actúa como reflujo de la torre. El producto de la desetanizadora, propano y más pesados, es enviado a la desbutanizadora. Esta torre está diseñada para obtener LPG y gasolinas.

El etano no se separa, sale a límite de batería junto con el gas residual.

El gas residual es recomprimido en el compresor del turboexpansor y luego con el compresor de gas residual. El gas comprimido se utiliza como medio de calentamiento en el rehedidor de la desetanizadora y posteriormente se enfría para ser enviado a límite de batería.

## CAPITULO II

### ESTIMADO DE COSTOS

La limitación de los recursos económicos en nuestro país, aunado a las exigencias planteadas por su actual período de desarrollo obligan a buscar el máximo aprovechamiento de los recursos naturales, técnicos, humanos y económicos.

Para lograr este máximo aprovechamiento se deben buscar las mejores alternativas de inversión, optimizando cada una de las etapas que componen el proyecto de que se trate, ya que de esto depende en gran parte el éxito o el fracaso de un proyecto.

Los proyectos industriales constan de las siguientes áreas:

Planación y Desarrollo

Ingeniería y Construcción

Operación y Mantenimiento

La Ingeniería Económica participa activamente en cada una de estas áreas.

En el área de Planación y Desarrollo interviene en el análisis y evaluación de las alternativas a través de estudios de factibilidad. Posteriormente con los datos preliminares de Ingeniería permite realizar el estudio económico donde, combinada con índices e indicadores contempla los costos de equipo, instalaciones, operación y proyección de utilidades.

Una vez elaborado el estudio económico, contando con la evaluación técnica, estamos en posibilidad de decidir sobre el proceso y las diferentes etapas del proyecto a seguir.

El objetivo que se persigue en este capítulo es el de definir un estimado de costos, estableciendo sus elementos, información básica, técnicas que se aplican en su elaboración, así como sus niveles de detalles y exactitud.

En general, el costo se define como el valor del capital necesario para producir algo, es decir, la suma del importe que representan los consumos de materiales, mano de obra, maquinaria, equipo, así como aquellas partidas que sin corresponder a ninguna de las mencionadas intervienen en la elaboración de un producto.

Capital de Inversión Fijo. Es el capital necesario para llevar a cabo el proyecto desde el momento de su concepción hasta el momento en que la planta sea puesta en operación, y está integrado por los Costos Directos y los Costos Indirectos.

Costos Directos. Son aquellos costos que se identifican claramente con el producto y cuya asignación es por tanto específica y definida. Estos costos representan el capital invertido en equipo de proceso, materiales, mano de obra de instalación y todos los auxiliares requeridos para la completa operación de la planta.

Costos Indirectos. Son aquellos que por intervenir de manera general en la producción no pueden aplicarse específicamente a una unidad de referencia, por tanto, se utilizan procedimientos de reparto, los cuales permiten calcular su valor en función de las actividades realizadas sobre el producto. Estos costos están representados por gastos de ingeniería y supervisión, gastos de construcción, contingencias.

Capital de Trabajo. Es el capital requerido desde el momento en que la planta inicia sus operaciones: materia prima, salarios y jornales pagados a ingenieros de producción, supervisores y operarios de plantas, costos de embarque, costos de servicios, salarios pagados al personal administrativo.

El Capital de Inversión Total está integrado por:

Capital de Inversión Fijo

Capital de Trabajo

Ahora bien, un estimado de costos puede entonces definirse como la aplicación de principios y relaciones empíricas, así como, de técnicas específicas que permiten conocer la economía de un proyecto determinado.

## 2.1. TIPOS DE ESTIMADOS DE INVERSIÓN Y SUS CARACTERÍSTICAS.

Prescindiendo de la magnitud de un proyecto, un estimado puede variar desde una rápida conjetura realizada sin ninguna información, --

exceptuando la capacidad del proyecto propuesto, a un estimado detallado preparado a partir de especificaciones y dibujos finales. Obviamente el grado de aproximación de un estimado variará considerablemente dependiendo de cuanta información se conozca acerca del proyecto y que tiempo y esfuerzo se emplee en la preparación del estimado.

Entre el estimado rápido y el estimado detallado pueden distinguirse numerosos tipos, los cuales varían en aproximación dependiendo de la fase de desarrollo del proyecto. Los diversos tipos de estimados son conocidos por varios nombres, pero esencialmente son similares.

La Asociación Americana de Ingeniería de Costos ha propuesto la siguiente clasificación de los tipos de estimados:

#### 2.1.1. ESTIMADOS DE ORDEN DE MAGNITUD

Este tipo de estimado se puede preparar con muy poca información y el porcentaje de desviación es mayor del 30%.

Información necesaria:

- a) Tipo, capacidad y calidad de lo que se quiera producir.
- b) Información general sobre el proyecto.
- c) Localización casi definida.

Propósito: Se usa en decisiones ejecutivas sobre la factibilidad de un proyecto y antes de justificar un estudio más detallado.



### 2.1.2. ESTIMADO DE ESTUDIO

Este tipo de estimado se prepara con mayor información que la requerida para el orden de magnitud, básicamente se nfoca a una comparación de posibles alternativas, el porcentaje de desviación es de - ± 30%.

Información Básica:

- a) Tipo, capacidad y calidad del producto.
- b) Información general del proyecto.
- c) Dimensiones aproximadas de equipo, edificios, etc.
- d) Localización casi definida.

Propósito: Se usa en decisiones ejecutivas sobre la factibilidad de un proyecto y antes de justificar al igual que el estimado de orden de magnitud, un estudio más detallado.

### 2.1.3. ESTIMADO PRELIMINAR

Este tipo de estimado generalmente es el paso posterior a un - estimado de estudio, basado en una mayor cantidad de datos, su desvíación es de ± 20%.

Información Básica:

- a) Tipo, capacidad y calidad del producto.
- b) Necesidades aproximadas de servicios, almacenamiento y manejo.
- c) Diagrama de flujo preliminar, distribución de áreas.

- d) Tipo, tamaño y materiales de construcción de equipos y edificios.
- e) Necesidades de espacio de edificios.
- f) Localización especificada y condiciones generales definidas.

Propósito: Se usa para ofertas de presupuestos, como primer - estimado de un proyecto y para asignación de fondos en el presupuesto de un proyecto.

#### 2.1.4. ESTIMADO DEFINITIVO

Este tipo de estimado se basa en datos e información casi completa, faltando únicamente por determinar algunos detalles de dibujos y especificaciones, su desviación es de ± 10%.

Información necesaria:

- a) Capacidades de producción definitiva.
- b) Necesidades definitivas de servicios, almacenamiento y manejo.
- c) Diagramas de flujo y distribución final de cada área o sistema.
- d) Lista completa de equipo con especificaciones.
- e) Especificaciones de tubería, estructuras, acabados, etc.
- f) Planos arquitectónicos preliminares para construcción, con -- accesorios especificados.
- g) Localización definida de la planta, información local sobre servicios.

Propósito: Se usa para solicitud de presupuesto o establecer el

precio de un contrato. Para establecer el formato para reportes finales, para ayudar en contabilidad, dar información sobre costos reales, para utilizarse en estimados futuros y obtención de financiamiento del proyecto.

#### 2.1.5. ESTIMADO DETALLADO

Este tipo de estimado se basa en una Ingeniería completa con dibujos y especificaciones totalmente terminados, su desviación es de  $\pm 5\%$ .

##### Información Básica:

- a) Ingeniería de detalle terminada.
- b) Programa de proyecto establecido.
- c) Ofertas de subcontratistas.

Propósito : Establecer un precio de contratación.

#### 2.2. METODOLOGIA PARA ESTIMADOS DE INVERSION

Habiendo clasificado los diferentes tipos de estimados y después de estudiar sus principales características se verán algunos de los métodos existentes para la elaboración de cada uno de ellos, desde luego el método a aplicar depende de la información disponible, del tipo de estimado que se desee, de la precisión esperada y del tiempo disponible para su elaboración.

### 2.2.1. METODO DE LOS SEIS DECIMOS

Es uno de los métodos más conocidos y se usa ampliamente para estimados de orden de magnitud. Consiste básicamente en multiplicar el costo conocido de una planta de proceso por la relación de capacidad elevada a un exponente que generalmente es 0.6, la expresión matemática es:

$$C_2 = C_1 \frac{Q_2}{Q_1}^{0.6}$$

$C_2$  = Costo de la planta propuesta

$C_1$  = Costo de la planta de referencia

$Q_2$  = Capacidad de la planta propuesta

$Q_1$  = Capacidad de la planta de referencia

.6 = Exponente promedio.

Estudiando este método más detenidamente, algunos autores han propuesto un exponente específico, para cada tipo de planta Tabla 2.1.

### 2.2.2. METODOS DE COEFICIENTES O RELACIONES

En general estos métodos se aplican en la elaboración de estimados de orden de magnitud; el más utilizado es el siguiente:

- a) Método gráfico, capacidad vs costo.

En este método se utiliza información obtenida en plantas similares, graficando capacidad vs costo; hay que hacer correcciones por

TABLA 2.1

FACTORES EXPONENCIALES PARA ALGUNAS PLANTAS QUIMICAS	
TIPO DE PLANTA	FACTOR EXPONENCIAL(n)
Oxido de Etileno	0.79
Etanol (Sintético)	0.60
Estireno	0.68
Butadieno	0.59
Formaldehído	0.55
Benceno	0.61
Acido Nítrico	0.56
Oxígeno	0.64
Acetileno	0.75
Metanol	0.63
Alcohol Butílico	0.50
Alcohol Isopropílico	0.60
Sosa Cáustica	0.35
Acido Fosfórico	0.58
Nitrato de Amonio	0.54
Urea	0.59
Acido Sulfúrico (Contacto)	0.62
Cloro (Electrolítico)	0.35
Acido Cianhídrico	0.71
Amoniaco	0.74
Etileno	0.58
Poliétileno (Baja Presión)	0.67
Poliétileno (Alta Presión)	0.90

circunstancias especiales, tales como la disponibilidad o ausencia de infraestructura; se pueden considerar estimaciones promedio, así como niveles de estimación altos y bajos, el resultado será una familia de curvas o rectas cuando se utilice papel log-log.

Hay que tomar en cuenta que la inversión de un proyecto no varía en la forma proporcionalmente directa al tamaño del mismo, generalmente la inversión unitaria por tonelada disminuye a medida que aumenta la capacidad de la planta, este concepto se conoce como economía de escala.

### 2.2.3. METODO DEL FACTOR DE LANG.

Este método se basa en las correlaciones de costo total de equipo de proceso investigadas por el Dr. Lang, consiste fundamentalmente en la aplicación de un factor de costo total del equipo, el cual varía según la naturaleza de la planta y el proceso de que trate. La expresión de este método es la siguiente:

$$C_T = f_L \times E$$

$C_T$  = Costo Total

$f_L$  = Factor de Lang

$E$  = Costo del Equipo

### FACTORES DE LANG PARA DIFERENTES TIPOS DE PLANTAS

Procesamiento de sólidos

3.10

Procesamiento de sólidos y flúidos	3.63
Procesamiento de flúidos	4.74

Este método es aplicable para estimados de orden de magnitud.

#### 2.2.4. METODO DE DETALLE

Con pequeñas variaciones se puede usar para estimados definitivos (+ 10%) o para estimados detallados (+ 5%).

##### Equipo:

- a) El costo de equipo se obtiene de cotizaciones preliminares o en firme de los proveedores y/o de los subcontratistas.
- b) La mano de obra de instalación se obtiene en base al cálculo - de horas-hombre o bien tomando costos unitarios de instalación para equipos similares obtenidos en otras plantas.

##### Materiales:

- c) Se obtienen cantidades aproximadas y se valúan con costos unitarios base, todo de acuerdo con especificaciones.
- d) La mano de obra se calcula igual que para el equipo.

##### Edificios:

- e) Se obtienen las cantidades aproximadas de concreto, acero estructural, acabados, etc., y se valúan en base a precios unitarios.

f) Se valúan detalladamente los accesorios.

Se aplican factores por localización y por tiempo si son necesarios. Los costos indirectos deberán ser incluidos sólo cuando el alcance esté completamente definido.

Para estimados detallados deben tomarse en cuenta los siguientes puntos:

- a) Las cotizaciones de equipo y materiales deben obtenerse en - - firma.
- b) Las listas de materiales deben obtenerse de planos y especificaciones definitivos.
- c) Los costos indirectos se calculan en detalle, para evitar omisiones se recomienda tener una lista que abarque todos los costos indirectos y aplicar los que correspondan al proyecto en estudio.

#### 2.2.5. METODO MODULAR

Este método se basa en la agrupación de elementos de costo que tienen características similares y guardan relaciones comunes entre sí. Cada módulo puede ser integrado o combinado con otros módulos, suministrándose de este modo un estimado de material y mano de obra consistente en términos de costos.

A continuación se muestra la aplicación del concepto de módulo, todos los elementos mayores de costo están agrupados en sus distintos



módulos, cinco directos y uno indirecto, como se indica:

1. Procesos químicos
2. Manejo de sólidos
3. Acondicionamiento del lugar
4. Edificios industriales
5. Servicios auxiliares
6. Indirectos del proyecto

Todos los módulos del proceso químico se integran combinando siete elementos primarios de costo:

1. Costo del equipo LAB a la planta
2. Costo directo de materiales
3. Costo directo de materiales y mano de obra
4. Costo directo de mano de obra
5. Costos indirectos
6. Costo simple del módulo
7. Costo total del módulo

Está basado también en catorce elementos de costos secundarios, divididos en costos directos de materiales de campo, costo de - instalación e indirectos:

a) Materiales de campo:

- Tubería
- Concreto
- Acero

**Instrumentos**

**Eléctrico**

**Aislamiento**

**Pintura**

**b) Costos de instalación:**

**Erección de materiales**

**Erección de equipo**

**c) Indirectos:**

**Fletes, seguros, impuestos**

**Administración de construcción**

**Ingeniería**

**Contingencias**

**Honorarios a contratistas**

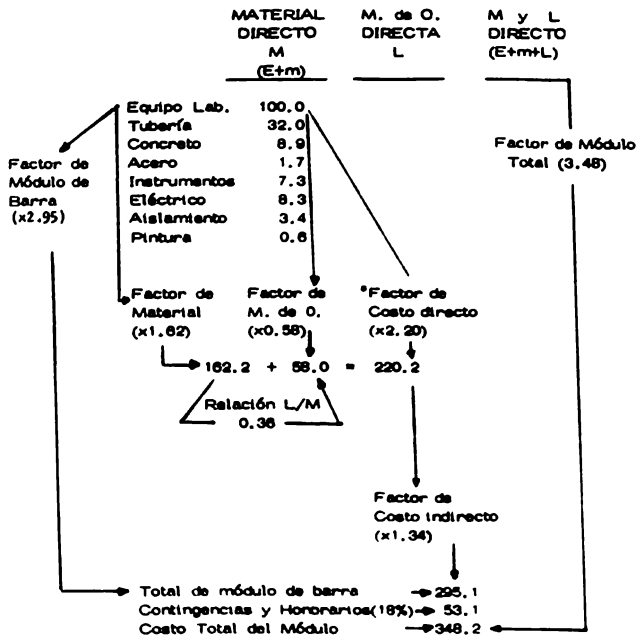
Los elementos primarios establecen la clave de la estructura y las relaciones del costo del estimado, los elementos secundarios absorben los detalles cuando es necesario para el desarrollo del proyecto.

Los factores que se muestran en los módulos se obtuvieron del análisis de 42 proyectos de plantas de proceso.

Este método modular es aplicable a estimados de estudio.

**2.2.6. METODO HAPPEL**

Happel preparó un método específico para la estimación de plan



\*Instalaciones en campo ( M & L)

Módulo de Proceso Químico

ta de proceso basado en el costo del equipo que comunmente se usa - en plantas petroquímicas.

Este método se utiliza en la elaboración de estimados de estudio. Es conveniente aclarar que los porcentajes indicados en la Tabla 2.2., son los propuestos por Happel y evidentemente este método puede ser aplicado, adaptado o modificado de acuerdo con la experiencia e información estadística disponible.

En general se ha observado que este método, aunque de estimación rápida, ofrece resultados aceptables y que los porcentajes indicados por Happel son aplicables en la mayoría de los casos.

#### 2.2.7. METODO GENERAL DE PORCENTAJES

Este método presentado, puede considerarse como un resumen de los muchos métodos por porcentaje que existen para estimar el capital de inversión total.

Los porcentajes indicados dan rangos encontrados en plantas de proceso típicas ya establecidas. A causa de las grandes variaciones - que se presentan en los diferentes tipos de plantas, los factores señalados deben usarse sólo cuando la información apropiada no esté disponible.

Los factores presentados en la Tabla 2.3., son aproximaciones

TABLA 2.2  
METODO DE HAPPEL

	Costo Equipo	Instalación
Recipientes	A	10% de A
Tornes (Fabricadas en campo)	B	30-35% de B
Tornes (Fabricadas en Taller)	C	10-15% de C
Cambiadore	D	10% de D
Bombas, compresores y otros equipos	E	10% de E
Instrumentos	F	10-15% de F
TOTAL	G	
	Materiales	No. Instalación
Aislamiento	H = 5-10% de G	15% de H
Tubería	I = 40-50% de G	100% de I
Cimentaciones	J = 3-5 % de G	150% de J
Edificios	K = 4 % de G	70% de K
Estructuras	L = 4 % de G	20% de L
Fire-Proofing	M = 1/2-1% de G	500-800% de M
Eléctrico	N = 3-6 % de G	150% de N
Pintura-Limpieza	O = 1/2-1% de G	500-800% de O
Suma de Equipo, Materiales y M.O.	P	
Costo Instalado de Equipo Especial	Q	
Suma de P y Q	R	
Indirectos	30% de R	
Costo Total Instalado	130% de R	
Ingeniería (10% costo instalado)	13% de R	
Contingencias (10% costo instalado)	13% de R	
Inversión Total	156% de R	

TABLA 2.3.

METODO DE PORCENTAJES

---

I. Costos Directos (C.D.)	70 - 85% I. F.
A. Equipo y Materiales Instalados	
1. Costo de Equipo (C.E.)	20 - 40% I. F.
2. Instalación (Pint, Aislam.)	35 - 45% C.E.
3. Tubería	10 - 30% C.E.
4. Eléctrico	8 - 20% C.E.
5. Instrumentos	6 - 30% C.E.
B. Edificios (Proceso-Auxiliares)	10 - 70% C.E.
C. Servicios Auxiliares	40 - 90% C.E.
D. Terreno	4 - 8% C.E. 1-2% I.F.
II. Costos Indirectos	16 - 30% I. F
A. Ingeniería - Supervisión	5 - 15% C.D.
B. Construcción - Honorarios a Contratistas	7 - 20% C.D.
C. Contingencias	5 - 15% I. F.
III. Inversión Fija (I.F.) = Costos Directos + Costos Indirectos	
IV. Capital de Trabajo	10 - 20% I. F.
V. Inversión Total (I.T.) = Inversión Fija + Capital de Trabajo.	

---

aplicables a plantas ordinarias de procesamiento químico. Los valores pueden variar dependiendo de muchos factores, tales como: localización de la planta, tipo de proceso, complejidad de instrumentación, etc.

Se utiliza en estimados de orden de magnitud.

### 2.3. ESTIMADO DE COSTOS DE EQUIPO

Los costos de equipos representan la parte fundamental de los estimados de inversión preliminares, detallados y definitivos, de ahí su gran importancia y la necesidad de tener métodos confiables que permitan una correcta estimación.

En las compañías de Ingeniería generalmente se cuenta con profesionales especializados, dedicados a la recopilación, actualización y organización de datos que proporcionen una base estadística adecuada para la aplicación de métodos de estimación propios y basados en los que aparecen en la literatura, con ésto puede lograrse una mejor aproximación al evaluar los costos requeridos.

A continuación se mencionan los grupos de equipos principales utilizados en plantas similares a las que se hace referencia en este estudio, considerando sus funciones, tipos, parámetros que afectan su costo, así como la forma de obtener su costo estimado.

#### 2.3.1. CALENTADORES A FUEGO DIRECTO

Estos equipos se usan ampliamente en operaciones en que se -

requiera elevar la temperatura y entropía de las corrientes de proceso, sin alterar la estructura molecular. Generalmente son cilíndricos con bancos de tubos radiantes calentados por una combinación de petróleo-gas.

Los parámetros principales que determinan su costo son los siguientes:

- a) Tipo de horno
- b) Materiales
- c) Carga térmica
- d) Tipo de refractario
- e) Tipo de quemadores
- f) Estructura y plataformas

Para obtener el costo estimado, son necesarios los siguientes - datos:

Carga térmica (BTU/Hr).

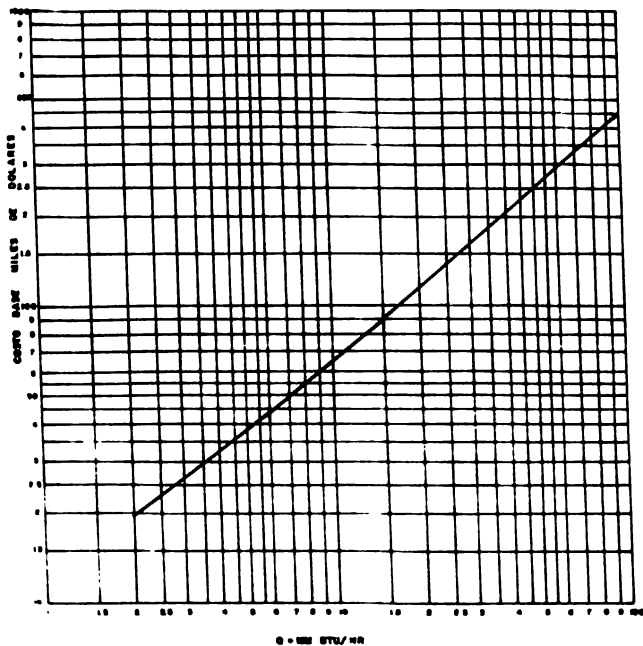
Presión de diseño (Psig).

Material de tubos radiantes.

La gráfica 2.3.1., es para obtener el costo base de calentadores a fuego directo, tipo cilíndrico, tubos verticales de acero al carbón, 75% de eficiencia y 500 psig de presión máxima.

Estos costos base se corrigen mediante factores que nos señalan





GRAFICA 2.1 COSTO BASE  
CALENTADORES A FUEGO DIRECTO

cierto valor según el tipo, material de tubos y presión de diseño, respectivamente. Gráfica 2.3.2.

$$\text{Costo Base} \times (F_d + F_m + F_p) = \text{Costo}$$

### 2.3.2. CAMBIADORES DE CALOR

La transferencia de calor es esencial en la mayoría de las operaciones de proceso. Este tipo de equipo es necesario en los procesos químicos que invariablemente requieren la adición o eliminación de calor.

Los tipos de cambiadores comúnmente usados son:

De doble tubo. Muy útiles en donde existan requerimientos de superficie muy pequeños.

De doble tubo con superficie aumentada. Tienen como ventaja su bajo costo y su mayor superficie.

De coraza y tubos. Es el tipo más ampliamente usado. Proporcionan una gran área superficial por volumen unitario de espacio ocupado.

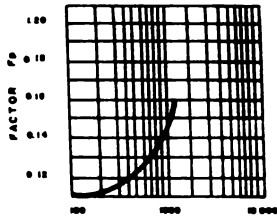
Rehervidores. Cambiadores de calor diseñados para suministrar calor y permitir un fácil control de las condiciones en una torre.

Para los equipos de transferencia de calor, los principales factores que influyen en su costo son:

**FACTORES DE CORRECCION PARA  
CALENTADORES A FUEGO DIRECTO**

**$F_d = 1.0$**

**$F_m = 1.0$**



**PRESION DE DISEÑO PSI (TUBOS)**

**GRAFICA 2.3.8 FACTOR  $F_p$**

- a) Area de transferencia de calor
- b) Presión de diseño
- c) Materiales de construcción
- d) Diseños especiales; cabezas flotantes, haces de tubos removibles, multipasos, superficies aletadas.

Para estimar su costo son necesarios los siguientes datos:

Area superficial ( $Ft^2$ )

Tipo (Tema)

Material coraza/tubos

Presión de diseño (Psi)

Temperatura de diseño

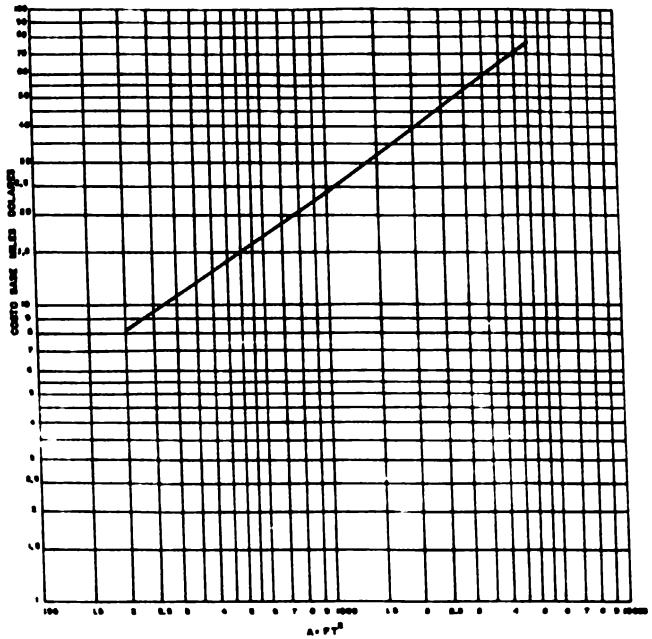
La gráfica 2.3.3., es de costo base para cambiadores de coraza y tubos de acero al carbón, cabeza flotante, tubos con 3/4" pitch x 16" y 150 psi de presión.

El costo base se corrige por los siguientes factores  $F_d$ ,  $F_m$ ,  $F_s$  y  $F_t$ , que corresponden a tipo, material coraza/tubos, presión de diseño en coraza y presión de diseño en tubos respectivamente. Gráficas 2.3.4.

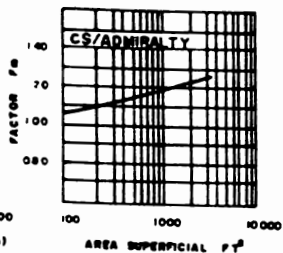
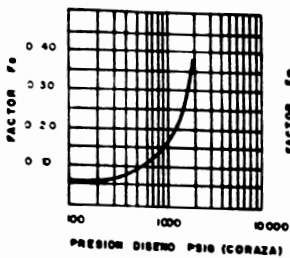
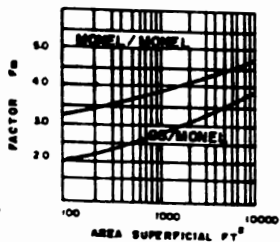
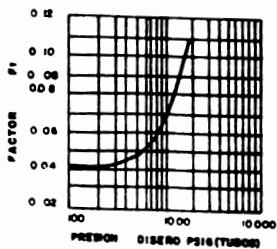
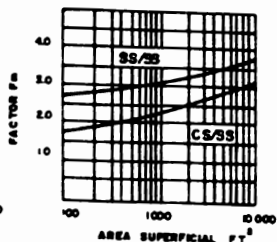
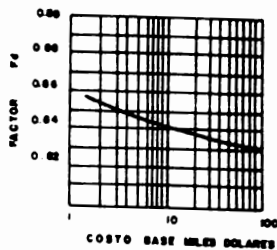
$$\text{Costo Base} \times (F_d + F_t + F_s) \times F_m = \text{Costo}$$

### 2.3.3. ENFRIADORES POR AIRE

Equipo extensamente usado donde es posible una eliminación de calor usando aire como medio de enfriamiento.



GRAFICA 2.3.3 COSTO BASE  
CAMBIADORES DE CALOR



GRAFICAS 2.3.4 FACTORES DE CORRECCION  
CAMBIADORES DE CALOR

Para estimar su costo es necesario conocer:

Area superficial ( $Ft^2$ )

Presión de diseño (Psi)

Material de los tubos

La gráfica 2.3.5., de costo base está referida para enfriadores por aire con tubos de 1" de acero al carbón, 150 psi y tubos de 16' .

El costo base se ajusta por medio de los factores:  $F_p$ ,  $F_l$  y  $F_m$  que corresponden a presión de proceso, longitud de tubos y materiales de — tubos, respectivamente. Tabla 2.3.1.

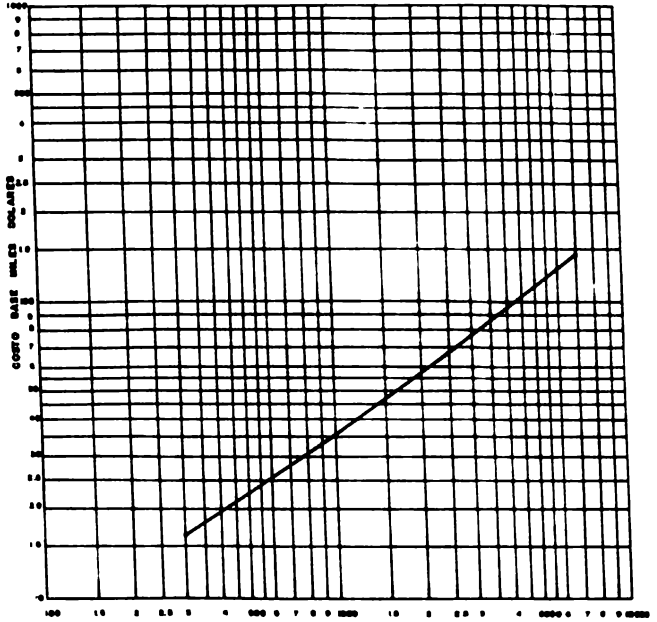
$$\text{Costo Base} \times (F_p + F_l + F_m) = \text{Costo}$$

#### 2.3.4. RECIPIENTES

Los recipientes de proceso comúnmente están diseñados de acuerdo al código ASME. Estos recipientes son por lo general cilíndricos, — con cabezas torisféricas elípticas o hemisféricas, pudiendo ser instalados vertical u horizontalmente.

Dentro de este grupo de equipo se encuentran las torres que puede ser empacadas o de platos dependiendo de los requerimientos propios del proceso en cuestión.

Los costos de los recipientes dependen principalmente de:



AREA [AREA CALCULADA] FT<sup>2</sup>

GRAFICA 2.3.8 COSTO BASE  
ENFRIADORES POR AIRE



TABLA 2.3.1.

**FACTORES DE CORRECCION PARA ENFRIADORES POR AIRE**

---

P	F <sub>p</sub>
150 lb	1.0
250	1.05
500	1.10
1000	1.15

L Tubo	F <sub>T</sub>
16 Ft	0.00
20	0.05
24	0.10
30	0.15

Material	F <sub>m</sub>
A.C.	0.00
S.S.	0.50
S.S. 316	2.0

---

Fuente: Process Plant Estimating Evaluation and Control  
Guthrie M. Kenneth.

- a) Peso del recipiente
- b) Material de construcción

Para determinar su costo estimado es necesario contar con los siguientes datos:

Diámetro (in)

Longitud (Ft)

Presión de diseño (Psi)

Material

Tipo de cabezas

Posición (vertical u horizontal)

Para la estimación del espesor de pared del cuerpo y tapas de los recipientes se utilizan las siguientes fórmulas:

Para coraza cilíndrica:

$$t = \frac{PR}{SE - 0.6P}$$

Para cabezas elipsoidales:

$$t = \frac{PD}{2SE - 0.2P}$$

Para cabezas torisféricas:

$$t = \frac{0.885 PL}{SE - 0.1P} \quad L = \frac{D}{2 \cos \theta}$$

t = Espesor (in)

P = Presión de diseño (Psi)

D = Diámetro (in)

S = Esfuerzo máximo permisible

E = Eficiencia de juntas

Con estos espesores se recurre a tablas de diámetro vs espesor y se obtiene un determinado peso tanto para coraza como para cabezas. Tablas 2.3.2., 2.3.3. y 2.3.4.

Con este peso y teniendo costos de material por kg se obtiene el costo del recipiente. Tabla 2.3.5.

Para los internos de torres ya sean de platos o empaçadas se dispone de tablas que traen el costo por plato para las dimensiones requeridas y de tablas que proporcionan el costo por volumen de empaque. Tablas 2.3.6 y 2.3.7.

TABLA 2.3.2.  
 PESO CORAZAS CILINDRICAS (8/PI LINEAL)

D. INT.	1/4	5/16	3/8	1/2	9/16	5/8	3/4	13/16	7/8	15/16	1	1 1/16	1 1/8	1 1/4	1 5/16	1 3/8	1 7/16	1 1/2
1'-0"	82	85	79	108	119	132	161	171	185	199	213	225	250	267	281	296	311	325
2'-0"	69	87	104	140	158	176	212	228	244	262	280	298	314	350	369	388	405	425
2'-5"	85	108	130	174	195	219	264	281	305	325	348	365	389	434	455	479	502	525
3'-0"	104	130	155	208	235	252	315	335	352	368	415	437	464	517	544	571	598	625
3'-5"	121	151	182	243	274	305	368	390	421	451	482	508	539	600	631	662	694	725
4'-0"	138	173	207	277	312	347	418	448	480	514	549	578	614	684	719	754	790	825
4'-5"	155	194	233	311	351	390	469	499	538	577	617	650	689	767	805	843	885	925
5'-0"	172	215	259	345	389	433	521	554	597	640	684	720	764	850	894	937	981	1025
5'-5"	189	237	284	380	428	475	572	608	655	703	751	791	839	934	981	1029	1077	1125
6'-0"	207	258	310	414	466	519	624	663	715	766	819	862	914	1017	1069	1121	1173	1225
6'-5"	224	280	336	448	505	562	675	718	774	830	886	939	999	1100	1155	1212	1269	1325
7'-0"	241	301	362	483	544	605	728	773	833	893	953	1004	1064	1164	1244	1304	1364	1425
7'-5"	258	320	387	517	582	647	778	827	892	956	1021	1075	1139	1237	1331	1395	1460	1525
8'-0"	275	344	413	551	621	690	829	882	951	1019	1088	1145	1213	1309	1419	1487	1556	1625
8'-5"	292	365	439	585	659	733	881	937	1010	1082	1155	1216	1286	1434	1508	1579	1652	1725
9'-0"	309	387	464	620	698	775	932	991	1068	1145	1222	1287	1363	1517	1594	1671	1748	1825
9'-5"	327	408	490	654	735	819	984	1045	1127	1208	1290	1368	1459	1600	1681	1762	1843	1925
10'-0"	344	430	516	688	775	862	1035	1101	1186	1271	1357	1429	1513	1653	1739	1824	1909	2025

TABLA 2.3.3.

PESO POR 2 CABEZAS TORISFERICAS (Lbs)

D. INT.	1/4	5/16	3/8	1/2	9/16	5/8	3/4	13/16	7/8	15/16	1	1 1/16	1 1/8	1 1/4	1 5/16	1 3/8	1 7/16	1 1/2
1'-5"	65	80	100	130	160	170	205	230	250	265	280	375	320	355	370	385	400	420
2'-0"	140	170	200	260	290	320	370	400	430	490	560	590	630	710	750	790	830	870
2'-5"	200	250	290	370	420	480	550	590	640	710	810	860	910	1010	1070	1130	1180	1240
3'-0"	280	340	400	520	580	640	760	810	870	970	1110	1160	1240	1380	1450	1520	1600	1680
3'-5"	370	450	530	680	760	840	1000	1080	1140	1270	1450	1520	1610	1800	1890	1980	2080	2180
4'-0"	470	570	670	870	970	1070	1280	1380	1450	1610	1830	1920	2040	2260	2380	2500	2610	2740
4'-5"	630	750	890	1140	1270	1400	1670	1770	1900	2100	2400	2500	2650	2960	3100	3250	3400	3580
5'-0"	760	910	1070	1380	1540	1700	2020	2150	2300	2530	2850	3000	3200	3550	3700	3900	4100	4280
5'-5"	900	1090	1270	1640	1830	2010	2400	2560	2800	2960	3400	3600	3800	4200	4400	4600	4800	5000
6'-0"	1060	1270	1490	1920	2150	2370	2810	3000	3200	3530	3950	4150	4400	4900	5180	5400	5600	5800
6'-5"	1230	1470	1730	2230	2500	2750	3260	3450	3700	4050	4600	4800	5100	5650	5900	6200	6500	6750
7'-0"	1410	1700	1980	2560	2850	3150	3750	3950	4250	4650	5300	5500	5800	6450	6750	7100	7400	7750
7'-5"	1610	1930	2280	2950	3250	3600	4290	4500	4850	5250	5950	6250	6600	7300	7650	8000	8400	8750
8'-0"	1810	2200	2550	3300	3650	4050	4800	5050	5450	5850	6700	7050	7400	8100	8500	9000	9500	9900
8'-5"	2040	2450	2850	3700	4100	4500	5350	5700	6100	6550	7500	7900	8300	9100	9550	10100	10500	11000
9'-0"	2250	2750	3200	4100	4600	5050	5950	6350	6800	7400	8350	8750	9200	10100	10700	11200	11700	12200
9'-5"	2500	3000	3550	4550	5050	5600	6500	7000	7500	8150	9250	9700	10200	11100	11800	12400	12900	13500
10'-5"	2750	3350	3900	5000	5600	6180	7100	7700	8300	9000	10200	10700	11200	12400	13000	13600	14200	14800

TABLE 2.3.4.

PESO FOR 2 CABEZAS ELIPSOIDALES (Lbs)

D. INT.	1/4	5/16	3/8	1/2	9/16	5/8	3/4	13/16	7/8	15/16	1	1 1/16	1 1/8	1 1/4	1 5/16	1 3/8	1 7/8	1 1/2
1'-0"	80	100	120	150	170	180	220	230	240	280	290	290	300	340	360	370	390	400
2'-0"	150	180	210	270	300	340	400	420	460	480	560	590	610	690	710	740	770	810
3'-0"	230	280	320	420	460	510	610	640	690	740	830	870	920	1020	1070	1120	1170	1220
4'-0"	320	390	450	590	650	720	860	910	980	1040	1180	1230	1300	1440	1510	1580	1650	1720
5'-0"	440	530	610	790	860	970	1180	1220	1310	1400	1580	1630	1750	1900	2020	2120	2210	2300
6'-0"	570	680	800	1020	1140	1280	1480	1580	1700	1810	2080	2140	2280	2480	2600	2740	2850	2970
7'-0"	750	900	1050	1380	1510	1680	1980	2100	2240	2400	2730	2840	2980	3300	3480	3620	3770	3920
8'-0"	920	1100	1280	1650	1850	2040	2430	2550	2780	2930	3310	3450	3650	4080	4200	4400	4590	4780
9'-0"	1100	1330	1560	2000	2220	2460	2900	3070	3300	3500	3970	4150	4400	4860	5050	5300	5500	5750
10'-0"	1310	1570	1830	2380	2650	2900	3400	3650	3900	4150	4700	4900	5200	5700	6000	6250	6500	6750
11'-0"	1520	1820	2130	2750	3050	3400	4000	4200	4500	4800	5450	5700	6000	6550	6850	7250	7500	7800
12'-0"	1750	2100	2450	3200	3550	3900	4600	4900	5200	5600	6300	6600	7000	7700	8000	8400	8700	9100
13'-0"	2000	2400	2800	3650	4050	4450	5240	5550	6000	6400	7200	7500	7900	8700	9100	9500	10000	10400
14'-0"	2270	2750	3200	4100	4600	5000	6000	6300	6800	7200	8100	8500	9000	9900	10300	10800	11300	11700
15'-0"	2550	3100	3600	4600	5100	5700	6700	7100	7600	8100	9200	9600	10100	11100	11600	12100	12600	13200
16'-0"	2850	3400	4000	5200	5700	6300	7500	7900	8500	9100	10200	10700	11300	12400	13000	13500	14200	14700
17'-0"	3150	3800	4400	5700	6400	7000	8300	8700	9400	10000	11300	11800	12400	13700	14300	15000	15700	16200
18'-0"	3500	4200	4900	6300	7100	7800	9200	9700	10400	11100	12600	13100	13800	15200	15900	16600	17300	18000

TABLA 2.3.5.

COSTOS DE ACERO AL CARBON PARA RECIPIENTES A PRESION

---

PESO RECIPIENTE (KG)	COSTO PESOS/KG
1000	130.00
2000	83.00
3000	67.00
4000	59.00
5000	54.00
6000	51.00
7000	49.00
8000	47.00
9000	46.00
10000 o más	45.00

---

Fuente: Investigación de campo  
Costos Actuales.

TABLA 2.3.6.

INTERNOS DE TORRES

PLATOS TIPO VALVULA ACERO INOXIDABLE

DIAM. (Ft) PLATO	COSTO EN DOLARES		
	410 S.S.	304 S.S.	316 S.S.
3.0	225	250	295
4.0	315	355	435
5.0	420	485	605
6.0	530	615	780
7.0	630	760	985
8.0	800	980	1285
9.0	950	1175	1575
10.0	1160	1430	1905

Para acero al carbón deducir el 10% del costo para 410 S.S. (Costo en Base a -  
20 Platos)

Factor de Ajuste por Cantidad.

De 19 a 15 Platos agregar 25%

14	11	50%
10	9	75%
8	5	100%
4		125%
2		200%

Fuente: THE RICHARDSON SYSTEM RAPID,  
PROCESS EQUIPMENT.



TABLA 2.3.7.  
COSTO DE EMPAQUES

TIPO	TAMAÑO (in)	COSTO Dls/FT <sup>3</sup>
Anillos Pall de Metal	1	54.35
	1 1/2	42.50
	2	34.90
Anillos Pall de Propileno	1	13.55
	2	8.15
	3 1/2	3.95
Sillas Intalox de Propileno	1	13.55
	2	8.15
	3	3.95
Sillas Intalox de Porcelana	1	11.30
	2	8.00
	3	7.35
Anillos Raschig de Acero al Carbón	1	19.00
	1 1/2	14.70
	2	13.40
Anillos Raschig de Porcelana	1	11.30
	1 1/2	8.60
	2	6.00

FUENTE: THE RICHARDSON SYSTEM RAPID  
PROCESS EQUIPMENT.

### 2.3.5. BOMBAS

Este tipo de equipo mecánico se utiliza para transferir fluidos de un lugar a otro, incrementando la presión del fluido.

Los diferentes tipos de bombas comúnmente empleados en operaciones industriales son:

**Bombas Reciprocantes.** Pueden entregar fluidos contra altas - presiones y operan con buena eficiencia sobre un amplio rango de condiciones de operación.

**Bombas Centrifugas.** Se utilizan generalmente para cualquier - tipo de servicio, son de construcción simple y barata, sus costos de - mantenimiento son relativamente bajos.

El costo de bombas se ve afectado principalmente por:

- a) Tipo
- b) Materiales de construcción
- c) Potencia
- d) Eficiencia

Su costo se estima teniendo los siguientes datos:

Capacidad (GPM)

Cabeza dinámica total (Psi)

Material

El costo base que se obtiene de la gráfica 2.3.6., se ajusta según el material y la presión de succión por medio de los factores  $F_m$  y  $F_p$  respectivamente. Estos factores se dan en la Tabla 2.3.8.

$$\text{Costo Base} \times F_m \times F_p = \text{Costo}$$

### 2.3.6. COMPRESORES

Equipo mecánico que es generalmente requerido en los procesos gaseosos, en un amplio rango de capacidades, presiones y temperaturas. La compresión de gas es una unidad compleja de operación.

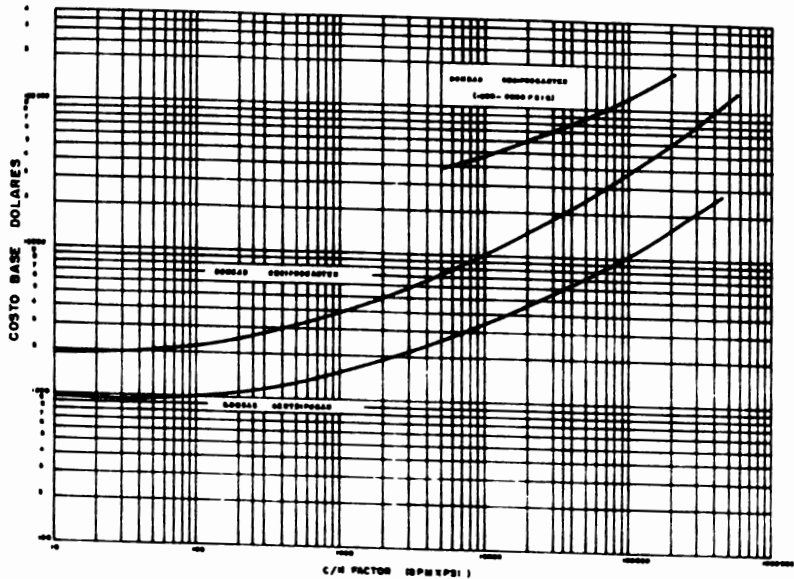
Los tipos de compresores comúnmente usados son:

Compresores centrífugos. Para altas capacidades y bajas presiones de descarga.

Compresores Recíprocos. Para bajas capacidades y altas presiones de descarga.

Su costo se ve afectado por:

- a) Potencia
- b) Tipo
- c) Material
- d) Gasto
- e) Número de pasos



GRAFICA 2.6 COSTO BASE BOMBAS

TABLA 2.3.8.

FACTORES DE CORRECCION PARA BOMBAS CENTRIFUGAS Y  
RECIPROCANTES

---

MATERIAL	F <sub>m</sub>	F <sub>m</sub>
	CENTRIFUGA	RECIPROCANTE
FIERRO FORJADO	1.00	1.00
ACERO	1.36	1.62
ACERO INOXIDABLE	2.00	2.36

PRESION DE SUCCION (PSI)	F <sub>p</sub>	F <sub>p</sub>
	CENTRIFUGA	RECIPROCANTE
150	1.00	1.00
150 - 500	1.62	1.32
500 - 1000	2.12	1.53

---

FUENTE: PROCESS PLANT ESTIMATING EVALUATION AND CONTROL  
GUTHRIE M. KENNETH.

Para estimar su costo se requieren los siguientes datos:

Tipo de compresor

BHP

Materiales

La gráfica 2.3.7., de costo base es para compresores centrífugos y reciprocantes de acero al carbón. El costo base obtenido, se — ajusta con el factor de costo auxiliar Fa. Gráficas 2.3.8.

#### 2.3.7. ACCIONADORES PARA BOMBAS Y COMPRESORES

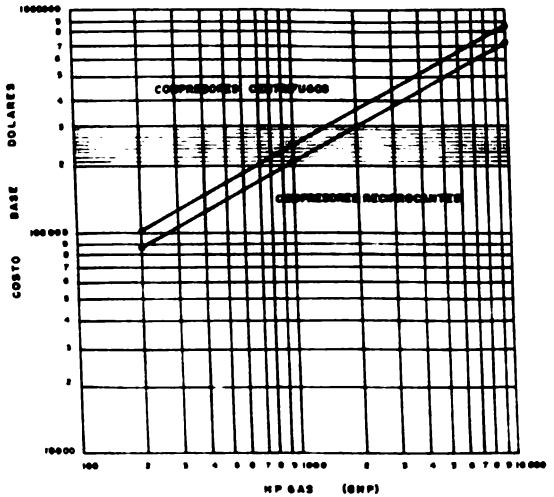
Accionadores mecánicos. Motores eléctricos, su costo está influenciado primordialmente por:

- a) Potencia
- b) Revoluciones por minuto
- c) Tipo

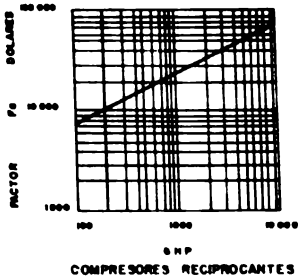
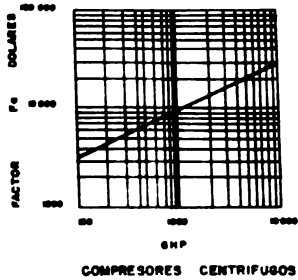
Turbinas de vapor. Su costo se ve afectado principalmente por:

- a) Potencia
- b) Revoluciones por minuto
- c) Tipo

Para este caso, el costo estimado de los accionadores se hizo únicamente tomando un determinado porcentaje de acuerdo al costo del —



GRAFICA 2.3.7 COSTO BASE  
COMPRESORES



GRAPICA 2.3.8 FACTORES COSTO DE EQUIPO AUXILIAR PARA COMPRESORES



equipo mecánico.

Para el estimado de costos de los equipos involucrados en las plantas a que se hace referencia en este estudio se tomaron los métodos de estimación mencionados para cada grupo de equipos.

Las gráficas de costo base presentadas para cada grupo de -- equipo están escaladas a junio de 1979, mediante índices económicos pu\_blicados por el BLS (U.S. Department of Bureau of Labor Statistics), es pecíficos para cada tipo de equipos.

### CAPITULO III

#### METODOS DE ANALISIS ECONOMICO

Con el objeto de analizar si un proyecto de inversión es conveniente desde el punto de vista del rendimiento que ofrece a la empresa, debemos proceder a analizarlo con sumo cuidado, es decir, a evaluarlo.

Uno de los problemas con que se enfrenta en la práctica el evaluador de proyectos es el de definir el criterio que le permita definir si un proyecto es económicamente viable o no.

Las técnicas de evaluación de proyectos deben satisfacer muchas de mandas:

1. Deben ser lo suficientemente firmes para sustentar las consecuencias de la decisión de desembolso de capital.
2. La presentación debe ser simplificada de tal manera que la dirección de la empresa pueda usar los resultados efectivamente en la decisión de llevar a cabo un determinado proyecto.

Han sido desarrollados un sin número de criterios los cuales se basan en diferentes consideraciones; cada uno de ellos tiene sus ventajas y desventajas, además según el tipo de proyecto, su aplicabilidad.

Los métodos de evaluación por su naturaleza pueden ser de dos tipos: en el primero de ellos ciertos parámetros son predeterminados

como volúmenes de producción, de ventas, etc., y se les da validez - total; éstos son los Métodos Determinísticos. El segundo grupo da cierta probabilidad a los parámetros predeterminados, o bien, se asignan - valores óptimos y pesimistas a los mismo; éstos son los Métodos Probabilísticos.

### 3.1. METODOS DETERMINISTICOS

El plan básico de estos métodos consiste en relacionar utilidades potenciales a la inversión.

Los métodos determinísticos se dividen en: Métodos que no reconocen el valor del dinero a través del tiempo y Métodos que sí reconocen su importancia y se conocen como Métodos con interés.

Entre los métodos que no reconocen el valor del dinero a través - del tiempo están los siguientes:

#### 3.1.1. PERIODO DE PAGO O RECUPERACION DE LA INVERSION

Este se define como el período de tiempo requerido, expresado generalmente en años, para que los beneficios producidos por el proyecto - sean iguales a la inversión necesaria para el mismo. Es decir, el tiempo mínimo teóricamente necesario para recuperar la inversión inicial de - capital en forma de flujo de caja del proyecto, basado en ganancias totales menos todos los costos, exceptuando la depreciación.

Si los beneficios van a ser constantes año con año bastará dividir el desembolso de dinero inicial entre los beneficios anuales obtenidos.

Si los beneficios van a ir variando con el tiempo, será necesario ir sumando sucesivamente éstos, hasta que igualen el desembolso inicial. Para poder utilizar el método la empresa debe definir el número máximo de años en que desea recuperar su inversión. Dependiendo de las empresas, este número varía frecuentemente entre dos y cinco años. Si el criterio se emplea para jerarquizar proyectos, aquellos que recuperan la inversión en el tiempo más corto, serán los mejor clasificados.

Ejemplo:

Proyecto	Inversión	Beneficios Anuales Netos				Periodo de Recuperación
		1	2	3	4	
A	1 000	700	200	200	-	2.5
B	1 000	500	400	200	200	2.5
C	1 000	350	350	350	350	2.85
D	1 000	400	400	300	300	2.66

El criterio tiene dos desventajas, la primera, el no tener en cuenta los beneficios que se obtendrán después de haber igualado la inversión inicial y la segunda, no considera la calendarización de los beneficios, es decir, le dá igual el valor del peso obtenido en el año -

uno que en el cinco.

### 3.1.2. RETORNO SOBRE LA INVERSIÓN

El concepto de retorno sobre la inversión es un criterio financiero muy aceptado en la industria de procesos químicos y refinerías.

Esto se conoce generalmente como ROI y representa la fracción de la inversión que se va a recuperar anualmente; se calcula dividiendo la utilidad antes de impuesto entre la inversión total.

Ejemplo:

Costo del proyecto A	1 000
Ventas	1 200
Costo de producción	800
Costo de ventas y administración	100
Utilidad antes de impuesto	300
Depreciación (lineal a 10 años)	100

$$ROI = \frac{300}{1\ 000} = 30\% \text{ Retorno sobre la inversión}$$

Se considera un método con técnicas de cálculo simplificadas, las cuales son esencialmente instantáneas, ya que el valor del dinero en el tiempo no se incluye. Todos los valores en el modelo de evaluación están supuestos como medios anuales sobre la vida económica del proyecto, la depreciación se calcula sobre una base lineal.

El uso de esta técnica debe ser confinado para evaluaciones preliminares y pequeños proyectos, abajo de tres millones de dólares aproximadamente.

Ahora bien, los métodos que consideran el valor del dinero con respecto al tiempo, se conocen como Métodos con Interés. El dinero recibido hoy valdrá menos que el mismo dinero el año entrante. La diferencia es el interés que se puede ganar en un año.

Antes de analizar estos criterios, es conveniente explicar el concepto de valor presente de una suma de dinero que se recibirá en el futuro.

La cantidad de dinero por invertir dependerá de la tasa de interés a la cual el dinero irá creciendo y a la frecuencia a la que va a ser computado, el interés generalmente se computa trimestralmente o anualmente.

Se supone una suma de dinero "P" a una tasa de interés "i", durante un lapso de tiempo de "n" años, por el cual se va a obtener al final de ese periodo una suma de dinero "S". Por tanto "P" en el presente es igual a "S" en el futuro, debido al factor de interés compuesto, es decir:

$$S = P (1 + i)^n$$

$(1 + i)^n$  = Factor de interés compuesto para la tasa de interés "i" y para "n" periodos.

Para encontrar el valor presente "P" de una suma "S" que se va a recibir dentro de "n" periodos bastará despejar la ecuación anterior:

$$P = \frac{S}{(1 + i)^n} = S \times f.a.$$

$$\frac{1}{(1 + i)^n} = \text{factor de actualización} = f.a.$$

Ejemplo:

El valor presente de \$100.00 pagadero en dos años, se puede definir como la cantidad de dinero que se necesita invertir actualmente a interés compuesto, de manera que se pueda contar con \$100.00 dentro de dos años.

Suponiendo una tasa de interés de 5% para obtener \$100.00 dentro de dos años, necesitamos invertir ahora:

f.a. para dos años y una tasa de interés del 5% anual:

$$f.a. = 1/(1 + 0.05)^2 = 0.907$$

Por lo tanto:

$$P = 100 \times 0.907 = 90.70$$

Un peso que va a recibirse dentro de dos años a una tasa de inte\_\_

rés de 5%, en la actualidad vale solamente noventa centavos con siete décimos.

Existen tablas que proporcionan tanto el factor de interés compuesto, como el factor de actualización para diversas tasas de interés y diferentes periodos de tiempo. Tabla 3.1.

### 3.1.3. TASA DE RENDIMIENTO INTERNO

Este método utiliza el concepto de valor presente, pero evita el seleccionar arbitrariamente una tasa de interés para evaluar los proyectos de inversión.

Se tendrá que encontrar por tanteos una tasa de interés a la cual el valor presente de los beneficios netos que se van a obtener como resultado del proyecto, va a ser igual al valor presente de los desembolsos necesarios para que el proyecto se efectúe. A la tasa de interés encontrada se le llama Tasa de Rendimiento Interno de la Inversión.

Ejemplo:

Proyectos:	A	B	C	D
Inversión	1 000	1 000	1 000	1 000
Beneficios	700 200 200	500 400 200	350 350 350	400 400 300



TABLA 3.1.

FACTORES DE ACTUALIZACION

Periodo	% DE INTERES POR PERIODO										
	10%	11%	12%	13%	14%	15%	16%	17%	18%	19%	20%
1	0.9091	0.9000	0.8929	0.8850	0.8772	0.8696	0.8621	0.8547	0.8474	0.8403	0.8333
2	0.8264	0.8116	0.7972	0.7831	0.7695	0.7561	0.7432	0.7306	0.7182	0.7062	0.6944
3	0.7513	0.7312	0.7118	0.6930	0.6750	0.6575	0.6407	0.6244	0.6086	0.5934	0.5787
4	0.6830	0.6587	0.6355	0.6133	0.5921	0.5718	0.5523	0.5336	0.5156	0.4987	0.4823
5	0.6209	0.5935	0.5674	0.5428	0.5194	0.4972	0.4761	0.4561	0.4371	0.4190	0.4012
6	0.5645	0.5346	0.5066	0.4803	0.4556	0.4323	0.4104	0.3898	0.3704	0.3521	0.3349
7	0.5132	0.4817	0.4523	0.4251	0.3996	0.3759	0.3538	0.3332	0.3139	0.2959	0.2791
8	0.4665	0.4339	0.4039	0.3762	0.3506	0.3269	0.3050	0.2848	0.2660	0.2487	0.2328
9	0.4241	0.3909	0.3607	0.3329	0.3075	0.2843	0.2630	0.2434	0.2252	0.2090	0.1938
10	0.3855	0.3522	0.3220	0.2946	0.2697	0.2472	0.2267	0.2080	0.1911	0.1756	0.1610

Para el proyecto A:

Partiendo de una tasa de interés del 10%:

A	f.a.10%	V.P.	f.a.5%	V.P.	f.a.6.5%	V.P.
1 000	1,0	1 000	1,0	1 000	1,0	1 000
700	0,909	636	0,962	668	0,939	658
200	0,828	165	0,907	181	0,862	176
200	0,751	<u>150</u>	0,864	<u>173</u>	0,828	<u>166</u>
		(49)		(20)		(0)

Proyecto	Tasa de Rendimiento Interno
A	6.5%
B	14.0%
C	15.0%
D	16.0%

La interpretación de ésto es muy interesante, ya que representa la tasa de interés más alta que un inversionista desea pagar, sin perder - dinero si todos los fondos para financiar la inversión se obtuvieran por medio de un préstamo, mismo que se pagaría en la forma en que se ob tienen los beneficios netos resultantes de la inversión.

#### 3.1.4. FLUJO DE EFECTIVO DESCONTADO

Este criterio de basa en encontrar la tasa de interés que da un - valor presente, de los ingresos a lo largo de la vida del proyecto igual a la inversión original y que representa la tasa de interés compuesta - del retorno de inversión del proyecto determinado.

### 3.1.5. VALOR PRESENTE NETO

Este método utiliza el concepto de valor presente y para aplicarlo se requiere dar los siguientes pasos:

- a) Determinar el costo del dinero que utiliza la empresa para financiar todas sus operaciones.
- b) Calcular el valor de las erogaciones requeridas por el proyecto de inversión.
- c) Calcular el valor de los beneficios resultantes de la inversión.
- d) Calcular la diferencia entre el valor presente de los beneficios y el de las erogaciones; a éste se conoce como Valor Presente Neto de la Inversión.

Cuando se trata de flujos de efectivo exactamente iguales se puede utilizar la fórmula del valor presente de una anualidad.

$$VP \text{ de una anualidad} = \left[ \frac{1 - \frac{1}{(1+i)^n}}{i} \right] a$$

$i$  = Tasa de interés

$n$  = Número de periodos

$a$  = Flujo de efectivo

El criterio para aceptar o rechazar un proyecto de inversión es:

Aceptar a aquellos proyectos cuyo valor presente neto sea mayor

o igual a cero.

Rechazar aquéllos otros cuyo valor presente neto sea menor a cero, es decir, negativos.

Lógicamente el proyecto que ofrezca el más elevado valor presente neto, es el que debe ser seleccionado para ser llevado a cabo.

Un proyecto cuyo valor presente neto sea cero, será un proyecto con una tasa de rentabilidad igual a la tasa del costo del dinero de la empresa. En otras palabras, dicho proyecto no va a contribuir a la productividad de la empresa.

Este criterio de valor presente neto es el único cuyos resultados se ven influenciados por el costo del dinero de la empresa, el que a su vez estará reflejando cambios en las condiciones de los mercados de dinero y de capital.

El costo del dinero de una empresa, se puede definir como el promedio ponderado de todas las formas de financiamiento utilizadas por la misma. El factor de ponderación, será la magnitud con que se utilicen cada una de las fuentes de financiamiento dentro del total del mismo.

Ejemplo:

Suponiendo que la estructura del capital de la empresa de la cual se analizan las proposiciones de inversión es la siguiente:

Fuente de Financiamiento.	Saldo en Balance	Tasa de Interés Después de Impuesto	Costo
Préstamo bancario a corto plazo (15%)	100 000	12%	12 000
Obligaciones Hipotecarias (10%)	250 000	8%	20 000
Acciones Preferentes	500 000	19%	45 000
Acciones Comunes	<u>500 000</u>	16%	<u>80 000</u>
	1 350 000		187 000

$$\text{Costo del Dinero} = \frac{187\,000}{1\,350\,000} = 11.6\%$$

Esta es la tasa a la cual se van a calcular los valores presentes netos para cada una de las proposiciones siguientes:

Año	Factor de Actualización	Valor Presente Neto			
		A	B	C	D
0	1.000	1 000	1 000	1 000	1 000
1	0.898	627	448	314	368
2	0.803	161	321	281	321
3	0.719	144	144	252	216
4	0.645	—	129	226	194
Valor Presente Neto:		(68)	(42)	(73)	(99)

Con este método, se indican de una forma clara y objetiva las ganancias netas con que cada uno de los proyectos en cuestión, contribuirá a mejorar la productividad de la empresa.

En resumen, puede afirmarse que los criterios que consideran el valor que el dinero tiene con el transcurso del tiempo, son los únicos que clasifican adecuadamente a los proyectos de inversión.

### 3.2. METODOS PROBABILISTICOS

Estos métodos consisten en medir, la utilidad en términos de riesgo o incertidumbre. Algunos de ellos son los siguientes:

#### 3.2.1. ESTUDIOS DE SENSITIVIDAD

Es una forma simple de evaluar incertidumbre, su propósito es conocer los resultados variando en proporción definida: Inversión, costo de venta, costos de materia prima, etc.

En los cálculos realizados encuentran gran aplicación las máquinas computadoras, pues permiten en tiempo muy corto encontrar el efecto de las variaciones de los diferentes factores.

#### 3.2.2. ANALISIS DE RIESGO

Métodos que emplean computadoras: Dentro de estos métodos, se aplican las técnicas de investigación de operaciones, principalmente en el Método Montecarlo, que puede calcular las probabilidades de obtener una rentabilidad determinada en función de un análisis probabilístico de variables como: ventas, precios, inversiones, etc.

En enero de 1964, se publicó un artículo de H. Herz en el Harvard Business Review, el cual cubre el método con detalle haciendo uso de computadoras y llega a establecer gráficas que dan una visión clara del proyecto.

Métodos sin computadores; El Industrial Engineering Chemistry publicó en agosto de 1966, el Método de Reynaud, este método hace uso de procedimientos estadísticos aplicados a volúmenes de ventas, precios, e inversiones, como áreas de incertidumbre para que conjugados entre sí, llenen la probabilidad de utilidad.

Otros estudios se publicaron en abril de 1969, en el Chemical Engineering, son estudios de probabilidad de a través de análisis de opciones, donde la opinión de expertos sobre la probabilidad de los valores de cada variable se grafica para obtener con ello, usando los conceptos de desviación estandar, los valores más probables de cada una de las variables que afectan la función utilidad del proyecto.

## CAPITULO IV

### COMPARACION ECONOMICA

En este capítulo se lleva a cabo la comparación económica de los procesos de Absorción Refrigerada y Criogénico, los cuales como ya se mencionó son los más utilizados en la recuperación de hidrocarburos ligeros de la corriente de gas natural.

Para realizar el análisis económico de ambos procesos fue necesario recopilar información de plantas similares a las que ocupan este estudio.

#### 4.1. DATOS DE DISEÑO

Se considera que ambas plantas están diseñadas para procesar 2 - millones de  $m^3$  standard por día de gas natural, teniendo una recuperación de un 90% de propano, el etano no se separa sale junto con la corriente de gas residual.

Los datos de diseño de equipo presentados en la Tabla 4.1.1. para la planta de Absorción Refrigerada y en la Tabla 4.1.2. para la planta - criogénica, son los que se requieren para estimar el costo del equipo, mediante los métodos referidos en el Capítulo II, específicos para cada tipo de equipo.

#### 4.2. COSTOS DE EQUIPO

El costo estimado total de equipo de proceso para cada tipo de plan-



TABLA 4.1.1.

PLANTA DE ABSORCIÓN REFRIGERADA - EQUIPO DIMENSIONADO

CLAVE	NOMBRE	CARACTERÍSTICAS				
A -	Calentadores a F.D.	Q(MMBTU/HR)	P (PSIG)	MATERIAL		
A - 101	Reservidor T. Agotadora	40,91	280	A.C.		
A - 102	Calentador Gas Regeneración	2,24	275	A.C.		
B -	Torres	$D_1/D_2$	$(T-T)_1/(T-T)_2$	P (PSIG)	T (°F)	MATERIAL
B - 101	Torre Agotadora	6'6"	66'0"	400	-30	SA-200
B - 102	Torre Desmetanizadora	3'0"/6'0"	26'6"/62'0"	360	0	A-515-70
B - 103	Torre Desetinizadora	3'0"/4'6"	17'0"/21'0"	250	5	A-515-70
B - 104	Torre Desbutanizadora	8'6"/4'0"	46'6"/31'6"	220	360	A-515-70
B - 105	Torre Repasadora	4'0"	49'0"	50	500	A-515-70
B - 106		3'6"/9'0"	36'6"/36'6"	190	660	A-515-70
BP -	Platos	$D_1/D_2$	No. PB1/No. PB2			
BP - 101		6'6"	20			
BP - 102		3'0"/6'0"	12/28			
BP - 103		3'0"/4'6"	7/10			
BP - 105		4'0"	15			
BP - 106		3'6"/9'0"	20/15			
C -	Recipientes	$\phi$	T-T	P (PSIG)	T (°F)	MATERIAL
C - 101	Tqs. Sep. Gas Carga	5'0"	8'0"	490	90	A-515-70
C - 102	Deshidratadores Gas Carga	6'6"	7'0"	500/275	150/600	A-515-70
C - 103	Acumulador Aceite Pobre	5'6"	19'6"	175	200	A-515-70
C - 104	Sep. Aceite Presaturado	7'6"	25'0"	450	-30	A-203-A
C - 105	Sep. Aceite Pobre	6'0"	22'0"	320	-30	A-203-A
C - 106	Acum. Cond. a Desbutanizadora	4'0"	14'6"	230	150	A-515-70
C - 107	Acum. Cond. a Desetinizadora	3'6"	11'0"	250	30	A-515-70
C - 108	Acum. Cond. a Repasadora	6'0"	20'0"	50	250	A-515-70

Continúa.....

TABLA 4.1.1.

## PLANTA DE ABSORCIÓN REFRIGERADA - EQUIPO DIMENSIONADO

CLAVE	NOMBRE	CARACTERÍSTICAS				
C - 109	Acum. Cond. e Agotadora	Ø 4'0"	T - T 14'6"	P (PSIG) 175	T (°F) 210	MATERIAL A-515-70
C - 110	Separador Gas Regeneración	1'6"	4'0"	275	550	A-515 70
C - 111	Acum. Refrigerante Liq.	Ø 6"	33'0"	250	200	A-515-70
C - 112	Sep. Alta Presión	Ø 0"	13'0"	75	0	A-203-A
C - 113	Sep. Baja Presión	Ø 6"	7'0"	50	-50	A-203-A
D -	Cambiadores de Calor	A (ft <sup>2</sup> )	P (PSIG) T/C	MATERIAL T/C	TIPO	
D - 101	1er. IC. Gas Carga-Gas Res.	1212	450/500	AC/AC	Chiller	
D - 102	2o.	1090	450/500	AI/AC	"	
D - 103	Enf. Gas Carga-Refrig.	3720	500/240	AI/AI	"	
D - 104	Enf. Aceite Presureado	1153	500/240	AI/AI	"	
D - 105	Enf. Aceite Pobre-Refrig.	6254	350/240	AI/AI	"	
D - 106	Cond. Desbutanizadora	1602	240/240	AC/AI	"	
D - 107	Cond. Desbutanizadora	1597	225/220	ADM/AC	AES	
D - 108	Cond. Repasadora	390	225/ 50	ADM/AC	"	
D - 109	Cond. Agotadora	1173	225/190	ADM/AC	"	
D - 110	Reherv. Desmetanizadora	4917	190/350	AC/AC	BKT	
D - 111	Reherv. Desetanizadora	2651	250/250	AC/AC	"	
D - 112	Reherv. Desbutanizadora	747	300/210	AC/AC	"	
D - 113	Reherv. Repasadora	280	300/ 50	AC/AC	"	
D - 115	Enfriador Refrigerante	11205	225/275	ADM/AC	AET	
E -	Bombas	PCT(BHP)	G (GPM)	AP (PSIG)	MATERIAL	
E - 101	B. Aliment. Aceite Pobre-Absorb.	25	549	50	A-203-A	
E - 102	R. Aliment. Aceite Pobre-Desmet.	5.5	130	50	A-203-A	
E - 103	B. Aliment. Aceite Pobre - Separad.	75	574	150	AC	

Continúa.

TABLA 4.1.1.

PLANTA DE ABSORCIÓN REFRIGERADA - EQUIPO DIMENSIONADO

CLAVE	NOMBRE	CARACTERÍSTICAS				
		POT (BHP)	G (GPM)	AP (PSIG)	MATERIAL	
E - 104	B. Reflujo Desetanzadora	3.5	84.7	50	AC	
E - 105	B. Reflujo Repedadora	1.5	33.3	50	AC	
E - 106	B. Reflujo Desbutanizadora	3.5	78	50	AC	
E - 107	B. Reflujo Agotadora	2.5	60	50	AC	
E - 108	B. Aliment. Desbutanizadora	4.5	124	50	AC	
E - 109	B. Fondos Agotadora	212	4248	50	AC	
E - 110	B. Alimentación Aceite Pobre-Acum. 75		520	170	AC	
F -	Compresoras	P (HP)	G (ACFM)	No. Etapas	MATERIAL	REL. COMP.
F - 101	Compresor Refrigerante	8328	148	4	A-203/AC	13.15
F - 102	Compresor Gas Residual	462	1453.2	1	AC	1.1
F - 103	Compresor Gas Residual	67	74.1	1	AC	1.78

TABLA 4.1.2.

PLANTA CRIOGENICA - EQUIPO DIMENSIONADO

CLAVE	NOMBRE	CARACTERISTICAS				
A -	Calentador a F.D.	Q(MMBTU/HR)	P(PSIG)	MATERIAL		
A - 101	Calentador Gas Regeneración	30	500	A.C.		
B -	Tornes	$D_1/D_2$	$(T-T)_1/(T-T)_2$	P(PSIG)	T (°F)	MATERIAL
B - 101	Tornes Desmetanizadora	7'0" / 7'0"	84'0" / 7'0"	275	150	A-203-D
B - 102	Torre Desetanzadora	4'0" / 7'0"	34'6" / 35'6"	500	250	A-515-70
B - 103	Torre Desbutanizadora	3'6" / 4'6"	63'0" / 49'0"	300	100	A-515-70
BP -	Platos	$D_1/D_2$	No. P <sub>D1</sub> /No. P <sub>D2</sub>			
BP - 101		7'0" / 7'0"	20/20			
C -	Recipientes	$\emptyset$	T - T	P(PSIG)	T (°F)	MATERIAL
C - 101	Deshidratadores Gas Carga	9'0"	18'0"	800/275	150/800	AC
C - 102	Sep. Gas Regeneración	3'0"	8'0"	220	580	AC
C - 103	Sep. Gas Carga	6'0"	12'0"	635	150	AC
C - 104	Acum. Aliment. Desmetanizadora	10'0"	30'0"	575	150	AC
C - 105	Sep. Succión 2a. Et. Comp.	2'0"	6'0"	400	175	AC
C - 106	Sep. Succión 1a. Et. Comp.	2'0"	6'0"	1100	130	AC
C - 107	Tqe. Balance Propano Refrig.	5'0"	20'0"	430	100	AC
C - 108	Sep. Succión Expansor	2'0"	6'0"	400	175	AC
C - 109	Acum. Reflujo Desetanzadora	4'0"	20'0"	500	100	AC
C - 110	Acum. Reflujo Desbutanizadora	4'6"	18'0"	300	190	AC
D -	Cambiadore de Calor	A (ft <sup>2</sup> )	P (PSIG) T/C	MATERIAL T/C	T I P O	
D - 101	1er. Enfriador Gas Aliment.	7 300	100/500	AC/AC	CEN	
D - 102	2o. Enfriador Gas Aliment.	30 000	1100/500	AC/AC	CEN	
D - 103	3o. Enfriador Gas Aliment.	3 700	1100/500	AI/AI	CEN	

Continua.....

TABLA 4.1.2.

PLANTA CRIOGENICA - EQUIPO DIMENSIONADO

CLAVE	NOMBRE	CARACTERISTICAS			
		A (R <sup>3</sup> )	P(PSIG) T/C	MATERIAL T/C	TIPO
D - 104	4o. Enfriador Gas Aliment.	2 000	300/800	AC/AC	CEN
D - 106	5o. Enfriador Gas Aliment.	1 400	100/420	AC/AC	CEN
D - 108	6o. Enfriador Gas Aliment.	42 800	1210/100	AC/AC	CEN
D - 107	Condensador Refrigerante	2 000	300/400	AC/AC	CEN
D - 108	Enfriador Corriente Rica Etano	600	100/470	AC/AC	CEN
D - 109	Post. Enf. Gas Residual	3 740	90/1250	ADM/AC	CEN
D - 110	Enfriador Gas Regeneración	6 343	350/240	ADM/AC	CEN
D - 111	Condensador T. Desetanz.	1 032	280/800	AC/AC	AET
D - 112	Rehervidor Desetanzadora	1 071	100/800	AC/AC	AEV
D - 113	Precalent. Alim. Desetanzadora	64	300/530	AC/AC	AET
D - 114	Condensador Desbutanzadora	1 216	75/300	AC/AC	AET
D - 115	Rehervidor Desbutanzadora	516	300/300	AC/AC	AKV
D - 116	Enfriador LPG	383	75/170	AC/AC	AET
E -	Bombas	PCT(BHP)	G(GPM)	AP (PSIG)	MATERIAL
E - 101	B. Carga Desetanzadora	50.6	180	190	S. 8
E - 102	B. Fondos Desmetanzadora	55.6	220	800	S. 8
E - 103	B. Reflujo Desetanzadora	1.8	30	500	S. 8
E - 104	B. Reflujo Desbutanzadora	2.5	40	300	S. 8
E - 105	B. Metanol Anhidro	25	195	110	S. 8
F -	Compresores	P (BHP)	G (FT <sup>3</sup> /MIN)	MATERIAL	
F - 101	Compresor Gas Carga	1 890	10 080	AC	
F - 102	Compresor Gas Residual	2 800	7 600	AC	
F - 103	Compresor Gas Refrigerante	630	210	AC	
G -	Turboexpansores		G(lb/HR)	AP(PSIG)	
G - 101	Turboexpansor	2 820	219 000	830	
G - 102	Turboexpansor	1 920	178 000	1 100	

1  
8  
1

ta, se presenta en la Tabla 4.2.1. donde se observa que el costo total de equipo para la planta Criogénica es un 12% menor que para la planta de Absorción Refrigerada. En la Tabla está desglosado el costo por grupos de equipos para cada planta.

#### 4.3. INVERSION TOTAL

El costo total de equipo estimado es de suma importancia ya que es la base para calcular el monto de la Inversión Fija; esto se hace mediante el método modular expuesto en el Capítulo II. Como ya se explicó anteriormente se aplican diferentes factores al costo total de equipo para obtener el costo correspondiente a materiales, instalación de equipo y materiales, Ingeniería y gastos de construcción y lo referente a contingencias y honorarios.

La suma de todos estos conceptos viene a ser la inversión fija para cada caso.

Para calcular la inversión total en cada caso, se consideró la cantidad correspondiente al capital de trabajo como un 10% de la inversión fija. Tabla 4.3.1

Puede apreciarse que la inversión requerida para la planta de absorción es aproximadamente 40 millones de pesos superior a la requerida para la planta criogénica.

TABLA 4.2.1.

COSTO DE EQUIPO DE PROCESO

---

	ABSORCION (Miles de Pesos)	CRIOGENICA
Hornos	7 129	2 400
Cambiadores	16 361	12 606
Tornes y Recipientes	27 896	20 487
Bombas	4 143	1 242
Compresores	49 656	57 175
<b>COSTO TOTAL</b>	<b>105 179</b>	<b>93 910</b>

---

**TABLA 4.3.1.**  
**INVERSION TOTAL**

Inversión Fija (Método Modular)	ABSORCION CRIOGENICA (Miles de Pesos)	
Costos Directos:		
Equipo de Proceso	105 179	93 910
Materiales		
Tubería	38 657	30 051
Concreto	9 361	8 398
Acero	1 788	1 508
Instrumentos	7 678	6 855
Eléctrico	8 780	7 786
Aislamiento	3 578	3 108
Pintura	<u>651</u>	<u>663</u>
Costo Total de Equipo y Materiales	170 600	162 321
Instalación de Equipo y Materiales	<u>61 004</u>	<u>54 468</u>
	231 604	206 789
Costos Indirectos:		
Ingeniería y Gastos Construcción	<u>78 745</u>	<u>70 308</u>
Subtotal	310 349	277 097
Contingencias y Honorarios	<u>55 863</u>	<u>49 878</u>
Inversión Fija	366 212	326 975
Capital de Trabajo	<u>36 621</u>	<u>32 697</u>
Inversión Total	402 833	359 672



#### 4.4. COSTO TOTAL DE PRODUCCION

El costo total de producción está integrado por los Costos de Operación y los Gastos Generales.

Se conocen como Costos de Operación aquellos que están directamente ligados con la operación de manufactura o equipo en una planta y son los siguientes:

- Costo de Materia Prima.- Se obtiene de acuerdo al consumo - - anual de materia prima. Tabla 4.4.1.
- Costo de Mano de Obra Directa de Operación.- Va de acuerdo al consumo de horas-hombre necesarias para la operación de la planta, Tabla 4.4.2.
- Costo de Servicios.- Se refiere al costo obtenido de acuerdo al consumo de servicios tales como: agua de enfriamiento, vapor, - electricidad y combustible. Tabla 4.4.3.
- Supervisión y Administración.- Costo considerado como un 10% del costo de mano de obra directa de operación.
- Mantenimiento.- Actividad necesaria para mantener las buenas condiciones de operación en una planta. Su costo incluye materiales, mano de obra y supervisión. Se considera en este caso como un 3% de la Inversión Fija.
- Suministros de operación.- Suministros diversos necesarios - para la eficiente operación de la planta.

TABLA 4.4.1.

COSTO ANUAL DE MATERIA PRIMA

---

ABSORCION CRIOGENICA  
(Miles de Pesos)

Gas Natural		
Consumo para Ambas		
Planta: 2 000 000 M <sup>3</sup> /D	196 000	196 000

---

TABLA 4.4.2.

COSTO ANUAL DE MANO DE OBRA DIRECTA DE OPERACION  
TRIPULACIONES

ABSORCION	CRIOGENICA		
	Personas/mes	Personas/mes	
Encargado Planta	3.5	Encargado Planta	3.5
Op. Especial Planta	3.5	Op. Especial, Comp.	3.5
Op. Especial Compres.	3.5	Op. 1a. Pta. Dest. Desint.	3.5
Op. 1a. Pta. Dest. Desint.	3.5	Op. 2a. Pta. Proceso	7.0
Op. 2a. Pta. Proceso	7.0	Op. 2a. Pta. Compres.	3.5
Op. 2a. Pta. Compresores	3.5	Ayud. Esp. Op. Pta. Dest.	3.5
Op. 3a. Planta	3.5	Obrero Gral. Planta	0.5
Ayud. Esp. Operador Pta. Dest.	3.5		
Ayud. Esp. Operador Pta. Comp.	8.5		
Obrero General Planta	4.0		
<b>TOTAL</b>	<b>39.0</b>	<b>TOTAL</b>	<b>25.0</b>
Costo Anual	9 772		6 264
(Miles de Pesos)			

**TABLA 4.4.3.**  
**COSTO ANUAL DE SERVICIOS AUXILIARES**

---

	ABSORCION		CRIOGENICA	
	Consumo	Costo/Año	Consumo	Costo/Año
Agua de Enfriamiento (GPM)	-	-	2 000	360
Vapor de Baja P. 50# (T/D)	-	-	215	709
Combustóleo (BPD)	273	2 665	50	525
Electricidad (KWH)	7 725	18 354	4 920	11 690
Costo Total Anual				
de Servicios(Miles de Pesos)		21 219		13 284

---

Se considera como un 15% del Costo de Mantenimiento.

- Depreciación.- Es la disminución del valor del equipo a través del tiempo. En este caso se considera lineal a 10 años.

- Indirectos de Planta.- Representan los costos requeridos por conceptos como: servicio médico, seguridad, oficinas, almacenes, etc.

Se considera como un 35% de la sumatoria de los costos de mano de obra, supervisión y administración y mantenimiento.

Ahora bien, los gastos generales incluyen los gastos de administración y los referentes a ventas y distribución.

- Administración.- Gastos relacionados con sueldos, salarios administración, secretarías, mobiliario, comunicaciones y todo lo relacionado con lo administrativo. Se considera como un 5% del costo total de operación.

- Ventas y Distribución.- Gastos involucrados en la venta de productos, salarios, comisiones, servicios técnicos, etc. Se considera como un 6% del costo total de operación.

La Tabla 4.4.4. presenta el cálculo del costo total anual de producción para cada una de las plantas que ocupan este estudio, aquí puede observarse que el costo total anual de producción para la planta criogénica es aproximadamente un 7% menor que para la planta de absorción.

TABLA 4.4.4.

COSTO TOTAL ANUAL DE PRODUCCION

---

	ABSORCION	CRIOGENICA
	(Miles de Pesos)	
Materia Prima	196 000	196 000
M.O. Directa Operación	9 772	6 264
Servicios	21 219	13 284
Supervisión y Administración	977	628
Mantenimiento	10 988	9 809
Suministros de Operación	1 648	1 471
<b>COSTO DIRECTO DE OPERACION</b>	<b>240 602</b>	<b>227 454</b>
Depreciación	36 621	32 697
<b>COSTO INDIRECTO DE OPERACION</b>	<b>36 621</b>	<b>32 697</b>
<b>INDIRECTOS DE PLANTA</b>	<b>7 607</b>	<b>5 848</b>
<b>COSTO TOTAL DE OPERACION</b>	<b>284 830</b>	<b>266 998</b>
Administración	14 242	13 300
Ventas y Distribución	17 090	15 980
<b>GASTOS GENERALES</b>	<b>31 332</b>	<b>29 280</b>
<b>COSTO TOTAL ANUAL DE PRODUCCION</b>	<b>316 162</b>	<b>296 256</b>

---

#### 4.5. ANALISIS ECONOMICO

El análisis económico de las alternativas presentadas es el paso final en el desarrollo de este trabajo, ya que de este análisis se obtendrá el resultado deseado para escoger la proposición más conveniente desde el punto de vista económico.

Para hacer la evaluación económica se requiere juzgar o comparar las alternativas bajo un mismo criterio, en este caso el criterio económico a seguir es el método de Valor Presente Neto, mencionado en el Capítulo III.

Para apreciar este método, es necesario calcular primeramente - el estado de flujo de efectivo para ambos casos.

El estado de Flujo de Efectivo se elabora de la siguiente manera: (Tabla 4.5.1.).

En este caso, las ventas brutas (Tabla 4.5.2.) son iguales a las ventas netas ya que no hay costo en el renglón de patentes y regalías.

El costo directo de operación que constituye el costo de lo vendido se resta a las ventas netas para obtener así el margen bruto.

Los costos de Administración y depreciación se suman entre sí y se restan del margen bruto para tener la utilidad bruta.

TABLA 4.5.1.  
ANALISIS ECONOMICO

---

	ABSORCION	CRIOGENICA
Inversión	402 833	359 673
Ventas Netas	495 471	501 107
Costo de lo Vendido	240 602	227 484
Margen Bruto	255 869	273 623
Administración	21 849	19 145
Depreciación	36 621	32 697
Utilidad Bruta	197 399	221 811
Gastos Admon. Gnal.	17 090	15 960
Ingresos Antes Impuestos	180 309	205 851
Impuestos	75 730	86 457
Ingresos Netos	104 579	119 394
Reparto de Utilidades	14 425	16 468
Utilidad Neta	90 154	102 926
Depreciación	36 621	32 697
Efectivo Generado	126 775	135 623
Flujo de Efectivo	126 775	135 623

---



TABLA 4.6.2.  
VENTAS ANUALES

---

	ABSORCION		CRIOGENICA	
	Cantidad	Venta Anual	Cantidad	Venta Anual
Gas Residual (MMPCSD)	63.7	176 792	66.0	180 400
Gasolinas (BPD)	707.0	100 823	714.0	104 851
LPG (T/A)	89 940.0	215 856	89 940.0	215 856
Ventas Anuales (Miles de Pasos)		498 471		501 107

---

Y la diferencia entre los gastos de administración general y la utilidad bruta representan los ingresos antes de impuestos. Estos ingresos menos los impuestos constituyen los ingresos netos. Ahora bien, para obtener la utilidad neta se resta el reparto de utilidades a los ingresos netos. Teniendo la utilidad neta se les suma la depreciación y se llega al efectivo generado, que para este caso será igual al flujo de efectivo.

Ya contando con los flujos de efectivo se procede a emplear el método del Valor Presente Neto, aplicado con una tasa de interés del 16% anual sobre un flujo de efectivo a 10 años.

Como está seleccionado el interés se utilizan los factores de actualización para diversas tasas de interés y diferentes periodos de tiempo de la Tabla 3.1.

Estos factores producen los flujos de efectivo descontados y la suma de estos representa el flujo neto efectivo descontado. El valor presente neto viene a ser la diferencia entre el Flujo Neto de efectivo descontado y la inversión en cada caso. Tablas 4.5.3. y 4.5.4.

El método del Valor Presente Neto, como ya se mencionó, sigue el criterio de aceptar el proyecto de inversión que ofrezca el valor presente neto más elevado, de aquí que de los resultados arrojados por el análisis económico realizado puede observarse que el proyecto que presenta el valor presente neto más elevado es el de la Planta Criogénica.

TABLA 4.5.3.  
VALOR PRESENTE NETO

---

Años	Flujos de Efectivo	Flujos de Efectivo Descontados
(Miles de Pesos)		
1	126 775	109 293
2	126 775	94 219
3	126 775	81 226
4	126 775	70 018
5	126 775	60 368
6	126 775	52 028
7	126 775	44 853
8	126 775	38 666
9	126 775	33 342
10	163 396	37 042

Flujo Neto de Efectivo Descontado = 621 044

Inversión = 402 833

Valor Presente Neto = 218 211

---

TABLA 4.5.4.  
VALOR PRESENTE NETO

---

PLANTA CRIOGENICA

Años	Flujos de Efectivo	Flujos de Efectivo Descontados
	( Miles de Pesos )	
1	135 623	116 921
2	135 623	100 795
3	135 623	86 894
4	135 623	74 905
5	135 623	64 570
6	135 623	55 660
7	135 623	47 963
8	135 623	41 365
9	135 623	35 669
10	168 320	38 158

Flujo Neto de Efectivo Descontado = 662 920

Inversión = 359 673

Valor Presente Neto = 303 247

---

## CONCLUSIONES

Nuestro país cuenta con una gran cantidad de gas natural libre y asociado del que se requiere obtener el mayor provecho, recuperando las fracciones más valiosas tales como etano y propano. Para lograr esto último debe utilizarse la tecnología más avanzada, optimizando las características económicas y productivas para procesar la mayoría de los 4 millones de pies cúbicos que aproximadamente se producen a diario.

La incesante búsqueda de la tecnología aplicada para tal fin ha permitido encontrar en la actualidad métodos de separación adecuada. De los procesos empleados para la recuperación de licuables a partir de gas natural, se seleccionaron para este estudio los dos procesos más utilizados con tal finalidad: el Proceso de Absorción Refrigerada y el Proceso Criogénico.

En base a los resultados obtenidos en este estudio puede apreciarse que de acuerdo a las cifras que aparecen en la tabla 4.2.1, el costo de equipo de proceso para la Planta de Absorción Refrigerada viene siendo en 12% mayor que para la Planta Criogénica.

Esto se debe fundamentalmente a que las plantas de Absorción cuentan con un número mayor de equipos de proceso, en estas plantas se necesita una cierta cantidad adicional de equipos que se requieren para recuperar y manejar el aceite de absorción, además el sistema de refrigeración viene a ser de mayor capacidad, ya que aparte de enfriar el gas de carga, es necesario enfriar el aceite de absorción.

Por lo anterior, la inversión total calculada para cada caso mediante el método modular, basado en el costo total de equipo de proceso resulta ser mayor para la planta de absorción en más de 43 millones de pesos.

Ahora bien, en cuanto a los costos anuales de producción, se observa en la tabla 4.4.4 que estos también resultan mayores para la planta de absorción en un 7% aproximadamente con respecto a lo obtenido para la planta criogénica. Estos costos están afectados principalmente por los valores correspondientes a mano de obra directa de operación, servicios auxiliares y mantenimiento, los demás valores involucrados vienen siendo porcentajes de estos.

En la tabla 4.4.4 se nota claramente que lo correspondiente a mano de obra directa de operación, servicios y mantenimiento para la planta de absorción tienen valores más elevados que para la planta criogénica, esto se debe fundamentalmente a la complejidad que presentan las plantas de absorción, ya que el contar con más equipo implica un aumento en cuanto a espacio, consumo de servicios y recursos humanos.

Como ya se indicó, para el análisis económico se siguió el método del Valor Presente Neto, método que se considera decisivo para la selección final del proceso, ya que además de incluir todos los conceptos como inversión inicial, costos de operación, etc., considera el valor del dinero a través del tiempo. El criterio a seguir con este método es aceptar el proyecto que ofrezca este valor más elevado, indicándose con esto las ganancias netas con que contribuirá el proyecto a la economía de la empresa.

Las tablas 4.5.3. y 4.5.4. exponen el valor presente neto que resulta en cada caso, de aquí puede verse que el caso que presenta el VPN más elevado -

es el que corresponde a la planta criogénica.

De lo expuesto anteriormente y en vista de las cifras obtenidas para cada tipo de planta, puede concluirse que las plantas que operan bajo el proceso criogénico resultan ser las más convenientes tanto técnica como económicamente.

El proceso criogénico, cuya tecnología se ha desarrollado en el Instituto Mexicano del Petróleo, se utiliza en 3 plantas operando actualmente con una capacidad de 1 050 MMPCSD, además de 5 unidades que se encuentra en fase de Ingeniería y Construcción con una capacidad de 2 300 MMPCSD.

Las plantas criogénicas operan con resultados altamente satisfactorios, por lo que puede esperarse un futuro próspero para la industria petroquímica, - ya que al eliminar las plantas de absorción, que se ha visto resultan obsoletas y antieconómicas, las plantas criogénicas ofrecen alta eficiencia, elevados volúmenes de recuperación y un bajo costo. Todo lo cual llevará a solucionar en este renglón las necesidades del País y abrir una puerta más hacia el extranjero.

BIBLIOGRAFIA

RAIDT, R.A.  
ECONOMICS: CRYOGENICS PROCESSES VS.  
REFRIGERATED ABSORPTION  
PROCEEDINGS OF FORTY-SEVENTH ANNUAL  
CONVENTION, NGPA, 1968

JOURDAN, C. H.  
NATURAL GAS PROCESSING AT LOW TEMPERATURES  
CHEMICAL ENGINEERING PROGRESS 68, No. 9 SEP.1972

FERNANDEZ, G.E.  
CURSO DE INGENIERIA DE COSTOS  
CENTRO DE EDUCACION CONTINUA  
DIVISION DE ESTUDIOS SUPERIORES  
FACULTAD DE INGENIERIA, UNAM.

GUTHRIE, K.M.  
PROCESS PLANT ESTIMATING EVALUATION AND CONTROL  
CRAFTSMAN BOOK, Co. 1974

HAPPEL J. AND JORDAN, D.G.  
CHEMICAL PROCESS ECONOMICS  
2nd. EDITION  
MARCEL DEKKER INC.  
NEW YORK, (1975).

JELEN, F.C.  
COST AND OPTIMIZATION ENGINEERING  
MC. GRAW- HILL  
NEW YORK, (1970)

PETERS M.S. AND TIMMER HAUS, K.D.  
PLANT DESIGN AND ECONOMICS FOR CHEMICAL ENGINEERS  
2nd. EDITION  
MC. GRAW-HILL  
TOKIO, 1968.



LUGER, C.R.  
MORE ETHANE FORW LESS GAS  
PHILLIPS CHEMICAL Co.  
A DIVISION OF PHILLIPS PETROLEUM Co.  
BARTLESVILLE, OKLA  
HYDROCARBON PROCESSING, JUN. 1976

MATHIAS, C.P.  
KLINE, B.L.  
MOODY, J.E.  
GAS PROCESSING LOOKS TO THE FUTURE  
PETROLEUM / 2000. AUGUST, 1977

CULBERTSON, W.L.  
NGL FACES UNCERTAIN FUTURE  
PETROLEUM / 200, AUGUST, 1977.

DE LAS FUENTES, J.L.  
EDITORIAL, REVISTA DEL INSTITUTO MEXICANO DEL  
PETROLEO, VIII, No. 1, ENERO, 1975.

HERRIN, J.P.  
NEW PROCESS FOR LIQUID RECOVERY  
HYDROCARBON PROCESSING, JUN, 1986.

HIPPLE, M.L.  
WHAT ARE LIGHT HYDROCARBON WORTH ?  
HYDROCARBON PROCESSING, JUL. 1972

KESSECK, A. Jo. AND FRIS. J.P.  
HOW KENOVA PLANT DRIES FEED GAS  
HYDROCARBON PROCESSING, APRIL, 1985.