



UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTÓNOMA DE  
MÉXICO

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

**PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN  
INGENIERÍA**

FACULTAD DE QUÍMICA

**“PROCESO CRIOGÉNICO ALTERNATIVO DE  
MEJORA ENERGÉTICA Y ECONÓMICA”**

**T E S I S**

QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:

**MAESTRO EN INGENIERÍA**

SISTEMAS – INGENIERÍA Y ADMINISTRACIÓN  
DE PROYECTOS

P R E S E N T A :

**JOSÉ MARÍA SANTOS SÁNCHEZ**

DIRECTORES: M. I. ALEJANDRO ANAYA DURAND  
DR. RICARDO RIVERO RODRÍGUEZ



2010



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



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

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

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

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

**JURADO ASIGNADO:**

Presidente: **Ing. Montiel Maldonado Celestino**

Secretario: **M. I. Ortiz Ramírez José Antonio**

Vocal: **M. en C. Aguilar González Jorge Luis**

1<sup>er</sup> Suplente: **M. I. López Ramos Manuel Miguel**

2<sup>do</sup> Suplente: **M. I. Anaya Durand Alejandro**

Lugar o lugares donde se realizó la tesis:

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MÉXICO,  
FACULTAD DE QUÍMICA**

**DIRECTORES: M. I. ALEJANDRO ANAYA DURAND**

**DR. RICARDO RIVERO RODRÍGUEZ**

**TUTOR DE TESIS**

**M. I. Anaya Durand Alejandro**

---

## **AGRADECIMIENTOS**

*Primero que nada, gracias a Dios porque me ha dado tanto: una familia, una carrera, un oficio, salud, dichas, pruebas, tristezas; en una palabra el don de de la vida. Fruto de ello es la prestante tesis de maestría, que quiero ofrecerla de manera muy especial a Él por todas sus bendiciones sobre mí y los que me rodean.*

*Gracias también a La Virgen María por guiarme y ayudarme en la vida, en especial en este camino de la ingeniería. Su ejemplo es como una luz que me ilumina en la obscuridad. Te amo y por favor sígueme guiando como hasta ahora.*

*Gracias a toda mi familia por apoyarme y preocuparse por mí. La fuerza que me impulsa a realizar muchas de las cosas que hago en la vida son ustedes: Mamá, Papá, Anita, Adriana y Octavio. Los amo a todos porque hemos pasado juntos muchos momentos hermosos, duros, reflexivos, de trabajo. Esta tesis es uno de ellos en los que quiero hacer notar que todo ha valido la pena.*

*Mamá, gracias por darme la vida. Porque te partes el corazón todos los días para que esta familia que han querido formar tú y Papá, se realice y alcance sus metas. Te amo porque eres hermosa por fuera y más por dentro, gracias por ser mi mamá.*

*Papá, gracias por ejercer en nosotros, tus hijos, el oficio de ser padre; el cual cada día que pasa voy comprendiendo que no es nada fácil. Esta tesis es muestra de ese agradecimiento por dedicarnos tu vida generosamente. Te amo.*

*A Ana y Adriana. Tal vez hoy vamos tomando nuestro propio camino y no hay tiempo de estar como cuando éramos niños pero lo que hemos pasado juntos no puede ser superado por ninguna persona que no sea un hermano. A echarle ganas.*

*Octavio, tú eres el más pequeño ahora y tal vez no sepas el significado que esto tiene pero cuando un día leas estas líneas tienes que saber que has venido a cambiar mi vida y esta tesis como muchas cosas las hago pensando en ti.*

*Hay una persona muy especial de quien quiero hacer mención y que tal vez no alcance a leer estas líneas pero donde quiera que te encuentres, gracias Bokhimita.*

*No quiero dejar de mencionar a mis abuelitos, a todos mis tíos, primos, sobrinos, amigos, maestros y compañeros con quien he compartido gratos momentos. En especial al Dr. Rivero y al Maestro Anaya, quienes han sido un gran apoyo en el transcurso de esta maestría, gracias por su oficio de maestros y por sus consejos.*

# ÍNDICE

	<b>Pag.</b>
INTRODUCCIÓN.....	iii
PRÓLOGO.....	vi
RESUMEN.....	vii
NOMENCLATURA.....	viii
 <b>PARTE I. FUNDAMENTOS</b>	
1. LOS PROCESOS TERMODINÁMICOS	
1.1 El sistema.....	1
1.2 Conservación de la materia y energía.....	3
1.3 Reversibilidad de los procesos.....	6
1.4 Balance de energía.....	10
2. PRINCIPIOS DE EXERGIA	
2.1 Degradación de la energía.....	13
2.2 Introducción de la exergía en la termodinámica.....	17
2.3 Formas de exergía.....	21
2.4 Exergía de materia.....	22
2.5 Exergía como función de transferencia.....	26
3. EL ANÁLISIS DE EXERGIA	
3.1 Parámetros de optimización energética.....	29
3.2 Descripción del análisis de exergía.....	32
4. EJECUCIÓN Y EVALUACIÓN DE PROYECTOS EN INGENIERÍA	
4.1 Etapas de un proyecto de ingeniería.....	37
4.2 Administración de proyectos.....	39
4.3 Información financiera.....	42
4.4 Evaluación de proyectos.....	47
4.5 Estimación de Inversión.....	49
5. EL ANALISIS EXERGOECONÓMICO	
5.1 Costo de exergía.....	53
5.2 Método exergoeconómico.....	59
5.3 Optimización de procesos.....	60
 <b>PARTE II. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA</b>	
6. PLANTEAMIENTO DEL PROCESO CRIOGÉNICO PARA PURIFICAR GAS NATURAL	
6.1 Modelo sistémico del proceso. ....	65
6.2 Importancia del proceso .....	67
6.3 Descripción del proceso.....	70
6.4 Panorama de producción de gas natural.....	75

**PARTE III. ANLAISIS Y MEJORA DEL PROCESO CRIOGÉNICO**

7. ANÁLISIS DE EXERGIA DEL PROCESO CRIOGÉNICO PARA PURIFICAR GAS NATURAL	
7.1 Condiciones de operación .....	79
7.2 Consideraciones del análisis .....	80
7.3 Diagrama de bloques .....	80
7.4 Propiedades termodinámicas .....	83
7.5 Balance de exergia .....	84
7.6 Parámetros de optimización energética .....	89
7.7 Evaluación de exergia física y química .....	89
7.8 Resultados .....	92
8. PLANEACIÓN Y EVALUACIÓN DEL PROYECTO DEL PROCESO CRIOGÉNICO PARA PURIFICAR GAS NATURAL	
8.1 Estructura desglosada de Trabajo .....	103
8.2 Curvas de avance programadas de Ingeniería .....	105
8.3 Costos del recurso humano de Ingeniería.....	109
8.4 Costos de equipos .....	110
8.5 Estimado de inversión.....	112
8.6 Costos operativos .....	113
8.7 Costo de capital .....	117
8.8 Costo de producción .....	120
8.9 Viabilidad financiera en base al precio de mercado de los productos.....	120
9. ANÁLISIS EXERGEOECONÓMICO DEL PROCESO CRIOGÉNICO PARA PURIFICAR GAS NATURAL	
9.1 Costo de producción de equipos .....	123
9.2 Balance exergoeconómico .....	125
9.3 Resultados.....	128
10. DICTAMEN DEL ANÁLISIS	
10.1 Análisis de resultados.....	135
10.2 Estrategia de mejora energética.....	137
10.2 Conclusiones.....	138
ANEXO.....	139
REFERENCIAS.....	175

## INTRODUCCIÓN

Desde que la humanidad comenzó a desarrollar técnicas y herramientas para hacer más cómoda su vida, se han buscado formas de contener o convertir energía para disponer de ella. Al principio, la única vía para realizar un trabajo era la fuerza física; con el tiempo a base de ingenio y dedicación surgieron medios que facilitaron su ejecución. Actualmente, el grado de confort con que contamos seguramente lo envidiaría cualquiera de nuestros predecesores: nos transportamos a gran velocidad, disponemos de energía cuando lo deseamos, etc. La mayoría de las actividades que realizamos a lo largo del día están relacionadas con el uso de algún tipo de energía; solo imaginemos como sería nuestra vida en el hogar sin ella. Estamos tan acostumbrados a contar con energía desde que nacemos que, en ocasiones, esto nos lleva a desvalorizar su importancia.

Cuestionarse acerca de si la energía estará disponible ilimitadamente en la misma intensidad es la base de una serie de trabajos desarrollados en el campo de la ciencia, en especial en la termodinámica. A través de la observación y experimentación se encontró que había una relación entre las distintas formas de energía, llegando a la conclusión que la energía se transforma. Sin embargo ella se degrada, es decir no es la misma cuando pasa de una forma a otra. Siendo el Sol la fuente más grande de energía con la que cuenta el planeta Tierra, desde que el hombre existe hasta nuestros días; se sigue buscando cómo captar a un 100% la energía solar.

Los hidrocarburos han sido otra fuente de energía, a partir de los cuales se produce la mayor parte de energía, sin embargo están en un proceso de agotamiento. Los recursos naturales renovables, como el aire o el sol tienen una eficiencia menor en comparación a los hidrocarburos. Los renovables no producen daños ecológicos mientras que el uso irracional de los derivados del petróleo es una de las principales causas del deterioro ambiental.

Así mismo, es necesario tener en cuenta que el mundo que vivimos está influido por factores políticos y económicos y muchas decisiones que se toman van en este sentido. La creciente industrialización y el afán de generación de riquezas a costa del medio ambiente y los demás son factores que influyen en la prevalencia de los procesos. Por otro lado la creciente demanda de recursos energéticos hace vital una producción imparable ya que de otra forma podría haber desastres financieros, falta de empleo, desaceleración económica, escasez de alimentos, etc.

Ante tal situación, deben visualizarse respuestas, para este tipo de problemas, bajo un enfoque sistémico [1]. Donde se englobe cada uno de los aspectos del problema en entes diferentes sin perder de vista un beneficio en común. En el caso del uso eficiente de energía se persigue un equilibrio entre aspectos: económicos, ecológicos y energéticos; conocido como modelo de la 3 E (por las iniciales de las palabras), Rivero, R. [2]. Dicho modelo es de carácter sustentable es decir, busca maximizar la eficiencia energética con una utilidad económica mayor y sin perder de vista un beneficio ambiental. Para cada uno de estos factores hay un punto óptimo que probablemente no coincida con los otros. Incluso podrían llegar a contraponerse, por ejemplo, no sería viable maximizar la eficiencia de energía a costa de un incremento de la contaminación producida.

El concepto de exergía [3] fue introducido como una medida de la energía útil que se ocupa en un proceso. A través de análisis que involucren este término se puede saber donde y cuanta energía se desperdicia. A partir de los resultados obtenidos puede proponerse medidas, ya sea para mejorar un proceso o diseñar uno nuevo. Distribuyendo mejor los recursos energéticos puede tenerse procesos más eficientes que contaminen menos. La adición de factores económicos en análisis exérgicos da lugar a los análisis exergoeconómicos, por medio de los cuales puede conocerse el costo de producción

de cada una de las partes del proceso, dependiendo del alcance deseado. A través de ello puede determinarse el costo de producción y dar un precio justo a los productos obtenidos.

Uno de los problemas que actualmente atañen a la producción de energía es el agotamiento de los recursos naturales no renovables. Ya que son ellos los que actualmente abastecen a gran parte de la población mundial. El gas natural, uno de estos recursos, ha sido explotado desde finales del siglo XIX con varios fines que van desde su uso como combustible hasta materia prima para otros procesos. Uno de los métodos para purificar dicho gas es por medio de un proceso criogénico (del griego *kryos*: frío, *genes*: generación), el cual recibe este nombre por operar a bajas temperaturas. El gas natural puro contiene en su mayoría metano, producto de la separación de los demás hidrocarburos más pesados que condensan durante el proceso. Dichos hidrocarburos condensables son una mezcla de etano, propano y butano en menor cantidad.

La importancia de los productos provenientes de las plantas criogénicas en la industria, el transporte y uso doméstico vuelve relevante su análisis. Dado que para construir una planta de este tipo se requiere una inversión de millones de dólares y un tiempo de construcción que puede llevar años, la implicación económica de la rentabilidad de dichas plantas vuelve trascendental los estudios previos a las implementaciones en el proceso. En otras palabras, deben analizarse bien las medidas de mejora antes de realizar inversiones para modificaciones estructurales ó siquiera parar la producción.

Como puede verse, generar alternativas para operar un proceso criogénico con mayor eficiencia es de vital importancia para el uso eficiente de energía. Esta es la razón de realizar el presente trabajo, donde se analiza tanto energética como económicamente el proceso de una planta criogénica a partir de la siguiente tesis:

**La mayor eficiencia energética como económica de un proceso criogénico típico se basa en la generación de un nuevo arreglo de la configuración de los equipos. La evaluación de dicho arreglo, a la luz de la Segunda ley de la termodinámica se genera a partir de criterios orientados a la reducción de pérdidas de energía.**

Siendo el objetivo principal de la presente tesis:

**Encontrar los puntos medulares del proceso criogénico donde se puede aumentar la eficiencia energética y económicamente.**

Para lograr este fin se seguirá la metodología de los análisis de exergía y exergoeconómicos, los cuales se detallan en los capítulos de la Parte I. La base de estos estudios es el principio de la segunda ley de la termodinámica, postulado por Sadi Carnot en su libro *Reflexions sur la puissance motrice du feu et sur les machines* en 1824 [4]. En esta obra se dice que la transformación de la energía siempre tiende a degradarse. Este principio lo formalizó Z. Rant [5] en 1956 bajo la el concepto de exergía, que actualmente conocemos. El término de exergía [6] incorpora las raíces griegas *ex*: fuera, *erg*: trabajo (la terminación ia, en español, indica que se trata de un sustantivo), es decir, *trabajo que puede ser extraído*. Pero no fue sino hasta la década de 1970 cuando su uso se popularizo debido a una crisis energética mundial que se presento [7]. Esta técnica entre otras, se ocuparon con el fin de mejorara el consumo de energía.

Las propiedades termodinámicas para llevar a cabo el análisis de exergía se obtuvieron a partir del código HYSYS usando el paquete termodinámico Peng-Robinson, expuesto en la Parte III. La realización del balance exérgico se llevo a cabo en una hoja de cálculo, expuesto en la Parte III. El fin de dicho análisis es la obtención de parámetros de optimización como: Irreversibilidad, Efectividad y Potencial de mejoramiento. Con estos parámetros puede conocerse donde y cuanta exergía se desperdicia en el proceso. El análisis exergoeconómico ha sido obtenido a partir de ponderar los costos con la irreversibilidad, pues este concepto es ideal para repartir costos de producción.

Dado que el fin de este trabajo es encontrar un punto óptimo, es necesario decir que la optimización en esta tesis no solo se entiende en un sentido estrictamente. Por optimización, persigue cuidar múltiples factores bajo el modelo sistémico de las 3 E, como ya se mencionó. Una optimización matemática



consiste en maximizar o minimizar una función objetivo, esto puede ser en un sentido energético, económico o ecológico. La selección de las medidas que aumente la eficiencia energética del proceso criogénico tiene como fundamento encontrar el menor costo para producir energía cuidando que la producción sea con la misma calidad; considerando un menor daño ecológico al ambiente.

La mejora ecológica se correlaciona con una mejora económica en el sentido que los daños ecológicos tiene un costo que debe ser reparado tarde o temprano. Aunque la Tierra ya ha pasado por condiciones ambientales más fuertes que las actuales la factura que estos daños están cobrando a la humanidad probablemente sean irreparables. La evaluación del daño ecológico se realiza con un análisis exergoecológico, lo cual está fuera del alcance de la presente tesis y se deja como un reto para posteriores trabajos.

Tanto los análisis ecológicos como exérgico y exergoecológicos tienen como objetivo final la construcción o realización de modificaciones de procesos donde se reflejen las propuestas hechas. La eficiencia obtenida durante la operación depende del trabajo realizado anteriormente. Ésta variará con el tiempo, propio del desgaste de los equipos, las fugas, las incrustaciones, el cambio en la calidad de las materias primas suministradas, etc. De forma que es necesario detectar cambios en la eficiencia cada segundo y realizar ajustes que coloquen nuevamente al proceso en una posición competitiva. Esto se hace implementando una simulación dinámica, la cual se deja como reto para trabajos posteriores.

## PRÓLOGO

La presente tesis deriva de una motivación personal por contribuir en la solución de un problema específico en el campo de la energía. El cual consiste en analizar factores energéticos y económicos de un proceso criogénico para purificar gas natural. Dicho estudio puede ser de utilidad para maximizar la eficiencia de este proceso, posteriormente. Este tema es de vital importancia porque el gas natural, siendo un recurso natural no renovable, están agotándose. El cual actualmente se consume en grandes cantidades, ya sea como combustible ó materia prima para otros procesos.

Para analizar dicho proceso criogénico he aplicado los análisis exérgicos y exergoeconómicos, los cuales sirven para determinar dónde y cuánto se degrada la energía. Mi primer contacto con la exergía fue a través de los trabajos de Jan Szargut, desde entonces quede maravillado por la utilidad que tiene este concepto en el campo de la termodinámica. El cual, aplicado en la ingeniería sirve para diseñar o mejorar procesos que involucren el uso de energía, con resultados sustentables. Así pues me motivé para escribir la tesis de Licenciatura "Criterios de mejora operacional en proyectos de plantas criogénicas mediante análisis exérgicos", acerca del mismo proceso que analizo en el presente trabajo. En aquel entonces no conocía a fondo este tema por lo que su alcance estuvo limitado por la disponibilidad de bibliografía y la comprensión del tema. Por esa razón me decidí a estudiar una maestría en Ingeniería y Administración de proyectos; en la misma casa de estudios a la cual he pertenecido desde el Bachillerato, la Universidad Nacional Autónoma de México. La aplicación de técnicas de ejecución de proyectos es necesaria; siendo la planta criogénica un proceso que involucra la inversión de millones de dólares. Sin una visión técnico-económica cualquier idea que desee materializarse estaría incompleta por esa razón el análisis exergoeconómico es necesario.

En el actual trabajo se han contemplado aspectos que no se previeron en el trabajo que le precede, como la exergía química. Dichos conceptos son presentados en los fundamentos de los capítulos 1 y 2, en la Parte I. En los capítulos 3, 4 y 5 se presenta la metodología para realizar el análisis exérgico y exergoeconómico. En la Parte II se presentan los conceptos del funcionamiento de una planta criogénica y la importancia del gas natural; con el fin de conocer el grado de impacto en cada una de las etapas del proceso. Los análisis exérgico y exergoeconómico se presentan en la Parte III, donde se exponen la aplicación de los análisis hechos y los resultados obtenidos. Para mayor información acerca de las evaluaciones se presentan los ANEXOS al final de la tesis.

Agradezco a la Universidad Nacional Autónoma de México, la institución que me ha formado como persona e ingeniero. Gracias a la paciencia y generosidad de cada uno de los profesores que han influido en mí. Especialmente al Dr. Ricardo Rivero por su esfuerzo y dedicación durante el tiempo que me ha dedicado para hacer que comprenda la exergía, así como por haberme dado acceso a su biblioteca personal. Sin su apoyo no hubiera podido realizar satisfactoriamente esta tesis. Así mismo agradezco a la guía y comprensión de mi tutor, el Maestro Alejandro Anaya Durand. Gracias a su invitación a desarrollarme en el campo de la ingeniería tuve acceso a la información del proceso criogénico.

Las reflexiones vertidas a lo largo de este trabajo son producto del esfuerzo por querer entender el tema de la energía y son responsabilidad del que suscribe; teniendo como fin último contribuir en el uso eficiente de energía.

José María Santos Sánchez  
México D.F.  
05 de Abril 2010

## RESUMEN

Con el fin de contar con procesos de energía más eficientes para obtener gas natural puro (PNG) es necesario analizar las pérdidas de exergía o Irreversibilidades de dichos procesos. En la presente tesis se presenta un proceso criogénico de turboexpansión típico, el cual se usa ampliamente en la industria. Dicho proceso se analiza por medio de un análisis exérgico para saber donde y cuanta energía se pierde. Posteriormente se realiza un análisis exergoeconómico del mismo proceso con el fin de saber el costo exérgico de cada corriente del proceso. Dicho análisis sirve para conocer el costo de producción del gas natural puro y los condensables. Para realizar el análisis económico es necesario evaluar la inversión y los costos de producción, para lo cual se considera que se realizará el proyecto bajo un esquema de préstamo a 20 años.

El proceso criogénico consiste en separar los hidrocarburos provenientes de una corriente de gas dulce seco por medio del enfriamiento de dicho gas. Una vez enfriados dichos gases se procede a expandir el gas y posteriormente a separarlo en una columna de destilación conocida como demetanizadora. Por la parte del domo se obtienen los hidrocarburos más ligeros y por el fondo los condensables. Una parte del gas natural puro se comprime para ser preparado para la venta externa y otra parte del gas ocupa para uso interno del complejo de procesamiento de gas al que pertenece el mencionado proceso criogénico.

Del análisis exérgico se han obtenido los parámetros de optimización relevantes, como: las pérdidas de exergía irreversibles ( $Irr$ ), la efectividad ( $\epsilon$ ) y el Potencial de mejoramiento de exergía ( $Pot$ ). Para calcular estos parámetros se determinaron las propiedades termodinámicas de cada corriente, tales como entalpía y entropía, con la ecuación de estado Peng-Robinson. Lo cual fue realizado a través de la simulación del proceso criogénico con el código de simulación HYSYS. Para el análisis exergoeconómico, la estimación de los costos de equipo fue obtenida de diferentes bases de datos y correlaciones empíricas para los distintos equipos utilizados en el proceso. La exergía total de cada corriente es igual a la suma de exergía física y química. El modelo de referencia de Szargut para exergía química fue corregido a las condiciones ambientales de presión, temperatura y composición de los componentes de referencia que se encuentran en el ambiente.

El bloque que presenta mayor Potencial de mejoramiento es la torre demetanizadora y su rehervidor. El siguiente equipo es el turboexpansor, seguido del tanque de alimentación y el enfriador de alimentación. Otros bloques de menor impacto en términos de inversión pero con alto potencial son una válvula y dos mezcladores como se verá en el análisis exérgico. En general la efectividad de bombas y tanques es aceptable salvo el tanque FA-1, el cual es el equipo que recibe el gas dulce, y carga con el principal costo de transformación.

Los costos de producción del gas natural purificado, depende principalmente del costo de la materia prima (gas seco dulce). A partir del análisis exergoeconómico se obtuvieron los costos de precio de gas natural y de condensados. Dichos precios arrojan un valor presente neto mayor comparados con los de mercado con una misma Tasa interna de retorno. Esto conduce a la conclusión que los precios de los productos están devaluados y que su precio en el mercado no corresponde al del valor real que debieran tener ellos. Por medio del concepto de exergía puede obtenerse el valor real de los productos y conocer en que parte del proceso se gasta más dinero.

A partir de los análisis mencionados puede concluirse en una serie de recomendaciones para mejorar energéticamente el aprovechamiento de los recursos del proceso. Dichos cambios eventualmente aumentarán la producción económica, sin embargo como se vio uno de los principales cambios que debe hacerse es dar el valor que corresponde a los productos aunque esto representa ir contra corriente a los precios de mercado internacionales de los productos obtenidos.

## NOMENCLATURA

$A$	: anualidad	mxp, USD
$C$	: costo	mxp, USD
$c$	: costo unitario	mxp, USD
$C_p$	: capacidad calorífica molar	J / ( K mol)
$D$	: depreciación	mxp, USD
$E_{fl}, L$	: efluente	kJ/kg
$Ex$	: exergía	kJ/kg
$F$	: combustible	kJ/kg
$f$	: factor de ajuste costos	
$FE$	: factor exergoeconómico	
$g$	: constante de gravedad	m/s <sup>2</sup>
$G$	: Energía libre de Gibbs	kJ/kg
$H$	: entalpía molar	kJ/mol
HH	: horas- hombre	hh/persona
$i$	: interés	%
$I$	: monto de intereses	mxp, USD
$i, k, j$	: $i$ -ésimo, $k$ -ésimo y $j$ -ésimo componente	
$Irr, D$	: irreversibilidades	kJ/kg
$m$	: materia, masa	kg
$M$	: monto	mxp, USD
$p$	: precio de venta	mxp, USD
$P$	: producto	kJ/kg
$P$	: presión	lb/in <sup>2</sup>
$P_{ex}$	: pérdidas totales de exergía	kJ/kg
$Pot$	: potencial de mejoramiento	
PR	: periodo de recuperación	años, meses, días
$Q$	: calor	kJ
$q$	: nivel de producción	
$R$	: constante de los gases ideales	J / ( mol K)
$R$	: renta	mxp, USD
$r$	: diferencia de costo relativo	
$S$	: entropía molar	kJ/mol K
$S$	: costo de salvamento	mxp, USD
$t$	: tiempo	hr, min
$T$	: temperatura	K, °C
TIR	: tasa interna de retorno	%
$U$	: energía interna	kJ
$u$	: velocidad	m/hr

$V$	: volumen	$m^3$
VFFN	: valor del flujo de efectivo neto	mxp, USD
VPIN	: valor presente de la inversión neta	mxp, USD
VPN	: valor presente neto	mxp, USD
VU	: vida útil	años, meses, días
$W$	: trabajo	kJ
$X$	: variable a controlar	
$x$	: composición	mol
$z$	: altura	m
$Z$	: factor de compresibilidad	
$Z$	: costo de producción anualizado	mxp, USD

### Símbolos griegos y operadores

$\epsilon$	: emisividad
$\alpha$	: factor de escalación de equipo
$\Delta$	: incremento
$d$	: derivada
$\epsilon$	: efectividad
$\gamma$	: coeficiente de actividad
$\eta$	: eficiencia
$\theta$	: factor de Carnot
$\Sigma$	: suma
$\zeta$	: rendimiento
M	: mil

### Subíndices y superíndices

0	: estado de referencia	INV	: inversión	<i>rev</i>	: reversible
1	: entrada	$K$	: cinético	RH	: recurso humano
2	: salida	$m$	: masa, materia	$s$	: sustancial
B	: base	M	: modular	SC	: superficie de control
CAP	: capital	$me$	: masa de entrada	$T$	: transformación
$ch$	: químico	ML	: media logarítmica	TOT	: total
d	: diseño	$mu$	: mas útil, producto	$tte$	: totales de entrada
EQ	: equipo	n	: periodos	$ttm$	: total de materia
$e$	: entrada	$ntp$	: neta producida	$tts$	: totales de salida
$f$	: físico	$nts$	: neta suministrada	$uts$	: útil
F	: fijo	OP	: operación	$v$	: cinético
$G$	: generación	$P$	: mecánico, potencial	V	: variable
$g$	: potencial	$q$	: calor	$vc$	: volumen de control
$gen$	: generada	$r$	: reacción	$w$	: trabajo
$i$	: interna	$rad$	: radiación	$X$	: composición

# PARTE I

## 1. LOS PROCESOS TERMODINÁMICOS

La termodinámica es ciencia que se encarga del estudio de la energía y sus transformaciones. La aplicación de esta disciplina en el campo de la ingeniería sirve, entre otras cosas, para determinar propiedades termodinámicas. Por medio de relaciones termodinámicas puede determinarse el comportamiento de procesos que involucren el uso de energía. Por tal motivo, es necesario comenzar exponiendo los fundamentos básicos sobre los que se estable esta ciencia.

### 1.1 El sistema

El universo sobre el cual se enfoca el análisis termodinámico de un proceso se llama sistema. El cual se define como cualquier parte del universo que deseemos estudiar ya sea todo un conjunto de procesos o una parte de ellos. La región en el espacio seleccionada depende del alcance deseado en el análisis. Para esto es necesario aislar al sistema, envolviéndolo en una superficie de control para separarlo del resto del universo; como si se tratará de una caja negra, ver Figura 1.1. La superficie de control son las condiciones que sirve como frontera entre el sistema, representado como volumen de control y el resto del universo que lo rodea (ambiente).

La relación entre el sistema y el ambiente que lo rodea puede ser dinámica y depende de lo que entre y salga de él. La transferencia de masa o energía del ambiente al sistema se representa como una entrada y en sentido contrario como una salida. Un sistema, de acuerdo a su naturaleza, puede ser cerrado o abierto. Si entre el sistema y el universo hay transferencia de masa pero no de energía se dice que es cerrado pero si hay transferencia tanto de masa como energía entonces es abierto.

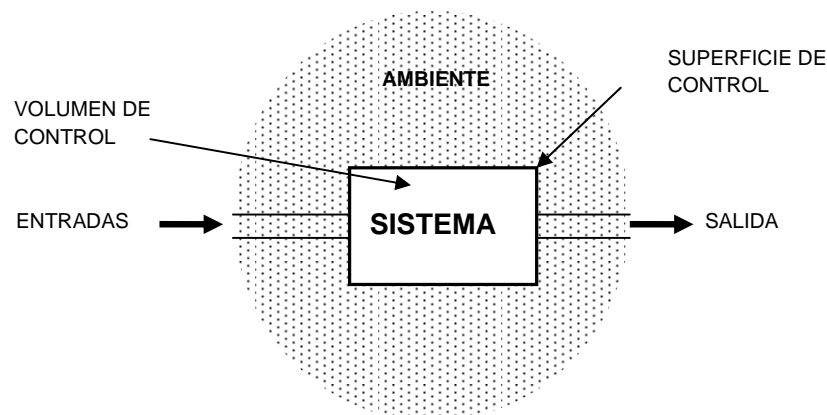


Figura 1.1. Representación de un sistema

Al separar el sistema del resto del universo lo que sucede fuera del volumen de control no tiene tanta importancia como dentro de él. Naturalmente, las condiciones y consideraciones de lo que está dentro del sistema son determinantes en el resultado del análisis. El cual estaría incompleto o arrojaría un nuevo resultado si alguna se faltara alguna consideración.

Las transformaciones de un sistema son uno o una secuencia de pasos a través de un proceso; partiendo de un punto a otro. Dependiendo de la forma en la que se transfiere alguna las propiedades termodinámicas principales, como: presión, temperatura, volumen ó composición, se pueden tener diversos tipos de procesos. El conocimiento de los procesos termodinámicos sirve para generar algún producto o servicio.

Las propiedades que intervienen en un proceso pueden ser extensivas ó intensivas. Las primeras dependen de la cantidad de materia contenida en el sistema mientras que las intensivas no. Ejemplos de propiedades intensivas son: la presión, temperatura, concentración, etc. Una propiedad extensiva puede volverse intensiva si se divide entre una unidad másica. El conjunto de propiedades tanto intensivas como extensivas que caracteriza un sistema definen un punto en el proceso, el cual se llama estado termodinámico.

Para representar gráficamente la secuencia de un proceso se utilizan diagramas donde se relacionan sus propiedades. Los diagramas P-V (presión-volumen) fueron inventados por Robert Boyle [8], en ellos se describe la trayectoria relacionando estas propiedades, como se muestra en la Figura 1.2.

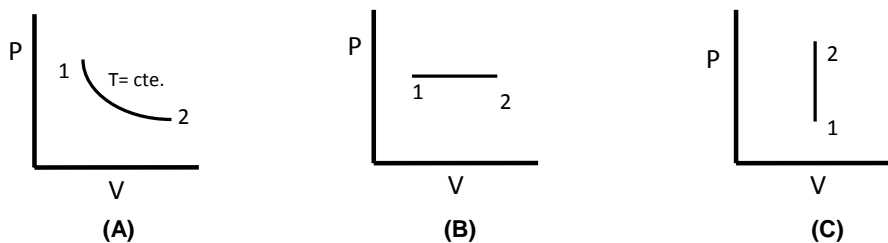


Figura 1.2 Diagrama P-V de un proceso: A) Isotérmico, B) isobárico, C) isocórico

Cada uno de los incisos de la Figura 1.2 representa la trayectoria de un proceso llevado a cabo manteniendo alguna propiedad constante. El inciso (A) corresponde a un proceso isotérmico; el (B) uno isobárico y el (C) isocórico. Los cuales representan procesos donde se mantiene constante la temperatura, la presión y el volumen respectivamente.

Cuando una propiedad no varía con respecto al tiempo se dice que el proceso se encuentra en estado estacionario con respecto a dicha propiedad. Lo cual significa que la derivada con respecto al tiempo de esa propiedad es igual a cero, como se muestra en la siguiente expresión:

$$\dot{X}_{VC} = \frac{\partial X_{VC}}{\partial t} = 0 \quad (1.1)$$

El punto en la parte superior de la propiedad  $\dot{X}$  indica que ésta se transfiere entre el flujo de masa. El subíndice  $VC$  indica que el flujo de la propiedad se lleva a cabo dentro de un volumen de control. Se dice que la propiedad  $X$  se encuentra en estado estacionario porque no varía con respecto al tiempo, siendo la derivada correspondiente igual a cero. La combinación de estos procesos y otros más da como resultado secuencias de procesos más complejos, como se verá más adelante.

## 1.2 Conservación de la materia y energía

El principio de conservación es una relación fundamental usada en la termodinámica que aplica para las transformaciones de materia y energía. Dicho principio pudo constatarse a partir de observación y experimentación y es la base del balance de materia por medio del cual se contabiliza una propiedad dentro de un sistema

El principio de conservación de la materia fue establecido por primera vez por Antoine Von Lavoisier en 1789 en su obra *Traité élémentaire de Chimie* [8]. Donde se indica que los cambios de masa que se presentan en un sistema no se deben a la creación ni destrucción espontánea, solo a alteraciones y modificaciones de una cantidad igual antes y después de la operación. En otras palabras, lo que entra es igual a lo que sale y no hay razón para que desaparezca o se produzca materia de la nada. Esto queda establecido por medio de la ecuación de continuidad [9]

El principio de la conservación de energía [9] se infiere de los trabajos realizados por James Prescott Joule en el siglo XIX, los cuales demostraron que hay un equivalente mecánico entre el calor y el trabajo. Joule efectuó un experimento como el que se muestra en la Figura 1.3 en el que un peso descendía, moviendo una polea que a su vez generaba movimiento de un agitador dentro de un recipiente con agua. La consecuencia de esto es un incremento de temperatura en el agua. La inferencia de este experimento demostró que existe una relación entre el trabajo del peso de la polea y el calor obtenido por la agitación.

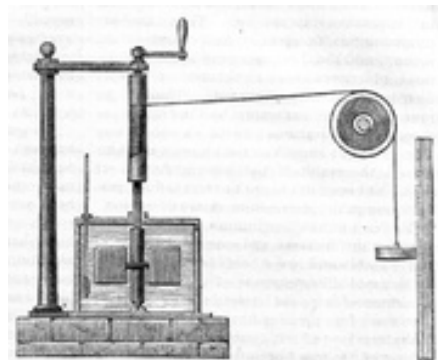


Figura 1.3. Aparato de Joule para el equivalente mecánico de calor [10]

### 1.2.1 Ecuación de continuidad

Teniendo como base el principio de conservación se puede cuantificar una propiedad por medio de la ecuación de continuidad (1.2) [9], la cual enuncia que la acumulación una propiedad con respecto al tiempo dentro de un volumen de control es igual al transporte más la rapidez de generación.

$$\dot{X}_T + \dot{X}_G = \frac{dX_{VC}}{dt} \quad (1.2)$$

El término  $\dot{X}_T$  representa el término de transporte, el cual es igual a la diferencia del flujo de entrada menos la salida de la propiedad correspondiente. El término  $\dot{X}_G$  corresponde a la generación de dicha propiedad dentro del volumen de control, esto sucede por ejemplo, al ocurrir una reacción química, que produzca un componente nuevo ó un exceso de los que entran o salen del sistema. Cada uno de estos términos presenta una propiedad aditiva, así como la contabilización de seres humanos ó dinero. Lo



cual quiere decir que no hay generación espontánea de materia o energía, es decir, de la nada. Porque toda la materia y energía contenida en el universo se conserva.

## 1.2.2 Leyes de la Termodinámica

Los postulados sobre los que se basa la termodinámica fueron desarrollados inicialmente en el siglo XIX a partir de los trabajos de científicos como Joule, S. Carnot y Kelvin, entre otros. Tales principios, como el de conservación de materia y energía, son de carácter empírico porque surgieron de la observación y experimentación de los fenómenos naturales. A partir de la comprobación de estas relaciones en la naturaleza se infiere su valor universal. Por lo que éstas son la base en la descripción de cualquier sistema termodinámico que realice algún proceso.

### 1.2.2.1 Primera ley

La conservación de la energía se conoce como la primera ley de la termodinámica, tal como la encontró Joule, en el experimento mostrado en la Figura 1.2. Dicha ley dice que: *Aunque la energía tome muchas formas, la cantidad total de energía es constante y cuando la energía desaparece en una forma, aparece simultáneamente en otras formas* [10]. En términos generales este principio puede escribirse de la siguiente manera:

$$\Delta(\text{Energía de los alrededores}) + \Delta(\text{Energía del sistema}) = 0 \quad (1.3)$$

Las implicaciones acerca de la transformación de energía entre el sistema y el universo implican que puede aprovecharse la energía para producir trabajo. Por esta razón la energía se define en términos del trabajo realizado. Así por ejemplo, la transformación de la energía potencial de un cuerpo que se deja caer desde una determinada altura del piso es convertida en energía cinética. La repercusión sobre los alrededores es la producción de calor por medio de la fricción del cuerpo con el aire más la energía disipada en el choque con el piso. La consecuencia de la transformación de energía potencial es que se libera energía al ambiente. Analizando este ejemplo con la Ecuación 1.3, el incremento de energía de los alrededores es el calor liberado por efecto de la fricción con el objeto. Mientras que el incremento de la energía del sistema es igual a la diferencia de energía potencial menos la cinética.

A la luz de la Ecuación 1.3, en el experimento de Joule del punto 1.1, el trabajo generado por el peso del sistema lo absorbe el agua en forma de calor. Igualando la energía de los alrededores a la del sistema se obtiene

$$\Delta(\text{Energía de los alrededores}) = \pm Q \pm W \quad (1.4)$$

donde el signo positivo representa un flujo de calor ( $Q$ ) ó trabajo ( $W$ ) hacia el sistema y el negativo en sentido contrario. La suma de estos dos términos es igual al cambio de energía en los alrededores.

Las principales formas de energía que se contemplan en un balance de energía de un sistema en estado estacionario con masa constante son la energía interna,  $\Delta U$ , cinética,  $\Delta E_K$ , y potencial,  $\Delta E_P$ ; de la siguiente manera:

$$\Delta(\text{Energía del sistema}) = \Delta U + \Delta E_K + \Delta E_P \quad (1.5)$$

La energía interna es la energía que posee un cuerpo solo por el hecho de tener materia ya que sus moléculas siempre estarán en movimiento. La cinética se debe al desplazamiento del sistema en el espacio y la potencial a la altura del sistema con respecto a un nivel de referencia.

Al igualar la Energía de los alrededores con la del sistema se tiene:

$$\Delta U + \Delta E_K + \Delta E_P = \pm Q \pm W \quad (1.6)$$

Sustituyendo los términos para obtener el término cinético y potencial en la Ecuación 1.6, se tiene:

$$\Delta U + \frac{\Delta u^2}{2} + g\Delta z = \pm Q \pm W \quad (1.7)$$

La Ecuación 1.7 se emplea en sistemas en estado estacionario por ejemplo en el transporte de un fluido a través de una tubería o un equipo. Este balance es de mucha utilidad para determinar la energía que entra y sale de un sistema, como se verá más adelante

### 1.2.2.2 Segunda Ley

El segundo principio de la termodinámica se deriva del trabajo realizado por S. Carnot [4] en 1824, donde se dice que: *la energía en un proceso real siempre se degrada*. Este principio puede comprobarse a través de la experimentación. Supongamos que se tiene un sistema como el que se muestra en la Figura 1.4, donde se colocan un bloque de hierro a 200 °C en contacto con otro del mismo material a temperatura ambiente (20°C). El calor del bloque A se transferirá tanto al bloque B,  $\dot{Q}_t$ , como a los alrededores,  $\dot{Q}_a$  y conforme vaya teniendo más energía el bloque B, también éste desprenderá calor a los alrededores,  $\dot{Q}_b$ . Este proceso continúa hasta alcanzar un equilibrio térmico donde los bloques tengan la misma temperatura.

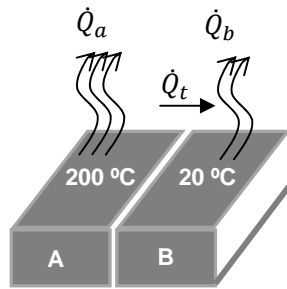


Figura 1.4. Transferencia de calor entre dos bloques de hierro

En el anterior ejemplo todo el calor del bloque A no puede ser transferido al B totalmente porque se desprende energía al ambiente. A partir de observaciones como ésta, se desprenden las siguientes conclusiones:

- El flujo de calor va de donde hay mayor temperatura hacia donde hay menos temperatura y nunca en dirección opuesta.
- Todo proceso real siempre tendrá pérdidas de calor por lo que no puede ser llevado a cabo con una eficiencia de 100%, sino menor.

Los anteriores incisos pueden resumirse en uno solo el cual dice: la transferencia de energía en un proceso real siempre tenderá a bajar su calidad. Éste es el principio sobre el que se basa la segunda ley, que ha sido enunciado de distintas formas. Clausius la definió de la siguiente manera: *“Es imposible un proceso cuyo único resultado sea la transferencia de energía en forma de calor de un cuerpo de menor temperatura a otro de mayor temperatura”* [10].

La conclusión de la entropía en un enunciado que combina la definición de Kelvin y Planck dice: *“Es imposible todo proceso cíclico cuyo único resultado sea la absorción de energía en forma de calor procedente de un foco térmico (o reservorio o depósito térmico), y la conversión de toda ésta energía en forma de calor en energía en forma de trabajo.”* [10].

La segunda ley indica que existen restricciones en todo proceso real al llevar a cabo una transferencia o cambio de energía. Si bien la energía puede pasar de una forma a otra como lo indica la primera ley, el cambio de dicho proceso no puede darse totalmente. Esto quiere decir que siempre existen pérdidas de energía que no pueden ser aprovechadas por el sistema; irremediablemente. El efecto que esto tiene sobre los alrededores es de vital importancia para determinar cuanta energía deja de ganar un sistema.

La relación de la diferencial de calor entre temperatura da lugar a una función de estado denominada entropía ( $S$ ) definida en la Ecuación 1.8, la cual es producto de la segunda ley de la termodinámica. Esta propiedad indica el grado de la calidad de energía que se transfiere en un proceso

$$dS = \frac{dQ_{rev.}}{T} \quad (1.8)$$

donde la diferencial de entropía se define como la diferencial de calor en un proceso reversible ( $dQ_{rev.}$ ) con respecto a la temperatura. Dicho proceso reversible se analizará más adelante en que consiste. La entropía es una propiedad de estado definida a una lo cual indica que el valor de una sustancia a una determinada presión y temperatura va a ser la misma. Por ejemplo el vapor a una temperatura de 200 °C y 750 kPa tendrá una entropía de  $6.849 \text{ kJ kg}^{-1} \text{ K}^{-1}$  y siempre será ese valor a esas condiciones.

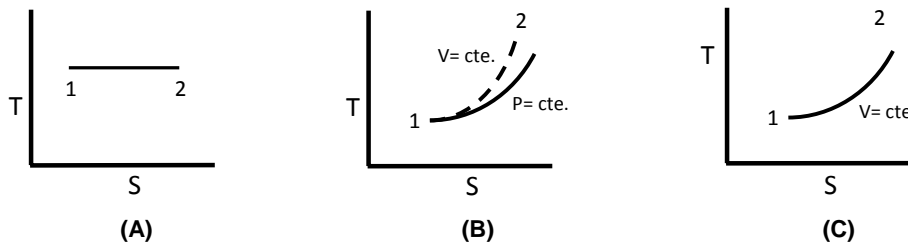


Figura 1.5 Diagrama T-S de un proceso: A) Isotérmico, B) isobárico, C) isocórico [12]

La representación gráfica de la trayectoria de la entropía por lo general se hace en un diagrama T-S (Temperatura vs. Entropía) o diagrama de Mollier. Cada uno de los incisos de la Figura 1.2 representa la trayectoria de un proceso llevado a cabo manteniendo alguna propiedad constante. El inciso (A) corresponde a un proceso isotérmico; el (B) es un proceso isobárico y el (C) isocórico.

### 1.3 Reversibilidad de los procesos

Así como la entropía muchos procesos se realizan de manera reversible. En general un proceso puede ser llevado a cabo reversible o irreversiblemente dependiendo de cómo se ejecute el proceso. Para comprender mejor esto considérese el siguiente ejemplo:

Se tiene un gas a una presión mayor de la del ambiente confinado en un cilindro por un pistón. El pistón tiene encima pesos infinitamente pequeños impidiendo que el pistón se eleve, como se muestra en la Figura 1.6 (i). Considérese que la fricción entre las paredes del cilindro y el pistón es despreciable. Ahora bien, se van cada uno de los pesos se van retirando lentamente, desde el estado  $i$  hasta  $n$ , de manera que esto permita que el gas se expanda lentamente y que el pistón se eleve. Se dice que el proceso de expansión del gas es reversible ya que la forma en que se realizó el proceso permite que se pueda regresar al estado inicial en que se encontraba el cilindro agregando los pesos uno a uno. Esto no sucedería si el gas se liberará súbitamente, por ejemplo quitando todos los pesos al mismo tiempo, de manera que el gas sigue una trayectoria irreversible ya que no se puede regresar al estado original  $i$  agregando los pesos nuevamente uno por uno o todos juntos.

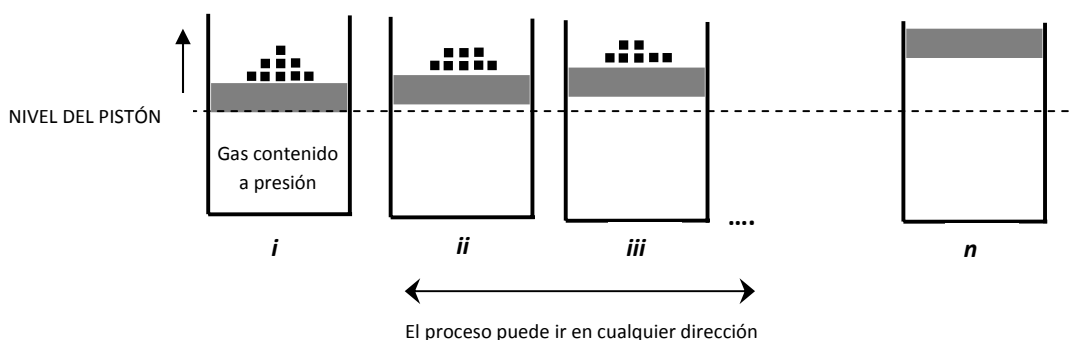


Figura 1.6. Proceso reversible de un gas confinado en un cilindro

La reversibilidad se refiere a realizar cambios infinitamente pequeños en las condiciones externas de tal forma que el proceso pueda invertirse en cualquier punto [13]. Las implicaciones de la reversibilidad de un proceso es que su eficiencia es de 100% o 1 (si está normalizado). Mientras que un proceso irreversible tiene pérdidas, que se libera a los alrededores, lo cual hace que su eficiencia sea menor a 1. Un proceso reversible es ideal pues se considera perfecto y solo existe en la imaginación como un modelo a seguir de lo que se desearía. Sin embargo son muy importantes para saber como se comportaría idealmente un proceso. Mientras que los procesos irreversibles son los que comúnmente encontramos en la realidad.

En el ejemplo de la Figura 1.6 las pérdidas irreversibles se reflejan en que el nivel del pistón no puede ser llevado a su estado original. Para que evitar que hubiera pérdidas que se disipan al ambiente se requeriría aislar al cilindro perfectamente y realizar el proceso de manera reversible. En el ejemplo se ha considerado que la fricción es despreciable pero en realidad existe un desprendimiento de calor al ambiente por este efecto.

Un proceso reversible donde se transfiere calor y no hay pérdidas enviadas al ambiente se denomina adiabático (del griego *a*: negación, *diabatós*: atravesar). Es decir, las paredes a las que está confinado el proceso aíslan tan bien al sistema que no permiten la transferencia de calor con el ambiente. Un proceso adiabático que se realiza de manera reversible es isoentropico porque sigue una trayectoria a entropía constante. Para el ejemplo del gas confinado en el cilindro, la expansión de éste puede representarse con un diagrama P-V y T-S como se ve en la siguiente figura:

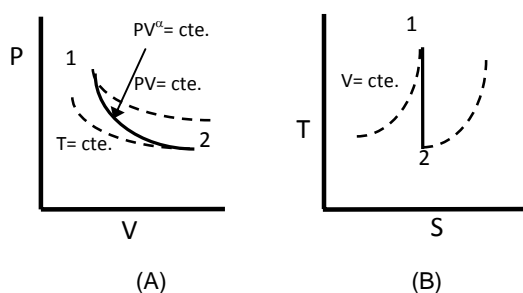


Figura 1.7. Proceso isoentropico: A) Diagrama P-V, B) Diagrama T-S [14]

El proceso isoentropico es ideal y no existe en la realidad ya que siempre existirá un límite que hace menos eficiente la conversión de energía. Sin embargo a lo largo de la historia de la humanidad siempre se han querido obtener maquinas que funcionen permanentemente, sin pérdidas de energía. Aunque

nunca se ha logrado esto, es importante revisar un poco la historia de los móviles perpetuos para comprender en que consiste un proceso ideal, como se verá a continuación.

### 1.3.1 Móvil perpetuo

Un móvil perpetuo (mpp) es un dispositivo ideal con movimiento eterno a partir de un suministro de energía inicial [15], que se caracteriza por no tener pérdidas de energía. A lo largo de la historia, en especial durante los siglos XVII y XVIII surgieron diferentes dispositivos que aseguraban el movimiento perpetuo pero todos ellos acabaron siendo fracasos o fraudes.

Un móvil perpetuo de primera especie (mpp-1) tiene un movimiento eterno con una eficiencia de 100%. Esto viola la primera ley de la termodinámica porque considera que la energía suministrada se conserva dentro del sistema y que no escapa al ambiente. En el siglo XIII, el ingeniero Villard D'Honnecourt diseñó un mecanismo como el que se muestra en la Figura 1.8. Por medio de este mecanismo se pretendía que la rueda se moviera por si sola impulsada solo con el peso de los martillos fijados en la circunferencia. Los martillos de este móvil podían ser de metal o contener algún líquido como mercurio.

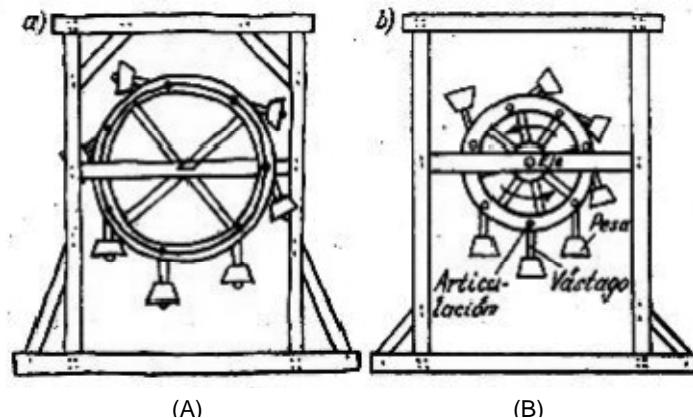


Figura 1.8. Móvil perpetuo de Villard D'Honnecourt A) Dibujo original; B) Modelo [15]

D'Honnecourt pensaba que el movimiento de la rueda podía darse si el número de martillos era impar, de manera que quedara igual número de martillos de los dos lados. Así el martillo que quedara obligaría a que la rueda se moviera eternamente.

Un móvil perpetuo de segunda especie (mpp-2) pretende obtener una eficiencia mayor a 100%. Por ejemplo "extraer energía térmica del espacio circundante". Esto implicaría de alguna forma obtener energía de la nada, lo cual viola no solo la ley de conservación de la energía sino también la segunda ley. Un mpp-2 consiste en tener un medio receptor que regrese mayor energía de la que le fue dada por la fuente emisora de energía.

#### 1.3.1.1 Máquina de Carnot

Una máquina de Carnot es un móvil perpetuo de primer tipo llamada así en honor a su creador [4]. Carnot definió la eficiencia en base a un proceso idealmente perfecto; introduciendo el término de entropía. Después de intentos infructuosos por obtener móviles perpetuos Carnot llegó a la conclusión que la transferencia de energía tiene un límite y éste no puede ser superado porque la naturaleza del proceso no lo permite. Carnot consideró también que el ambiente que rodea al sistema impone barreras que no permiten rebasar más que cierto nivel de transferencia de energía.

La máquina de Carnot, mostrada en la Figura 1.9, está compuesta por dos reservas de energía una fría ( $T_c$ ) y otra caliente ( $T_H$ ) dentro de las cuales circula un gas ideal. La máquina esta perfectamente aislada de manera que no hay pérdidas de energía produciendo trabajo por medio de una secuencia de pasos periódicos. La reserva caliente cede el calor necesario absorbido por el sistema para producir trabajo ( $W$ ). El calor liberado por el sistema se deposita en la reserva fría el cual es devuelto a la fuente caliente en una secuencia infinita.

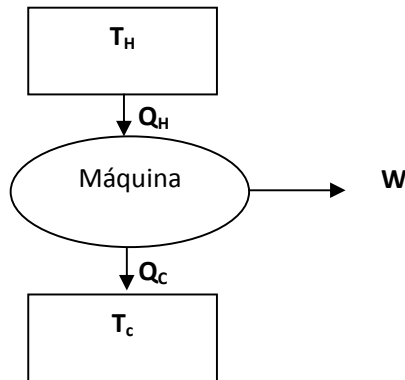


Figura 1.9. Máquina de Carnot

Esquemáticamente el ciclo de Carnot sigue una trayectoria como se muestra en la Figura 1.10 [13]. El diagrama P-V mostrado consta de cuatro etapas reversibles: dos isotérmicas y dos adiabáticas, distribuidas de la siguiente manera:

1. Compresión adiabática ( $a \rightarrow b$ ). La temperatura aumenta desde  $T_c$  hasta  $T_H$ .
2. Expansión isotérmica ( $b \rightarrow c$ ). Absorción de calor  $|Q_H|$  a temperatura constante  $T_H$ .
3. Expansión adiabática ( $c \rightarrow d$ ). La temperatura disminuye de  $T_H$  a  $T_c$ .
4. Compresión isotérmica ( $d \rightarrow a$ ). Desprendimiento de calor  $|Q_C|$  a temperatura constante  $T_c$ .

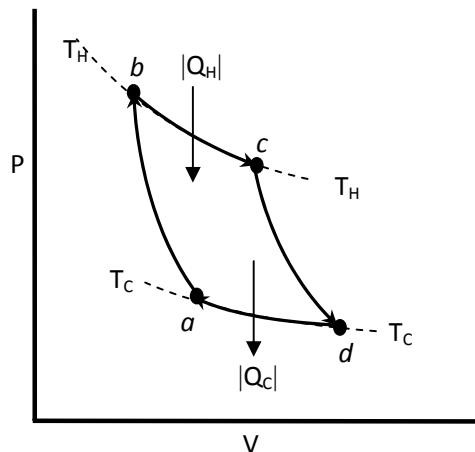


Figura 1.10. Ciclo de Carnot en un Diagrama P-V [9]

El límite en la transformación de energía está determinado por la entropía. Si en el diagrama de la Figura 1.10 se realizan incrementos diferenciales de calor a temperatura constante de manera reversible, se tiene un esquema como se muestra en la Ecuación 1.8.

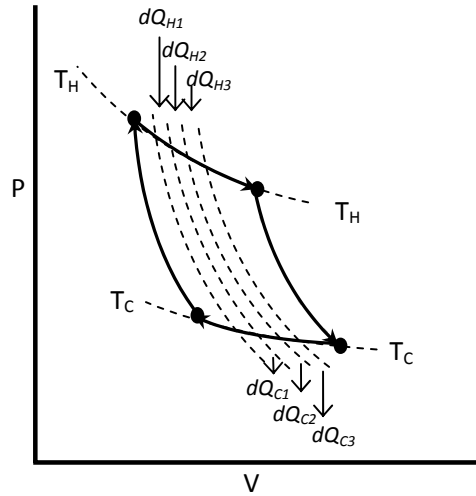


Figura 1.11. Incremento diferencial de calor con respecto a la temperatura

Cada incremento de la figura anterior se define como diferencial de calor de entrada entre la temperatura, es decir la entropía, definida en la Ecuación 1.8. Dado que la temperatura a la que se transmite el calor en un proceso isotérmico es constante se tiene que los intervalos son equivalentes. Por lo que la suma de todos ellos es igual al cambio total de entropía. Ahora bien como el proceso se ha llevado a cabo de manera reversible esto implica que la entropía de entrada es igual a la de salida, por lo que se tiene

$$dS = \oint \frac{dQ_{rev.}}{T} = \frac{dQ_{H1}}{T_H} + \frac{dQ_{C1}}{T_C} = 0 \tag{1.9}$$

El círculo sobre el signo de la integral indica que la integración se lleva a cabo en un ciclo completo. Para un proceso reversible, como el isoentropico, el incremento de entropía es igual a cero. De manera general el cambio de entropía de cualquier proceso, sea reversible o irreversible, se evalúa con

$$\Delta S = \int \frac{dQ_{rev.}}{T} \tag{1.10}$$

El incremento de entropía de procesos irreversibles siempre es mayor a cero ( $\Delta S > 0$ ) debido a que la diferencial de calor entre la entrada y salida tiene un valor siempre positivo. La eficiencia de Carnot es igual al trabajo producido,  $W$ , entre la energía suministrada,  $Q_H$ ,

$$\eta = \frac{W}{Q_H} = \frac{Q_H - Q_C}{Q_H} = 1 - \frac{Q_C}{Q_H} \tag{1.11}$$

donde  $W$  es igual a la diferencia del calor de entrada ( $Q_H$ ) menos el de salida ( $Q_C$ ). En un mpp-1 la reserva fría capta la energía íntegra de la reserva caliente, por lo que la eficiencia es de 1 o 100%. Naturalmente esto es imposible puesto que siempre hay pérdidas de energía por lo que el valor de la eficiencia siempre será menor a 1 ( $\eta < 1$ ) en un proceso real.

### 1.4 Balance de Energía

Para cuantificar el flujo de energía se aplica el principio de conservación de la energía, visto anteriormente. Dado que muchos procesos se realizan a presión constante a continuación se introduce el término de entalpía [13], una propiedad termodinámica utilizada para evaluar el calor a presión constante.

Acorde a los términos de transferencia de energía del balance de la Ecuación 1.7, la determinación de la energía involucra la evaluación de la energía interna. Un proceso que se lleva a cabo a volumen constante es como el que se muestra en la Figura 1.12 (A), donde se tiene un gas confinado en un cilindro con un pistón encima sujetado con unos seguros. Si el cilindro se expone a una fuente de calor la energía solo se transmitirá a las moléculas del gas contenido en el cilindro, por lo que la energía del gas será igual a su energía interna ( $U$ ).

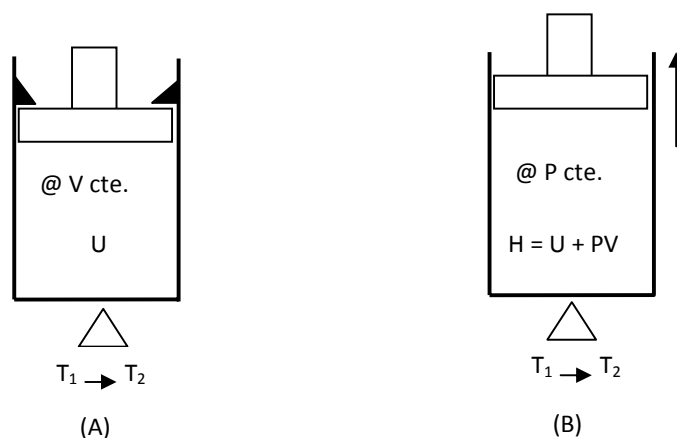


Figura 1.12. Expansión de gas a: A) Volumen constante B) Presión constante

En cambio, el mismo sistema expuesto a una fuente de calor igual a la anterior pero sin seguros que sujeten al pistón, producirá un efecto de expansión en el gas que eventualmente provocará que se eleve el pistón. Un proceso como éste se ilustra en la Figura 1.12 (B) y se dice que se realiza a presión constante porque la presión dentro del sistema siempre es la misma. En este caso la energía total no solo se transmite a las moléculas internas del gas sino también al pistón. Por lo que la energía total es igual a la energía interna más el trabajo realizado por el desplazamiento del pistón:

$$H = U + PV \quad (1.12)$$

El término  $PV$  representa el trabajo del pistón. El término  $H$  es la entalpía a la cual representa la energía de un proceso a presión constante, tales como los que suceden a presión atmosférica. El incremento de entalpía para la ecuación anterior es igual a

$$\Delta U = \Delta H - \Delta PV \quad (1.13)$$

La expresión anterior sustituida en la ecuación 1.7 queda de la siguiente manera

$$\Delta H - \Delta PV + \frac{\Delta u^2}{2} + g\Delta z = Q - W \quad (1.14)$$

donde el trabajo total,  $W$ , es igual al trabajo externo,  $W_s$ , más el desplazamiento del pistón,  $PV$ , de la siguiente forma:  $W = W_s + P_1V_1 - P_2V_2$ . El desplazamiento del pistón es igual a la diferencia de trabajo del pistón entre el estado inicial, 1, y final, 2. Sustituyendo esta expresión en la Ecuación 1.14 se tiene:

$$\Delta H - \Delta PV + \frac{\Delta u^2}{2} + g\Delta z = Q - W_s + P_1V_1 - P_2V_2 \quad (1.15)$$



Donde  $\Delta PV$  es igual a  $P_2V_2 - P_1V_1$ , por lo que estos términos se anulan, quedando el balance siguiente:

$$\Delta H + \frac{\Delta u^2}{2} + g\Delta z = Q - W_S \quad (1.16)$$

El balance de la Ecuación (1.16) se utiliza para procesos en estado estacionario que se llevan a cabo a presión constante. Dicho balance puede simplificarse para equipos industriales de gran potencial si se desprecia el término cinético y potencial, debido a que sus valores son mínimos en comparación a la energía necesaria o producida; quedando el balance siguiente

$$\Delta H = Q - W_S \quad (1.17)$$

A la luz de la Ecuación de balance (1.17) pueden analizarse algunos equipos mecánicos como: turbinas, compresores, bombas, etc. En una turbina la diferencia de entalpía del vapor de la corriente de entrada menos la salida es igual a  $\Delta H$ , la cual es la energía entregada al sistema. Dicho sistema no contempla un calor,  $Q$ , añadido o retirado por alguna fuente de calor externa por lo que éste término es igual a cero. El trabajo añadido que este equipo proporciona se representa como  $-W_S$ . Por lo que el balance de energía queda de la forma:  $\Delta H = -W_S$

Para equipos que no desarrollan o requieren de un trabajo mecánico externo, como tanques ó intercambiadores de calor, el balance de la Ecuación (1.17) solo involucra el término de incremento de entalpía. Si se añade una cantidad de calor por medio de una fuente externa el balance de energía queda de la siguiente manera:  $\Delta H = H_2 - H_1 = Q$ .

La energía cinética y potencial se contempla toda vez que ellas tengan relevancia para el sistema. Esto depende de las consideraciones hechas, por medio de la cuales se confina un sistema, como se ve en la línea punteada de la Figura 1.13.

Es importante mencionar que el valor de calor y trabajo depende de la trayectoria que sigan durante el proceso. El valor obtenido en un balance que se realice entre un estado inicial y final dado depende si el proceso es isotérmico, isobárico, isocórico o algún otro. Por esta razón el calor y el trabajo son funciones de transferencia. No así la energía potencial de un sistema, la cual será la misma con respecto a un mismo estado de referencia, caracterizada por una función de estado. Para entender mejor la relación entre diferentes tipos de energía se analizan sus fundamentos en el siguiente capítulo.

## 2. PRINCIPIOS DE EXERGIA

Como se vio en el capítulo anterior la transferencia de energía en un proceso termodinámico real tiene barreras, las cuales afectan la eficiencia. Como una medida en el rendimiento de los procesos se introduce el concepto de exergía, en el presente capítulo. Las formas de evaluar la exergía dependen del tipo de manifestación de energía por lo cual debe establecerse una clasificación de ésta. La importancia de la exergía en el campo de la termodinámica es de vital importancia en el diseño y mejoramiento de procesos. Por medio de esta propiedad termodinámica puede saberse donde y cuanta energía se desperdicia. A continuación se presentan los fundamentos para evaluar la exergía, los cuales se usarán en el análisis de exergía, posteriormente.

### 2.1 Degradación de la energía

#### 2.1.1 Formas de energía

Una transferencia de energía se da cuando hay un flujo de ella dentro o fuera de un sistema, siendo modificada. La transformación de energía puede darse de una forma a otra, por ejemplo cuando se deja caer un cuerpo desde una altura con respecto al piso; pasando de una energía potencial a cinética. También puede darse una transferencia de energía entre una misma forma, por ejemplo cuando se expande un gas confinado en un pistón; pasando de un estado de alta a baja presión.

Termodinámicamente el calor y el trabajo han sido definidos como una “fuerza motriz” [4], debido a que ellas tienen una capacidad de producir movimiento. Tanto el calor como el trabajo son manifestaciones de la energía, las cuales siempre están en tránsito, es decir, solo pueden ser vistas cuando está ocurriendo el proceso. La transferencia de estas manifestaciones depende del tipo de proceso. El incremento de calor para un proceso isobárico no es el mismo que para uno isocórico. En el primer caso el calor es igual a la entalpía y en el segundo es igual a la energía interna.

En la naturaleza ocurren transformaciones continuamente, algunas de las cuales pueden englobarse en la Tabla 2.1. En ella puede verse que existe una clasificación de energía en función de la cantidad de energía transformada. La energía donde se da una transformación casi total se dice que es ordenada y la que no es total es desordenada. Entre más ordenada sea una forma de energía habrá menos pérdidas en la transferencia de ésta.

Lo anterior se relaciona fuertemente con la segunda ley de la termodinámica. Debido que, el incremento de entropía es una propiedad que indica que tan perfecto se lleva a cabo un proceso; lo cual depende de la reversibilidad. Si un proceso se realiza de manera reversible significa que la transferencia de energía es ordenada. Al incremento de entropía también se le llama entropía generada ( $S_{gen}$ ). Mientras haya más  $S_{gen}$  significa que la energía es desordenada y por el contrario, un proceso que tienda a una

$S_{gen}$  igual a cero indica que se trata de una energía ordenada. En otras palabras, el grado de irreversibilidad de un proceso depende de cuanta entropía se genere. La consecuencia que esto tiene sobre la eficiencia es que todos los procesos reales tienen una eficiencia menor a 1. Solo un móvil perpetuo podría violar este principio y eso solo es ideal, tal como en una máquina de Carnot.

Forma de energía		N	1	2	3	4	6	7
Mecánica		1	○	○	○	○	○	○
Eléctrica		2	○	○	○	○	○	○
Energía interna	Molecular	3	●	●	○	●	○	●
	Química	4	●	●	○	●	○	●
	Nuclear	5	○	○	○	○	○	○
Energía en transición	Calor	6	●	●	○		●	
	Trabajo	7	○	○	○	○	○	○

○ Transformación total      ● Transformación incompleta

Tabla 2.1. Transformación entre diferentes formas de energía [15]

La transferencia de energía regula ciertos comportamientos en su uso aplicación. La transformación de trabajo en calor se da de manera ordenada, mientras que en sentido inverso resulta más difícil convertir todo el calor en trabajo. Esto puede verse en el funcionamiento de un pistón, donde el trabajo que genera éste se convierte fácilmente en calor, por efecto de la fricción. De hecho, en la industria uno de los principales retos es minimizar las fricciones generadas en equipos mecánicos. Para la conversión de calor en trabajo, existen muchos ejemplos, solo por mencionar alguno, la captación de energía solar tiene eficiencias que alcanzan por mucho 40% [16].

La búsqueda de técnicas para hacer más eficiente la conversión de calor en trabajo es uno de los mayores retos en la actualidad. Así como esta relación, en la Tabla 2.1 puede encontrarse otras que son de mucha utilidad para conocer hasta que punto puede transformarse un proceso.

### 2.1.2 Pérdidas Irreversibles

Debido a la generación de entropía se tienen pérdidas irreversibles también conocidas como trabajo perdido. Las cuales son desechadas al ambiente sin ser aprovechadas por el sistema. Estas pérdidas se clasifican en internas también llamadas Irreversibilidades (*Irr*) y externas o Efluentes (*Efl*). Las *Irr* se deben a las barreras naturales del proceso mientras que las *Efl* son corrientes que se del proceso que se envían al ambiente. La suma de estas dos son las pérdidas totales (*Pex*).

$$Pex = Irr + Efl \tag{2.1}$$

Para entender mejor esto considérese el calentamiento de agua en un recipiente de metal a temperatura ambiente, como se ve en la Figura 2.1. Las *Irr* son las que tienen que ver con una ineficiencia en la transferencia de calor de la fuente al recipiente ya sea por la conductividad térmica del metal o por el tipo de combustible empleado. Las *Efl* serían las pérdidas debido al calor que calienta los alrededores del recipiente.

La evaluación de las Irreversibilidades no sigue un principio de conservación como en el caso del balance de materia y energía. Para este propósito se ocupa el teorema de Guy-Stodola [3], el cual

enuncia: “en un proceso la degradación de energía (o pérdidas exérgicas irreversibles) es igual a la producción de la entropía a una temperatura de referencia”, como se muestra en la Ecuación 2.2.

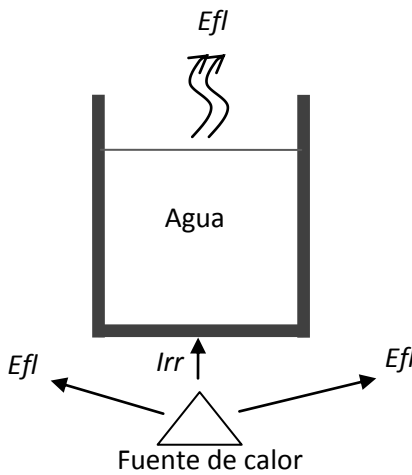


Figura 2.1. Pérdidas por Irreversibilidades y Efluentes en el calentamiento de agua en una recipiente de metal

$$Irr = T_0 S_{gen} \tag{2.2}$$

La temperatura de referencia,  $T_0$ , comúnmente es la temperatura ambiente. La entropía generada se obtiene de un balance de entropía, el cual se verá más adelante. Para obtener las pérdidas irreversibles totales se suma la  $S_{gen}$  de todos los elementos que componen al sistema, las cuales son multiplicadas por la misma temperatura de referencia.

$$Irr = T_0 \Sigma S_{gen} \tag{2.3}$$

### 2.1.3 El ambiente como condición de referencia

Un estado de referencia son las condiciones a las cuales se encuentra el ambiente que rodea la sistema. Para considerar un estado de referencia es necesario que los alrededores no sufran variaciones por efecto de la interacción con el sistema. Independientemente que el sistema sea abierto o cerrado, el ambiente de referencia debe ser capaz compensar los cambios por efecto de corrientes enviadas o absorbidas por el sistema.

El tamaño del ambiente es más grande que el sistema para asegurar la invariabilidad de las condiciones de referencia por los efectos del sistema. Así, los ambientes de referencia ideales son la atmosfera, la litosfera ó el mar. De manera que se mantenga un equilibrio constante sin importar lo que suceda entre el proceso y el resto del universo. Algunos autores son más estrictos [17] y hacen una clasificación más entre los alrededores y el ambiente. Siendo los alrededores los elementos cercanos al sistema que pueden ser afectados mientras que el ambiente contiene a estos alrededores.

El estado de referencia se caracteriza por sus propiedades, las más importantes son: temperatura, presión y/o composición química. Siempre que una de éstas sea diferente a la del sistema se presentará un flujo ó flux (flujo sobre área de transferencia) tendiendo a nivelar las condiciones entre el sistema y los alrededores. Si no se mantiene un flujo entonces gradualmente irán igualándose hasta llegar a un *estado muerto* [3] ó estado cero, donde la interacción es nula porque las propiedades del sistema y los alrededores son las mismas. La diferencia de condiciones entre el ambiente y el sistema determina la producción de trabajo, aprovechado para obtener un beneficio.

Cualquier propiedad en la naturaleza tiende a fluir de un estado de mayor grado a uno de menor, tendiendo a un estado de mínima energía. Por ejemplo, un bloque de hierro a una temperatura  $T$  mayor a la del ambiente,  $T_0$ , presenta un flux de calor ó diferencial de potencial de calor que va del sistema hacia el ambiente. En este caso contrario, cuando  $T < T_0$ , la energía del ambiente la absorbe el sistema y el flux de energía del ambiente hacia el sistema.

### 2.1.4 Balance de entropía

El balance para cuantificar las Irreversibilidades por medio del principio de conservación no es posible porque las pérdidas no son conservativas como la materia o la energía. Si este fuera el caso aplicaría solo para procesos reversibles y no habría entropía generada.  $S_{gen}$  puede encontrarse por medio de la aplicación de la ecuación de continuidad [10], queda como sigue

$$\dot{S}_T + \dot{S}_G = \frac{dS_{VC}}{dt} \quad (2.4)$$

donde término  $\dot{S}_T$  representa el transporte,  $\dot{S}_G$ , la generación y la derivada de entropía es el término de acumulación. Tanto el transporte como la generación de entropía son causas que reflejan la variación de la acumulación de entropía. El transporte de entropía contiene dos términos: la transferencia de una corriente de calor,  $Q_j$ , que atraviese la superficie de control ( $sc$ ) a una temperatura  $j$ ,  $T_{SC,j}$ . y la entropía que poseen las corrientes de flujo ( $cf$ ) a las condiciones de la sustancia ( $-\Delta(S\dot{m})_{cf}$ ).

$$\dot{S}_T = \sum_j \frac{Q_j}{T_{SC,j}} - \Delta(S\dot{m})_{cf} \quad (2.5)$$

Sustituyendo la anterior expresión en el balance de exergía queda:

$$\sum_j \frac{Q_j}{T_{SC,j}} - \Delta(S\dot{m})_{cf} + \dot{S}_G = \frac{d(mS)_{VC}}{dt} \quad (2.6)$$

La dificultad de la Ecuación 2.6 consiste en que rara vez se conoce la temperatura a la cual el flujo de calor  $Q_j$  atraviesa la superficie de control,  $T_{SC,j}$ . Es más fácil evaluar la temperatura de los alrededores del sistema,  $T_0$ . Por lo que, recurriendo al siguiente arreglo matemático:

$$\sum_j \frac{Q_j}{T_{SC,j}} = \sum_j \frac{Q_j}{T_0} + \sum_j \frac{Q_j}{T_{SC,j}} - \sum_j \frac{Q_j}{T_0} \quad (2.7)$$

donde:

$$\dot{S}'_G = \sum_j Q_j \left( \frac{T_0 - T_{SC,j}}{T_0 T_{SC,j}} \right)$$

se sustituye  $\dot{S}'_G$  en el balance de la Ecuación 2.6, quedando de la siguiente manera:

$$\sum_j \frac{Q_j}{T_0} - \Delta(S\dot{m})_{cf} + \dot{S}_G + \dot{S}'_G = \frac{d(mS)_{VC}}{dt} \quad (2.8)$$

$\dot{S}'_G$  representa las exergía generada en los alrededores del sistema, “como resultado de la transferencia de calor, a través de diferencias finitas de temperatura” [10]. Por lo que la generación total de entropía contempla tanto lo que se genera dentro del volumen de control como en los alrededores

$$\dot{S}_{gen} = \dot{S}_G + \dot{S}'_G \quad (2.9)$$

Sustituyendo la anterior expresión en el balance de la Ecuación 2.9 queda:

$$\sum_j \frac{Q_j}{T_0} - \Delta(S\dot{m})_{cf} + \dot{S}_{gen} = \frac{d(m)S_{VC}}{dt} \quad (2.10)$$

Este resultado solo podría ser válido si no hubiera generación de entropía ( $\dot{S}_{gen} = 0$ ), lo cual implica que el sistema es reversible dentro del volumen de control o que la transferencia de energía es reversible [10]. Como esto no sucede se tiene que:

$$\sum_j \frac{Q_j}{T_0} - \Delta(S\dot{m})_{cf} \leq \frac{d(mS)_{VC}}{dt} \quad (2.11)$$

Para un sistema en estado estacionario el término de acumulación es igual a cero, por lo que el balance final queda

$$\Delta(S\dot{m})_{cf} = \sum_j \frac{Q_j}{T_0} + \dot{S}_{gen} \quad (2.12)$$

Dividiendo la Ecuación 2.12 entre el flujo másico,  $\dot{m}$ , se tiene:

$$\Delta S = \sum_j \frac{Q_j}{T_0} + \dot{S}_{gen} \quad (2.13)$$

La Ecuación 2.11 puede ser aplicada en procesos que no se encuentren en estado estacionario. La diferencia con la ecuación 2.12 es que en ésta contempla la entropía generada, la cual es el valor que falta en el balance de la Ecuación 2.11. Como la conservación de la entropía no existe puede ocuparse la Ecuación 2.12 o 2.13 para obtener la entropía generada.

## 2.2 Introducción de la exergía en la termodinámica

### 2.2.1 Definición de exergía

A partir de las leyes de la termodinámica puede concluirse que en un proceso de transferencia de energía: una parte de ella la ocupa el sistema y otra se pierde irremediamente [18]. La parte de la energía útil que se emplea en realizar el trabajo se llama exergía, mientras que el resto que la parte que no sirve al proceso se denomina anergía. De forma que la energía total es igual a la suma de estos dos términos

$$Energía = Exergía + Anergía \quad (2.14)$$

Ambas partes tienen una dependencia mutua, en la medida que la exergía disminuye la anergía aumenta y viceversa. La exergía se define como *la cantidad de trabajo máxima que puede ser extraída por un consumidor de energía o el mínimo trabajo necesario durante un proceso reversible, resultado de la interacción entre un sistema y sus alrededores, hasta alcanzar a un equilibrio* [5].

La etimología de la palabra exergía [6] incorpora las raíces griegas *ex*: fuera, *erg*: trabajo (la terminación *ia*, en español, indica que se trata de un sustantivo), es decir, *trabajo que puede ser extraído*. La exergía es el trabajo útil que un proceso emplea para producir un efecto deseado a una condición de referencia y se simboliza con una letra *B*, *E* o *Ex*. Sus unidades son las mismas que las de energía aunque en ocasiones se le agrega una *e* al final para indicar que se trata de exergía, por ejemplo *kWe*.

Tomando en cuenta que la energía es un medio y no un fin, la exergía es una medida del trabajo necesario u obtenido para llegar a ese fin. Por ejemplo si se desea elevar un objeto, esto puede hacerse

utilizando energía eléctrica o usando la fuerza física. Siendo la exergía la energía mínima requerida, en función del peso del objeto, ó el trabajo máximo extraído del proceso para realizar dicho trabajo. La forma general para evaluar la exergía es por medio de la ecuación [3]

$$\Delta Ex_{TOT} = \Delta H_{TOT} - T_0 \Delta S_{TOT} \tag{2.15}$$

donde el incremento de exergía total es igual al incremento de entalpia total del sistema menos el incremento de entropía multiplicada por una temperatura de referencia,  $T_0$ . Esta ecuación guarda la misma relación con la ecuación 2.14, donde  $\Delta H_{TOT}$  es la parte útil y  $T_0 \Delta S_{TOT}$  es la anergía, la cual puede escribirse también de la siguiente manera

$$\Delta Ex = (H - H_0) - T_0(S - S_0) \tag{2.16}$$

donde el subíndice 0 indica que se trata del valor de entalpia y entropía a condiciones de presión y temperatura de referencia. El máximo trabajo obtenido es la diferencia de propiedades del sistema menos las del ambiente. Así, la exergía es el trabajo útil menos las irreversibilidades evaluadas a una temperatura de referencia. Las Irreversibilidades se obtienen en base al teorema de Guy-Stodola, donde  $\Delta S_{TOT} = S_{gen}$ .

Para esquematizar la trayectoria de la exergía podría dibujarse un diagrama tridimensional de entalpia, entropía y exergía [19]. Un diagrama bidimensional de entalpia vs entropía a una exergía constante se obtiene a partir de la forma diferencial de la ecuación 2.15

$$dh - T_0 ds = de \tag{2.17}$$

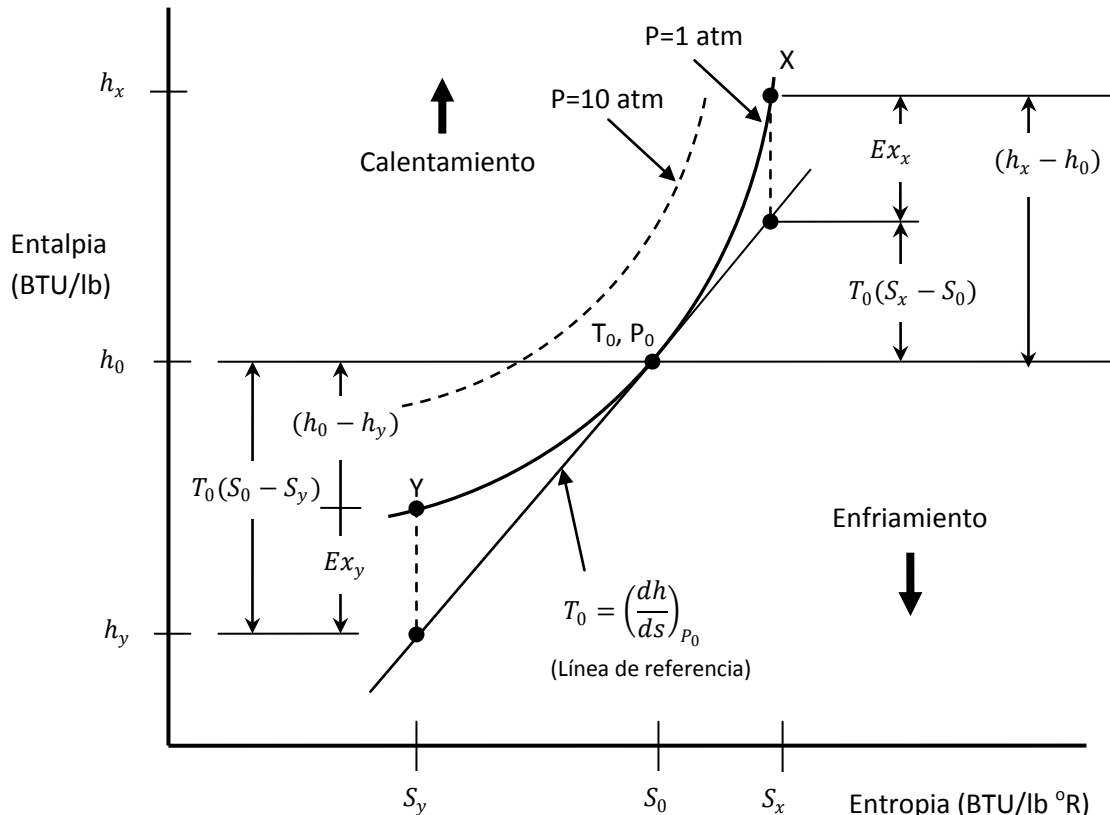


Figura 2.2. Representación de la exergía en un diagrama Entalpia-Entropía [14]

donde la diferencial de exergia es igual a cero. Por lo que despejando  $T_0$  se tiene

$$T_0 = \left( \frac{dh}{ds} \right)_{p_0} \tag{2.18}$$

La ecuación anterior indica que temperatura de referencia es igual a la diferencial de entalpia con respecto a la entropia a presión constante. La Figura 2.2 es un diagrama entalpia vs. entropia que muestra la trayectoria de un proceso a presión constante de 1 atm y 10 atm. El punto tangente a la trayectoria del proceso a 1 atm es  $T_0$ . El proceso de calentamiento indica que la el incremento de energía dada es igual a la exergia más las irreversibilidades. Para el proceso de enfriamiento se tiene irreversibilidades mayores.

Aunque los valores de exergia siempre son positivos con respecto al estado de referencia, la referencia cero para los valores de entalpia y entropia en la literatura a menudo se encuentran con signo positivo y negativo de exergia para sistemas como el de refrigeración.

### 2.2.2 Balance de exergia

#### 2.2.2.1 Balance a partir de exergia de entrada y salida

A partir de la Ecuación 2.14, si la exergia es la energía útil, entonces la energía perdida o anergia es igual a las Irreversibilidades, las cuales se obtienen por medio del teorema de Guy-Stodola. La entropia generada que se usa en este teorema se evalúa con el balance de entropia.

En un proceso en estado estacionario las Irreversibilidades pueden obtenerse si se multiplican todos los términos de la Ecuación 2.11 por la temperatura de referencia,  $T_0$ . Para este balance, la diferencia de las todas la corrientes que entran menos las que salen del sistema incluyendo el termino de materia y calor e introduciendo la  $S_{gen}$  es igual a las Irreversibilidades [18].

$$Irr = Ex_{tte} - Ex_{tts} \tag{2.19}$$

donde  $\Sigma Ex_{tte}$  es la suma de exergia de todas las corrientes de entrada y  $\Sigma Ex_{tts}$  es la suma de exergia de todas las corrientes de salida. Debido a que el balance de la ecuación 2.11 se multiplico por la temperatura  $T_0$ , la exergia esta referida a esta temperatura como se verá más adelante.

La Ecuación 2.19 pudo haberse deducido por simple lógica, sin necesidad de haber desarrollado el balance de entropia. Solo viendo la Ecuación 2.14, se pudo haber concluido que lo que entra menos lo que sale es igual a las Irreversibilidades. Sin embargo, fue necesario desarrollar dicho balance para entender los términos involucrados en dicho balance, para lo cual se recurrirá a la representación gráfica de un sistema por medio de un diagrama de bloque, Figura 2.3.

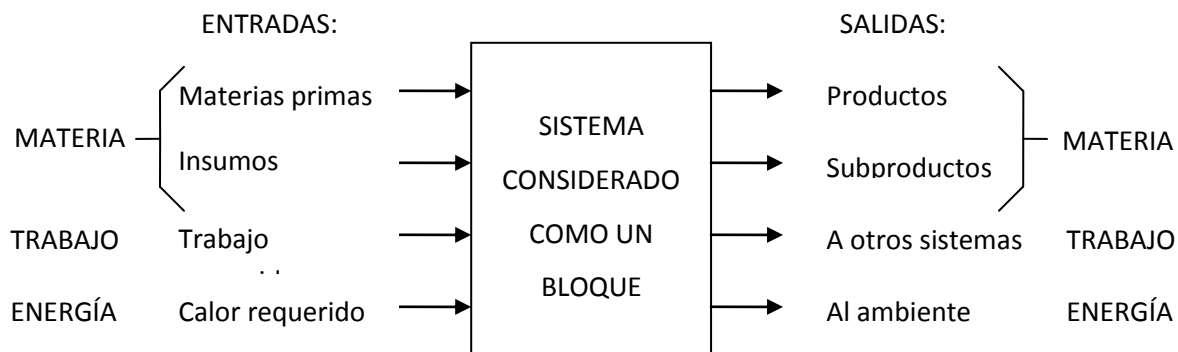


Figura 2.3. Diagrama de bloque de un sistema [18]



Desarrollando tanto las corrientes de entrada y salida esquematizadas en la Figura 2.2 es más fácil desarrollar los términos del balance de la Ecuación 2.19, quedando de la siguiente manera

$$Ex_{me} = \frac{dEx}{dt} + \Delta Ex_q + Ex_{mu} + Efl + W + Irr \quad (2.20)$$

De esta manera, independientemente de lo que suceda dentro de la caja negra puede conocerse el valor de las Irreversibilidades, solo conociendo el valor de exergia de cada corriente. La Ecuación 2.20 se utiliza para sistemas abiertos y cerrados y no considera la influencia del término cinético y potencial.

El flujo de exergia se obtiene multiplicando cada término de la Ecuación 2.20 por el flujo másico, donde:

$$\dot{E}x = \dot{m}Ex \quad (2.21)$$

La acumulación de exergia,  $dEx/dt$ , representa el incremento o decremento de exergia con respecto al tiempo, que sucede dentro del sistema. Para un proceso en estado estable no hay acumulación por lo que este término vale cero. La Ecuación 2.22 se emplea para obtener el flujo másico de Irreversibilidades en procesos en estado estacionario, no contempla términos cinéticos ni potenciales.

$$Irr = \dot{E}x_a - \Delta \dot{E}x_q - \dot{E}x_{au} - Efl - \dot{W} \quad (2.22)$$

El signo de la variación de calor,  $\Delta \dot{E}x_q$ , y el trabajo,  $\dot{W}$ , es positivo si entra al sistema y negativo si sale de él. El trabajo añadido es por ejemplo la electricidad ó el trabajo mecánico. El calor añadido proviene de una fuente externa y el calor desechado es el que se disipa al ambiente. De forma que el incremento de calor es la diferencia del calor que entra menos el que sale.

Las corrientes enviadas al ambiente como desechos son las Efluentes,  $Efl$ . Las cuales pueden ser enviadas en estado sólido o gaseoso. Suponiendo que el proceso no tuviera corrientes enviadas al ambiente, entonces las pérdidas de exergia solo están dadas por las  $Irr$ .

El incremento de exergia de materia está dado por la diferencia de exergia de materia de entrada,  $Ex_{me}$  menos la exergia útil de los productos a la salida,  $Ex_{mu}$ . La exergia de materia se calcula dependiendo del tipo de manifestación de energía, como más adelante se explicará.

Si el propósito del proceso se enfoca en obtener una corriente de materia, entonces la exergia de materia de los productos es igual al la exergia útil. La Exergia útil,  $Ex_{uts}$ , es la exergia que realmente se ocupa para realizar un trabajo y es igual a la exergia total suministrada menos las efluentes

$$Ex_{uts} = Ex_{tts} - Efl \quad (2.23)$$

Si se despeja  $Ex_{tts}$  de la ecuación anterior y se sustituye en la ecuación 2.19, se tiene

$$Irr = Ex_{tte} - (Ex_{uts} + Efl) \quad (2.24)$$

Al despejar  $Ex_{tte}$  de la ecuación anterior se obtiene:

$$Ex_{tte} = Ex_{uts} + Pex \quad (2.25)$$

donde  $Pex$  es igual a la suma de  $Irr$  más  $Efl$ , es decir, las pérdidas totales. La Ecuación 2.25 determina la relación entre la exergia útil y las pérdidas totales. Si la exergia útil es igual a la exergia de productos a la salida,  $Ex_{uts} = Ex_{mu}$ , la Ecuación 2.25 queda:

$$Ex_{tte} = Ex_{ttm} + Irr \quad (2.26)$$

donde:

$$(2.27)$$

$$Ex_{ttm} = Ex_{mu} + Efl$$

El término  $Ex_{ttm}$  representa la exergía de materia total que sale del sistema, es decir la de los productos más efluentes. Las ecuaciones 2.26 y 2.27 se ocupan cuando la exergía útil es igual a la exergía de materia de los productos.

Las contribuciones de los términos del balance de exergía se esquematizan en diagramas de Grassman [20], como el que se muestra en la Figura 2.4. El sistema está encerrado por una línea punteada. El ancho de las flechas representa la parte proporcional del valor de exergía de cada término del balance y la parte doblemente achurada representa las pérdidas de exergía.

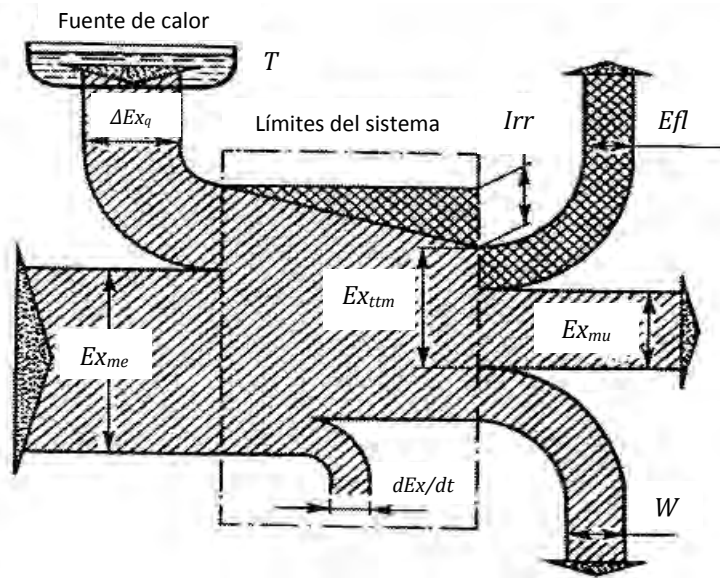


Figura 2.4. Diagrama de Grassman de un balance de exergía [3]

### 2.2.2.2 Balance a partir de exergía de exergía suministrada y producida

Otra forma de llevar a cabo el balance de exergía consiste en concebir el sistema y el universo bajo un enfoque de para-donador [21]. El donador tiene una exergía neta suministrada,  $Ex_{nts}$ , mientras que el receptor tiene una exergía neta producida,  $Ex_{ntp}$ . Siguiendo la misma lógica que en la Ecuación 2.19, las Irreversibilidades son igual a la exergía neta suministrada menos la producida

$$Irr = Ex_{nts} - Ex_{ntp} \tag{2.28}$$

El donador puede ser el sistema si el flujo de exergía va del sistema al universo y si va en sentido contrario entonces se trata de un receptor. La exergía neta suministrada es el incremento de exergía de entrada menos el de salida que se emplea para obtener el efecto deseado. La exergía neta producida es el efecto deseado del sistema. Las Irreversibilidades de la Ecuación 2.19 deben coincidir con las de la Ecuación 2.28, esta es una manera de comprobarlas.

## 2.3 Formas de exergía

### 2.3.1 Clasificación de la exergía

Según Rivero, R.; Anaya, A. [18] la exergía puede clasificarse de acuerdo a la manifestación de energía. Esta puede ser en función de la materia o de la energía en tránsito. La primera es una función de

estado mientras que la segunda es de transferencia. La exergía se evalúa en general con la Ecuación 2.15, la cual para los diferentes tipos de exergía puede obtenerse según el esquema de la Figura 2.5.

La exergía como función de transferencia puede darse por exergía de trabajo,  $Ex_w$  (Ecuación 2.29) ó exergía de calor  $Ex_q$  (Ecuación 2.30). La exergía de trabajo se refiere a una energía ordenada, ver Tabla 2.1. La exergía de trabajo se refiere a la energía: mecánica, eléctrica, hidrostática y nuclear. Esta forma de exergía es prácticamente igual a la energía. La exergía de calor se refiere a una energía térmica la cual es de tipo desordenada.

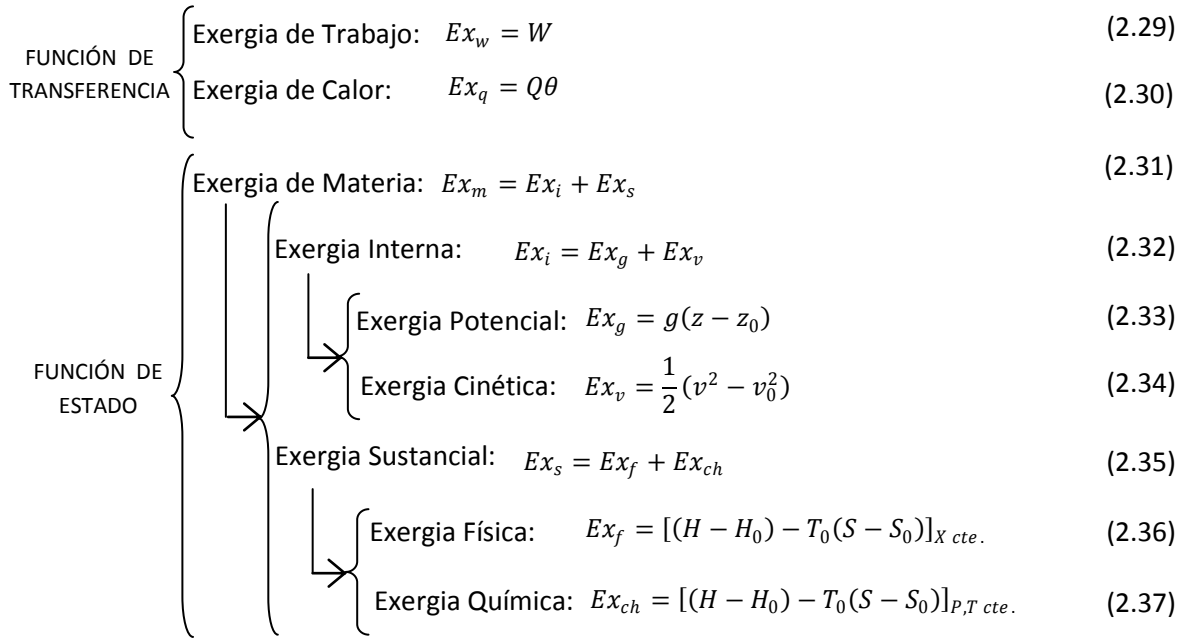


Figura 2.5. Clasificación de la exergía [21]

La exergía de materia,  $Ex_m$ , es igual a la suma de exergía interna,  $Ex_i$ , más la exergía sustancial,  $Ex_s$ , (Ecuación 2.31). La exergía interna,  $Ex_i$ , es igual a la suma de la exergía potencial y cinética (Ecuación 2.32). La exergía potencial,  $Ex_g$ , es la que se refiere a la energía del sistema con respecto a una distancia con respecto a una altura (Ecuación 2.33) y la exergía cinética,  $Ex_v$ , se refiere a la energía por efecto del desplazamiento del sistema a través del espacio (Ecuación 2.34).

La exergía sustancial es igual a la suma de exergía física más química,  $Ex_{ch}$ , (Ecuación 2.35). La exergía física, también llamada termomecánica,  $Ex_f$ , se refiere a la energía contenida en la materia por efecto de la presión y temperatura (Ecuación 2.36). La exergía química,  $Ex_{ch}$ , se evalúa con la Ecuación 2.37, la cual tiene contribuciones por efecto de reacciones (Exergía reaccional,  $Ex_r$ ) y por la concentración de los componentes (Exergía concentracional,  $Ex_c$ ), como se verá más adelante.

## 2.4 Exergía de materia

### 2.4.1 Exergía física

La exergía física es el máximo trabajo que se obtiene de una sustancia cuando se lleva desde la presión,  $P$  y temperatura,  $T$  del sistema hasta las condiciones ambiente de Presión,  $P_0$  y Temperatura,  $T_0$  a condiciones del ambiente en un proceso a composición constante [22]. Desarrollando los términos de la exergía física de la Ecuación 2.36 para un gas ideal se tiene

$$(2.38)$$

$$\Delta Ex_f = C_p(T - T_0) + -T_0 \left( \ln \frac{T}{T_0} + R \ln \frac{P}{P_0} \right)$$

El primer término del lado derecho corresponde a la entalpia (donde  $C_p$  es la capacidad calorífica); el segundo corresponde a la entropía multiplicada por la temperatura de referencia. Reacomodando los términos, se tiene:

$$\Delta Ex_f = C_p \left( T - T_0 - T_0 \ln \frac{T}{T_0} \right) + R T_0 \ln \frac{P}{P_0} \tag{2.39}$$

El primer término del lado derecho de la ecuación anterior es el término térmico,  $Ex_t$ , y el segundo es el mecánico,  $Ex_p$ . La exergía térmica siempre es positiva aunque se tengan valores del sistema menores a los de referencia porque aun en esas condiciones se realiza trabajo. Por ejemplo un gas que sirve para enfriar está a menor temperatura que la del ambiente pero realiza un trabajo. La exergía mecánica es positiva si tiene un valor mayor a la del ambiente y es negativo si la presión de referencia es menor. En la Ecuación 2.39 el logaritmo de una presión menor a 1 es negativo.

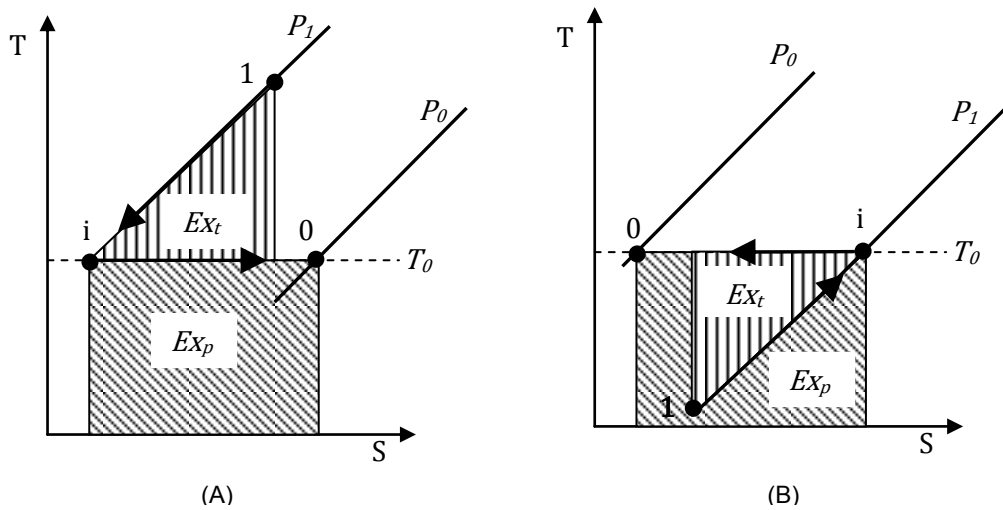


Figura 2.5. Trayectoria de la exergia en un Diagrama Entalpia-Entropía [22]

Un gas a presión y temperatura mayor a la de referencia sigue una trayectoria como en la Figura 2.5 (A), donde el gas pasa por 1-i-0. En este caso las dos áreas correspondientes a la exergía térmica y mecánica se suman. Para el caso de una sustancia con una presión menor a la de referencia, ver Figura 2.5 (B), el valor que de la exergía mecánica es negativo. De esta manera aunque la exergía térmica sea positiva el valor de la mecánica prevalece dando como resultado una exergía total negativa. Este caso sería el único que diera una exergía negativa.

### 2.4.2 Exergía química

La exergía química,  $Ex_{ch}$ , es el máximo trabajo obtenido desde las condiciones del sistema hasta las del estado de referencia a presión y temperatura constante [23]. La exergía química esta compuesta de: exergía reaccional,  $Ex_r$  y la exergía concentracional,  $Ex_c$ . La reaccional es el mínimo trabajo necesario que una reacción química necesita para obtener un producto. La concentracional es el mínimo trabajo requerido para que la concentración química de las especies producidas se igualen a la concentración química de los componentes de referencia a condiciones del ambiente.

A pesar que la forma general para calcular la exergía química es con la Ecuación 2.37, por lo regular los valores de la exergía química se evalúa a partir de su exergía química estándar, referida a condiciones

de presión atmosférica de 1 atm y temperatura ambiente de 298.15K. Los valores de exergia para los elementos de la tabla periódica vienen tabulado con respecto a un compuesto de referencia y han sufrido modificaciones desde Szargut, J. [23] hasta Rivero, R.; Garfias, M. [24].

La concentración de los compuestos de referencia están referidos al ambiente en que puede encontrarse en la naturaleza dicho compuesto, el cual está asociado a un compuesto de referencia. Por ejemplo la exergia del carbón se toma del  $\text{CO}_2$  porque está presente en la atmosfera y está en equilibrio termodinámico con los demás constituyentes del ambiente. La exergia química estándar de un elemento depende de la consideración de los productos más probables que se pueden obtener de las relaciones con los demás elementos. El valor de la exergia química estándar depende del modelo de ambiente que haya sido seleccionado, el cual debe ser lo más cercano al ambiente natural en que se encuentra el elemento. El ambiente considerado para los gases es la atmosfera, para los sólidos la superficie terrestre y para las especies que se disuelven el agua de mar.

Es importante mencionar que, el valor de exergia estándar sirve como índice económico de la de las sustancias siendo que las que están menos disponibles tienen un valor mayor que las que se encuentran en abundancia.

#### a. Exergia química de un gas a condición atmosférica

En el caso de un gas ideal presente en la atmosfera, el proceso parte de una temperatura  $T_0$  y una presión  $P_0$  hasta una temperatura  $T_0$  y una presión parcial del elemento,  $P$ . Esta última condición es cuando se alcanza el estado muerto. Para un proceso que se considera isotérmico la Ecuación 2.40 es la forma de obtener la exergia química estándar para un gas de referencia.

$$Ex_{ch}^0 = RT \ln \frac{P_0}{P} \quad (2.40)$$

#### b. Exergia química de un compuesto a partir de la exergia química estándar

La exergia química de un compuesto químico se calcula a partir de:

$$Ex_{ch}^0 = \Delta G_f^0 + \sum_{el} n_{el} Ex_{ch\ el}^0 \quad (2.41)$$

donde la energía libre de formación estándar,  $\Delta G_f^0$ , es el máximo trabajo que puede ser obtenido, evaluada a 298.15 K, defina como:

$$G = H - T_0 S \quad (2.42)$$

La ecuación anterior es similar a la ecuación 2.15 ya que la energía libre de Gibbs es a la máxima energía obtenida de un compuesto obtenido de manera reversible.

La Ecuación 2.41 representa la exergia estándar química de cada elemento del compuesto multiplicado por el número de moles con que participan en la formación del compuesto.

#### c. Exergia química de un compuesto a partir de una reacción de referencia

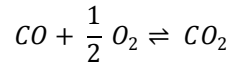
La exergia química de un compuesto puede calcularse a partir de su formación en una reacción de referencia siguiendo la Ecuación 2.43. Para lo cual se requiere del conocimiento de la exergia de los compuestos considerados.

$$Ex_{ch} = -\Delta G^0 - \sum_j n_j Ex_j^0 + \sum_k n_k Ex_k^0 \quad (2.43)$$

Donde  $\Delta G^0$  es la energía de formación del compuesto a condición estándar, la cual se evalúa con la ecuación 2.42. Mientras que el subíndice  $j$  corresponde a los co-reactivos y  $k$  a los productos. Un co-reactivo es aquella sustancia presente en el ambiente que reacciona con el compuesto a evaluar a fin de obtener compuestos presentes en el ambiente. Cada elemento se multiplica por el número de moles indicado en la reacción. La exergía química estándar del compuesto se evalúa con:

$$\Delta G^0 = \sum_j (\Delta G_f^0)_j - \sum_k (\Delta G_f^0)_k \quad (2.44)$$

Este método es muy útil para obtener la exergía química de especies fósiles en fase gaseosa, por ejemplo para la exergía química del CO [22] la reacción de referencia es:



#### d. Exergía química de una mezcla

La exergía de una mezcla de compuestos [22] se obtiene a partir de

$$Ex_{ch} = \sum_i x_i Ex_i^0 + R T_0 \sum_i x_i \ln x_i \quad (2.45)$$

donde  $x_i$  representa la fracción mol de los componentes de la mezcla. El primer término del lado derecho representa la suma de las exergía de los componentes de la mezcla y el segundo el trabajo mínimo necesario para separar los componentes de la mezcla y llevarlos a presión y temperatura ambiente. Este último siempre es negativo porque se trata de logaritmos con valores menores a 1.

La Ecuación 2.45 se ocupa para mezcla de gases y líquidas en un proceso reversible. Si se deseará obtener un valor de una solución real debe agregarse el coeficiente de actividad

$$Ex_{ch} = \sum_i x_i Ex_i^0 + R T_0 \sum_i x_i \ln \gamma_i x_i \quad (2.46)$$

#### e. Ajuste de la exergía química estándar a otras condiciones

La exergía química a condiciones diferentes a las reportadas para la exergía química estándar requiere de un ajuste, debido que las condiciones de presión y temperatura no son las mismas. El modelo utilizado por Szargut [25] ha sido corregido ha sido ocupado dependiendo del medio en el que se encuentre el compuesto. Siguiendo la metodología de Montero y Rivero [26], la corrección de condiciones por presión, temperatura y composición se realiza por medio de

$$Ex_{ch_{cor}}^0 = Ex_{ch}^0 + W_1 + (q_{2a} + q_{3a})\theta + W_4 + W_5 \quad (2.47)$$

La exergía química corregida,  $Ex_{ch}^0$ , requiere del planteamiento de una reacción de referencia de tal manera que el compuesto deseado se haga reaccionar con otros elementos con el fin de tener compuestos que se pueden encontrar en el estado de referencia.

$Ex_q^0$  es la exergía química estándar del compuesto reportado a las condiciones de referencia

$W_1$  es el cambio de exergía física que experimenta la sustancia a calcular por efecto de cambio de presión y temperatura, la cual se evalúa con:

$$W_1 = H - H_0 - T(S - S_0) \quad (2.48)$$

$(q_{2a}$  y  $q_{3a})\theta$  corresponden al término  $q\theta$ , que es la exergía de calor por el máximo trabajo alcanzado por efecto del cambio de temperatura, donde  $\theta$  es el factor de Carnot, ver Ecuación 2.53.

$$(2.49)$$

$$q_{2a} = \Delta H_r^0 - \Delta G_r^0$$

$$q_{3a} = \sum_j n_j Ex_{chj} - \sum_k n_k Ex_{chk} \quad (2.50)$$

$\Delta H_r^0$  corresponde la entalpia de reacción de reacción y la energía libre de Gibbs de reacción.

$W_4$  es el trabajo de los co-reactivos y productos entre las condiciones de referencia del proceso y las de referencia por efecto de la presión y temperatura.

$$W_4 = \left( \sum_j n_j cp_j - \sum_k n_k cp_k \right) \left( T - T_0 - T_n \ln \frac{T}{T_0} \right) - \left( \sum_j n_j - \sum_k n_k \right) RT \ln \frac{P}{P_0} \quad (2.51)$$

$W_5$  es el trabajo asociado al cambio isotérmico de los co-reactivos y productos

$$W_5 = RT \left( \sum_j n_j \ln \frac{x_j}{x_{0j}} - \sum_k n_k \ln \frac{x_k}{x_{0k}} \right) \quad (2.52)$$

## 2.5 Exergia como función de transferencia

La exergia de transferencia puede ser de trabajo o calor. La primera se evalúa con base al trabajo máximo que pueda proporcionar una energía ordenada y es prácticamente igual a su valor de energía. Por ejemplo, la transformación de electricidad en trabajo mecánico en un motor casi no genera entropía por lo que la exergia de trabajo es igual al trabajo, como se ve en la Ecuación 2.29. Sin embargo la transformación de calor en trabajo es una transformación desordenada, por lo que es de sumo interés el estudio de ésta para ulteriores mejoramientos.

### 2.5.1 Exergia de calor

La exergia de calor se evalúa con la Ecuación 2.30

$$Ex_q = Q\theta \quad (2.30)$$

donde  $Q$  es la transferencia de calor y  $T_0$  la temperatura ambiente.  $\theta$  se conoce como el factor de Carnot y se evalúa con

$$\theta = 1 - \left( \frac{T_0}{T_{ML}} \right) \quad (2.53)$$

donde el término  $T_{ML}$  es la temperatura media logarítmica en K (que no es lo mismo que un simple promedio de temperaturas), la cual se puede evaluar con

$$T_{ML} = \frac{T_2 - T_1}{\ln \left( \frac{T_2}{T_1} \right)} \quad (2.54)$$

donde los subíndices 1 y 2 representan el estado inicial y final de un proceso para el cual hay un cambio de energía. Una forma más exacta de obtener este valor es por medio de

$$T_{ML} = \frac{H_2 - H_1}{S_2 - S_1} \quad (2.55)$$

La función  $\theta$  en una escala absoluta puede graficarse como se muestra en la Figura 2.6. Si  $T_{ML} > T_0$  entonces el sistema cede energía del ambiente y a mayor temperatura del sistema cada vez más se acercara a un factor de Carnot de 1. Si  $T_{ML} < T_0$  el sistema absorbe energía del ambiente por lo que  $\theta$  tendra valores menores a los de la temperatura de referencia.

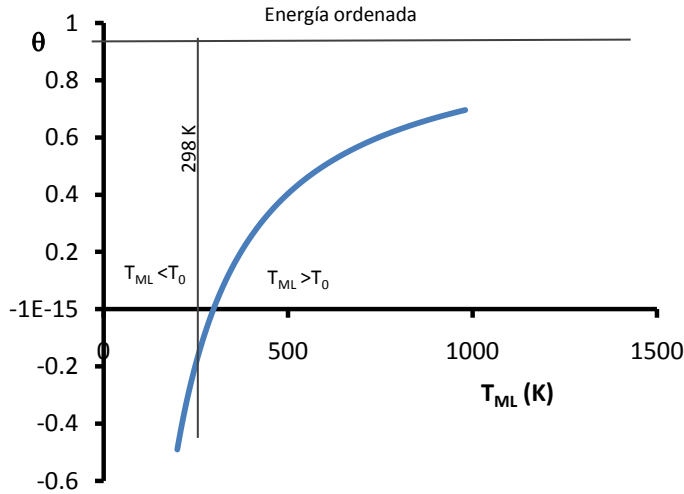


Figura 2.6. Diagrama de factor de Carnot vs  $T_{ML}$

Un proceso de transferencia de calor de una corriente de mayor a menor temperatura es un sistema donador-aceptor. La Figura 2.7 (A) muestra un proceso de transferencia de calor como el que sucedería en un intercambiador de calor donde una corriente cede energía a otra, para el cual el balance queda

$$Irr = Ex_{h2} - Ex_{h1} \tag{2.56}$$

Sustituyendo la Ecuación 2.30 en el balance anterior y desarrollándolo, se tiene

$$Irr = Q\theta_2 - Q\theta_1 = Q(\theta_2 - \theta_1) \tag{2.57}$$

donde el calor  $Q$  transferido es el mismo que cede la corriente donador que el que recibe la corriente aceptor. Los subíndices de  $\theta$ , 1 y 2, son para las corrientes de ceden y absorben exergia respectivamente, como se ve en la Figura 2.7 (B).

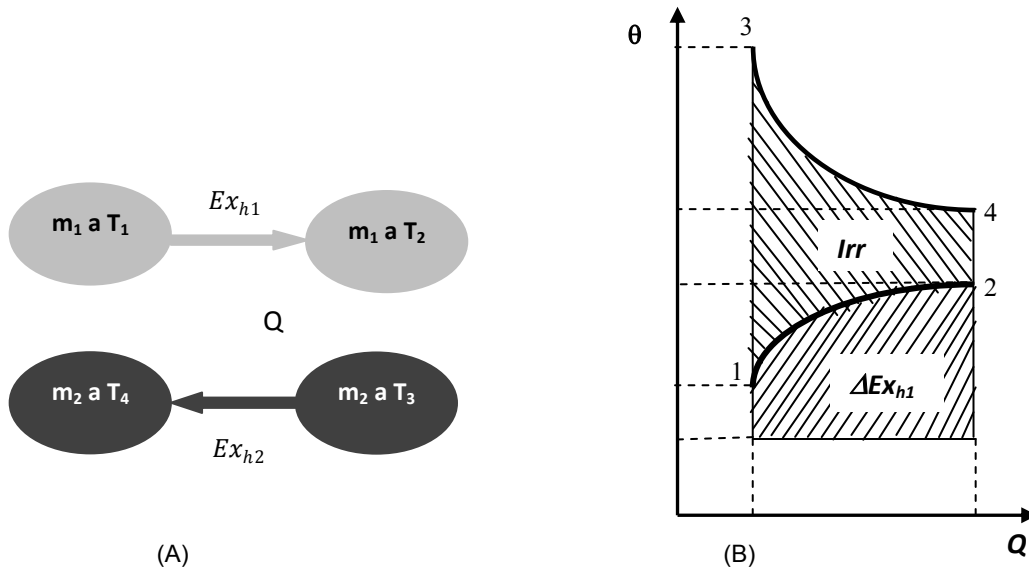


Figura 2.7. Transferencia de calor y pérdidas de exergia [27]



Si se sustituye el factor de Carnot en la Ecuación 2.57 se tiene:

$$Irr = Q \left( \frac{T_1 - T_2}{T_2 T_1} \right) T_0 \quad (2.58)$$

Por medio de la ecuación anterior puede llegarse a los mismos resultados que si se evaluara la exergia sustancial de cada corriente y se realizara un balance de la suma de corrientes de entrada menos la de salida, como en la Ecuación 2.19.

### 2.5.2 Exergia de radiación

La exergia de radiación se encuentra presente en calentadores solares, sistemas aislados por medio de vacío, cuerpos biológicos y varios elementos de plantas químicas expuestos a los rayos solares. La exergia de radiación puede evaluarse a partir de:

- I. La temperatura y las propiedades de la superficie, aunque en ocasiones es necesario conocer el flujo de la exergia independientemente de la fuente
- II. Los parámetros de radiación

En caso I la radiación y el flujo de calor dependen de la exergia particularmente sobre la temperatura ambiente  $T_o$ . La radiación que capta un cuerpo varía dependiendo de la frecuencia a la cual sea recibida por el mismo. Los valores oscilan dependiendo el color del cuerpo entre el blanco y negro, para el primero flujo de radiación es similar al flujo de calor debido a que la entropía no es igual a cero.

En el caso II se tiene la radiación monocromática producida por un generador a una sola frecuencia bien definida. En este caso, el flujo de radiación no genera entropía y puede ser considerado un flujo de energía ordenada. En tal caso la exergia de radiación es igual a la energía:  $Ex_{rad} = W_{rad}$  Para un cuerpo absolutamente negro siendo la temperatura de superficie mayor a la ambiente,  $T > T_o$ , la exergia de radiación [17] por unidad de superficie es:

$$Ex_{rad} = \epsilon C_0 \left( T^4 - \frac{4}{3} T_o T^3 + \frac{1}{3} T_o^4 \right) \quad (2.59)$$

donde  $\epsilon$  es la emisividad total y  $C_o$  es la constante de Stefan-Boltzman. La ecuación anterior también es válida cuando  $T < T_o$  y para el caso de  $T = T_o$ ,  $Ex_{rad} = 0$ . La exergia de radiación aumenta proporcionalmente a la cuarta potencia de la diferencia entre  $T$  y  $T_o$ . La exergia de radiación es menor a la energía de radiación,  $q_{rad}$ , a temperaturas mayores a la de referencia y para temperaturas menores la exergia de radiación es mayor a la energía. En particular para radiaciones a  $T_o = 300$  K, la relación  $Ex_{rad}/q_{rad} = 0.933$  [17]. Esto significa que la eficiencia de equipos usados en la ingeniería usando la radiación solar será sobrestimada, si el cálculo se basa en la energía de radiación.

### 3. EL ANÁLISIS DE EXÉRGIA

La aplicación de los balances de exergía a los sistemas energéticos sirve para determinar las pérdidas de exergía irreversibles y efluentes. Como se mencionó en el Capítulo 2, estas pérdidas se deben a la generación de entropía, las cuales son características de la forma en que se transfiere la energía. Una energía ordenada no genera entropía a diferencia de una desordenada. Se han realizado muchos esfuerzos por optimizar sistemas con deficiencias, tales como los que transforman la energía térmica en mecánica.

Los análisis de exergía implican la incursión de índices que determinen el aprovechamiento de energía. Los sistemas se analizan bajo un enfoque de un diagrama de bloques como se vio en el capítulo anterior. De esta manera se puede determinar donde y cuanta energía se desperdicia dentro de un sistema. Antes de describir en que consiste el análisis de exergía es necesario definir los parámetros de optimización para saber a que se refieren ellos dentro de la metodología.

#### 3.1 Parámetros de optimización energética

El primer parámetro de optimización son las Irreversibilidades (*Irr*), las cuales se obtienen del balance de exergía, visto en el capítulo anterior. Las *Irr* son de carácter cuantitativo porque por medio de ellas se puede saber donde y cuanta energía se desperdicia dentro de un proceso. Para saber más acerca de que tan bien se aprovecha la energía existen otros parámetros como la eficiencia, efectividad, rendimiento y potencial de mejoramiento, que a continuación se explican.

##### 3.1.1 Eficiencia

La eficiencia termodinámica fue empleada inicialmente por Sadi Carnot relacionando la energía que sale con respecto a la que entra como se ve en la Ecuación 3.1. Este índice indica el grado de idealidad termodinámica de un sistema

$$\text{Eficiencia} = \frac{\text{Energía de salida}}{\text{Energía de entrada}} \quad (3.1)$$

La eficiencia de energía es ideal para energías ordenadas. Las energías desordenadas tienen una parte que se pierde por lo que la eficiencia de Carnot no es muy buen índice para indicar el aprovechamiento de éstas. Un parámetro que esta referido a una misma condición de referencia para todo el sistema y que sirve para obtener la máxima cantidad de energía extraída es la eficiencia exérgica ( $\eta$ ) [17]. Este índice se define como

$$\eta = \frac{\text{Exergía de salida}}{\text{Exergía de entrada}} = \frac{Ex_{tts}}{Ex_{tte}} \quad (3.2)$$

En una transformación de energía, si la energía que entra al sistema es la única que se emplea, la energía que sale no puede ser mayor como lo indica la ley de la conservación de energía. De tal manera que sus valores oscilan entre 0 y 1, siendo que conforme los sistemas más se acercan a 1 son más eficientes. El caso de un sistema ideal no existe en realidad debido a que siempre hay pérdidas de exergía, así como lo enuncia la segunda ley de la termodinámica. Este principio es sobre el que se basa el análisis exérgico ya que la energía siempre se degrada por una generación de entropía. Por el contrario, si la eficiencia tiende a 0 el sistema tendrá una eficiencia menor y por lo tanto menos ideal ya que la energía de salida es pequeña en comparación a la que entra. En este caso la mayoría de energía se pierde y solo un poco se emplearía en la energía de salida. Por lo tanto las pérdidas de exergía [17] totales son la diferencia del total de exergía de entrada menos salida:

$$Pex = Ex_{tte} - Ex_{tts} \quad (3.3)$$

donde  $Pex$  es igual a la suma de las pérdidas Irreversibles más Efluentes, como se ve en la Ecuación 2.1. De hecho en la Ecuación 3.3 radica la importancia del balance de exergía ya que no es una propiedad conservativa.

Suponiendo que un sistema tiene Efluentes son igual a cero las Perdidas totales son igual a las Irreversibilidades. Sustituyendo este valor en la Ecuación 3.2 la eficiencia solo depende de la exergía total de entrada y las Irreversibilidades y queda de la siguiente manera

$$\eta = \frac{Ex_{tts}}{Ex_{tte}} = \frac{(Ex_{tte} - Irr)}{Ex_{tte}} \quad (3.4)$$

expresada también como:

$$\eta = 1 - \frac{Irr}{Ex_{tte}} \quad (3.5)$$

El grado de aprovechamiento de exergía de las ecuaciones 3.1 a 3.5 corresponden a la eficiencia de transformaciones ordenadas como: mecánica a mecánica, eléctrica a mecánica ó mecánica a hidráulica.

Debido a que las pérdidas son mínimas este tipo de transformaciones se llevan a cabo casi completamente. La exergía total de entrada es casi igual a la energía de entrada. La eficiencia refleja el grado de perfección termodinámica y el aprovechamiento de energía del sistema.

### 3.1.2 Efectividad

Un sistema puede tener corrientes de combustible, productos, insumos, desechos, subproductos y otras más. Cada proceso se construye con un propósito particular que no necesariamente coincide con el efecto de todas las corrientes que entran y/o salen. Los subproductos de un sistema en ocasiones no son lo que se desea obtener y sin embargo ellos son parte del proceso.

La eficiencia es un índice que relaciona las corrientes que salen entre las que entran. Para evaluar las corrientes que solo intervienen en la producción y suministro de exergía se tiene el término de efectividad ( $\varepsilon$ ) [21]. Ese índice mide el grado de exergía útil para producir el efecto deseado y se calcula como se ve en la Ecuación 3.6. En otras palabras, la efectividad indica que tan adecuado se utilizan los recursos de entrada con respecto a los de salida. La efectividad de las corrientes de exergía esta contenida en la eficiencia [17]

$$\varepsilon = \frac{Ex_{ntp}}{Ex_{nts}} \quad (3.6)$$

El sistema tiene características de un donador-receptor, donde la exergía neta producida,  $Ex_{ntp}$  son las corrientes receptoras de energía tales como los productos y la exergía neta suministrada,  $Ex_{nts}$  son las que donan energía como los combustibles. Ambas corrientes de exergía pueden ser una energía en tránsito ó una corriente de materia. La energía en tránsito puede ser calor o trabajo. En estos términos un combustible no solo es un hidrocarburo sino todo aquello que proporciona energía y el producto útil es todo lo que queremos obtener de un sistema.

La efectividad es un índice que oscila en un rango de 0 a 1, donde el grado de mayor efectividad indica que el sistema realiza su objetivo de manera eficaz, porque está aprovechando adecuadamente la energía suministrada. La energía ordenada de sistemas eléctricos y mecánicos tienen una eficiencia igual a 1 porque cumplen con la primera ley de la termodinámica pero esto no nos dice que tan bien se esta usando la energía para sistemas desordenados. Solo para los ordenados la eficiencia refleja la efectividad, siendo la exergía de entrada es la exergía neta suministrada y exergía de salida es la exergía netas producida.

A través de la experiencia puede verse que la transformación de calor en trabajo mecánico se lleva casi de manera completa mientras que pasar de una energía de trabajo a calor no se realiza completamente. Incluso transferir calor de una corriente a otra tiene una alta ineficiencia. Lo anterior supone que debe tenerse un conocimiento del funcionamiento del bloque que se está analizando y su propósito. Por lo que no se puede generalizar una definición de efectividad para todos los sistemas.

Siguiendo el balance de la Ecuación 2.28 las Irreversibilidades expresan las pérdidas de exergía total. Este resultado debe ser el mismo que el que se usa en la ecuación 3.3.

$$P_{ex} = Ex_{nts} - Ex_{ntp} \quad (3.7)$$

Suponiendo que las pérdidas totales de exergía son las Irreversibilidades en la Ecuación 3.7 y sustituyendo este valor en la Ecuación 3.6 se tiene

$$\varepsilon = 1 - \frac{I_{rr}}{Ex_{nts}} \quad (3.8)$$

Como se ve en la anterior ecuación, las Irreversibilidades están incluidas dentro de la efectividad este índice es relativo a las pérdidas Irreversibles. Aunque las Irreversibilidades indican cuanta energía se degrada este índice no puede decir que tan bien se aprovecha la energía. Las Irreversibilidades se refieren más a la naturaleza del proceso. La importancia de la efectividad es que es un índice cualitativo porque proporciona información acerca de la calidad de la transformación de la energía.

### 3.1.3 Rendimiento

Tanto la eficiencia como la efectividad son parámetros de optimización con un enfoque termodinámico, donde su valor oscila entre 0 y 1; con un valor máximo de 1 para procesos reversibles. Para saber cuanta exergía se requeriría a la entrada idealmente con respecto a lo que realmente se consume se tiene se tiene el rendimiento ( $\zeta$ ), el cual se define como

$$\zeta = \frac{\text{Exergía deseada}}{\text{Exergía consumida}} \quad (3.9)$$

Este índice no expresa una idealidad termodinámica porque puede ser mayor a 1 si la exergía deseada es mayor a la consumida. Una desventaja de este parámetro con respecto a la efectividad es que solo sirve para comparar el aprovechamiento de energía de manera particular y no puede generalizarse una definición que aplique para todos los equipos. Sin embargo es útil para comparar un mismo equipo con respecto a un cambio de condiciones.

Si la exergía deseada se toma como la exergía útil y la exergía consumida como la exergía total de entrada, entonces se tiene.

$$\zeta = \frac{Ex_{uts}}{\Sigma Ex_{tte}} \quad (3.10)$$

Despejando  $Ex_{uts}$  de la Ecuación 2.25 y sustituyendo este valor en (3.10) se tiene

$$\zeta = 1 - \frac{Pex}{Ex_{tte}} \quad (3.11)$$

De tal manera que el rendimiento queda en función de las pérdidas de exergías totales. Si la Efluentes son igual a cero entonces la Ecuación 3.11 queda como la Ecuación 3.5. En cualquiera de los dos casos el rendimiento va a tender a disminuir con el tiempo por efecto de las pérdidas de exergía

### 3.1.4 Potencial de mejoramiento

El potencial de mejoramiento ( $Pot$ ) es un índice basado en la definición de potencial termodinámico propuesto por Reistad [28] de la siguiente manera

$$Pot = Irr (1 - \varepsilon) \quad (3.12)$$

con la finalidad de construir un parámetro que determinara la capacidad de un sistema para ser optimizado. Sin embargo este término no contempla las Efluentes, la cuales fueron corregidas por Rivero [21], quedando una expresión

$$Pot = Irr (1 - \varepsilon) + Efl \quad (3.13)$$

La Ecuación 3.13 es más completa que la 3.12 porque contempla las pérdidas internas y externas. Como se puede apreciar, este parámetro es de carácter empírico pero con una aplicación para determinar la capacidad de mejoramiento que ha sido probada en diferentes sistemas. Siendo que, entre mayor sea el  $Pot$  mayor probabilidad tiene un sistema de ser mejorado.

El potencial de mejoramiento tiene tres contribuciones: dos términos cuantitativos y uno cualitativo; dando por resultado un parámetro de optimización total con ambas características. Primero, las  $Irr$  son una medida cuantitativa y se conoce como potencia absoluto. En segundo lugar el potencial ambiental,  $Efl$ , que es el parámetro de optimización cuantitativo ambiental y mide que tanta exergía se libera al medio. Por último se tiene el potencial relativo,  $(1 - \varepsilon)$ , que es una medida de que tan fácil es posible mejorar el sistema y es de carácter cualitativo.

Si la efectividad es baja el potencial relativo se aproxima a su valor máximo. Este valor multiplicado por el potencial absoluto indica la capacidad de un sistema para ser mejorado internamente. Mientras que las Efluentes refleja el grado de mejoramiento que puede alcanzarse si se optimiza externamente.

Las principales ventajas del potencial de mejoramiento son: que puede ser utilizado para comparar sistemas con diferentes propósitos y que es una medida para saber que tanto puede mejorarse un sistema, tanto de manera global, interna y externamente.

## 3.2 Descripción del análisis de exergía

El objetivo del análisis exérgico es encontrar las pérdidas de exergía y los parámetros de optimización para saber como y en cuanto mejorar un sistema. El grado de análisis depende del alcance deseado y la información disponible. Lo cual se refleja en el diagrama de bloques, descrito en el punto 2.2.2.1, donde el número de bloques también se conoce como el grado de agregación. Un análisis con mayor

grado de agregación es más fino sin ser por esto mejor o peor que un análisis con un grado de agregación menor. Los resultados dependen del alcance planteado, lo cual puede realizarse con el fin de saber el funcionamiento de una parte del proceso o de todo el proceso. En base a la metodología planteada por Rivero y Anaya [18], el análisis de exergia consiste en los siguientes puntos:

1. Definir el alcance y profundidad del estudio.
2. Recabar la información del proceso a evaluar, a cual puede ser obtenida de Diagramas de Flujo (DFP), Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI), Balances de materia y energía, hojas de especificaciones de equipos, Bases de diseño, etc
3. Garantizar que la información disponible sea la correcta para su evaluación.
4. Precisar las condiciones de referencia así como las consideraciones sobre las que se realizará el análisis de exergia.
5. Determinar el grado de agregación del sistema, lo cual depende del alcance.
6. Realizar el diagrama de bloques del proceso en base a las áreas seleccionadas en el punto 5. En el cual se incluyan todas las corrientes de entrada y salida, relacionadas con las transferencias de: materia y energía; aún las que no aparezcan en los documentos de donde se extrajo la información.
7. Plantear el balance de exergia para cada bloque.
8. Determinar las propiedades termodinámicas de todas las corrientes relacionadas con cada bloque, como entalpia y entropía, tanto a las condiciones de referencia como del proceso.
9. Evaluar la exergia de todas las corrientes relacionadas con cada bloque. La cual puede ser como función de estado (la que tiene que ver con la materia) o cómo manifestación de energía en tránsito.
10. Resolver el balance de exergia de cada bloque, con el fin de obtener las Irreversibilidades, las Efluentes y las Pérdidas totales.
11. Evaluar los parámetros de optimización: eficiencia, efectividad, rendimiento y potencial de mejoramiento, tanto para cada bloque como para todo el proceso.
12. De acuerdo a los resultados obtenidos proponer medidas para el mejoramiento del proceso. Los equipos con eficiencia más baja o potencial de mejoramiento alto son los puntos críticos que deben ser atendidos en primera instancia para mejorar el proceso.
13. Con las medidas aplicadas sobre el proceso, realizar de nuevo los puntos 7, 8, 9, 10 y 11.

En caso de requerir cambios que requieran un reordenamiento de los bloques plantear otro diagrama de bloques que reduzca las pérdidas exergia.

La metodología del análisis de exergia puede ser sintetizada en el diagrama de flujo de la Figura 3.1 [29]. El análisis de exergia comienza básicamente definiendo un alcance, es decir hasta donde se desea saber del proceso. El grado de especificidad del proceso puede ser por secciones de equipo, por equipo, por conjunto de equipos, etc.

Muchas veces el alcance deseado no converge con la información deseada, en tal caso puede buscarse métodos alternos para conseguirla o realizar consideraciones que sirvan para llegar al alcance deseado. En la realidad no hay nada escrito, por lo que, al mismo tiempo que se define el alcance se recopila y valida la información del proceso. Esto puede hacerse directamente en un levantamiento en campo o a través de los documentos que describen el proceso.

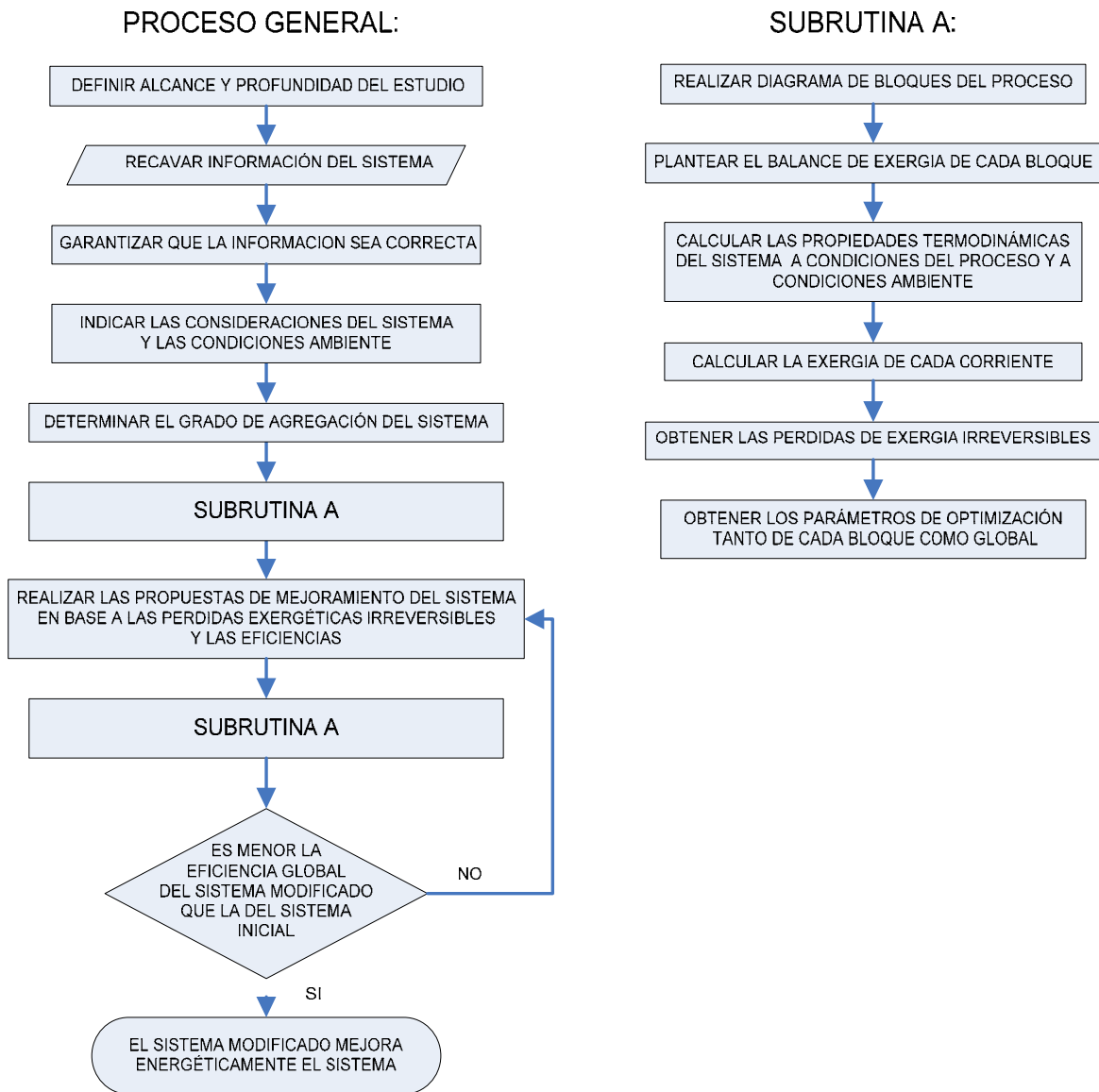


Figura 3.1 Diagrama de flujo del análisis de exergia. [29]

Parte de la información que se requiere son las condiciones de referencia (presión, temperatura composición) a las cuales opera el proceso, para los cuales usualmente se toman los valores promedio anual. Así mismo se plantean las consideraciones bajo las cuales se realizará el análisis de exergia. Para los balances que conciernen a esta tesis debe considerarse que el proceso opera en estado estacionario.

Cuando se piensa en el alcance se está reflejando el grado de agregación. Si se requiere mayor especificidad en el desperdicio de energía, debe aumentarse el grado de agregación, si la disponibilidad de información lo permite.

El diagrama de bloques se hace seleccionando las áreas del proceso que se plantearon en el alcance. En este diagrama se incluyen todas las corrientes que intervienen en cada bloque (insumos, electricidad, producción de gases de combustible, entradas de reactivos, etc.). Si alguna corriente del sistema no estuviera incluida en los documentos de donde se extrajo la información debe agregarse en el diagrama de bloques ya que sin ella el sistema estaría incompleto.

Hasta aquí puede decirse que se trata de una etapa de iniciación, probablemente tardada pero fundamental para el futuro del análisis porque el buen planteamiento de ella garantiza que los resultados representen la realidad del proceso. De hecho en esta etapa inicial, todos los puntos pueden ejecutarse casi al mismo tiempo, toda vez que, en la búsqueda información van surgiendo barreras que hay que enfrentar posteriormente, las cuales se pueden prever en esta misma etapa.

Para el análisis de exergia debe contarse con propiedades termodinámicas, como la entalpia y la entropía, de cada corriente; evaluadas tanto a las condiciones del proceso como a las de referencia. Una de las formas de obtener esta información es simulando el proceso. Esto puede hacerse con ayuda de un programa código ó alguna otra herramienta para programar las ecuaciones de estado que más se ajusten a las condiciones del proceso. La selección del modelo termodinámico seleccionado depende también del tipo de sustancias que operen en el proceso.

Cada corriente de materia y energía relacionada con el bloque se evalúa dependiendo de si se trata de una función de transferencia o de estado, como se vio en el Capítulo 2. Una vez hecho lo anterior se plantea el balance de exergia para cada bloque considerando la exergia total de entrada y salida ( $EX_{tte}$ ,  $EX_{tts}$ ) y la exergia neta suministrada y producida ( $EX_{nts}$  y  $EX_{ntp}$ ). Con esta información se obtienen las Irreversibilidades, Efluentes y Pérdidas de exergia totales.

Los parámetros de optimización se obtienen con la información del balance de exergia, como se vio en la sección 3.1. En esencia, para comparar equipos con diferente propósito deben evaluarse la efectividad y el potencial de mejoramiento. Estos dos parámetros, junto con las Irreversibilidades, proporcionan información paramétrica con respecto a otros. En cambio la eficiencia solo indica el grado de idealidad termodinámica y el rendimiento sirve para comparar cambios de condiciones de un mismo equipo. Otros índices importantes son la Exergia útil y la efectividad del proceso global.

El análisis de los datos anteriores lleva a conclusiones, de las cuales se puede determinar como mejorar un proceso. Las irreversibilidades indican donde y cuanta energía se desperdicia. La efectividad indica que tan bien se esta aprovechando la exergia en cada bloque. El Potencial de mejoramiento indica el sentido en que debe optimizarse, atendiendo preferiblemente los bloques de mayor *Pot*.

Las modificaciones hechas sobre un sistema son evaluadas nuevamente en un balance que incluya las propiedades termodinámicas corregidas a las condiciones del proceso a las cuales opera el proceso corregido. Si es necesario corregir el grado de agregación entonces debe plantearse nuevamente el diagrama de bloques para los equipos seleccionados y resolver su balance de exergia. Un grado de agregación mayor ayuda a encontrar puntos más específicos donde se mejore el proceso.

Las medidas propuestas para mejorar un proceso tienen que ir en el sentido de aumentar la eficiencia global del proceso y reducir las pérdidas exérgicas. Si este no fuera el caso deben proponerse otras modificaciones.

Las mejoras en un proceso pueden ser de tipo estructural u operacional. Las estructurales se refieren a la sustitución de algún equipo o accesorio, lo cual podría implica la reparación o compra éstos. Los cambios operacionales se refieren a un cambio en las condiciones que opera el proceso, ya sea en la presión, temperatura, composición ó flujo.

La optimización matemática se hace maximizando o minimizando una función objetivo. Aunque en ocasiones la experiencia y conocimiento del proceso son más determinantes, en especial en sistemas



complejos donde resulta complicado maximizar varias variables. Por ejemplo en plantas industriales existen algunos bloques con pérdidas de exergía irreversible muy importantes y pese a un incremento muy pequeño de efectividad, puede producir enormes ventajas. Asimismo existen algunos bloques con efectividad muy baja, pero las pérdidas de exergía son muy pequeñas, de modo que su reducción pudiera tener o no influencia en el consumo total de energía del sistema.

Independientemente de si la optimización se realiza por la vía matemática o empírica, cada modificación hecha sobre el sistema debe estar sustentada en un estudio económico, como el exergoeconómico. A su vez, un estudio de esta naturaleza debe contar con un programa administrativo de actividades durante la implementación de las medidas propuestas. Si se requiere comprar algún equipo o realizar reparaciones también esto debe ser determinado económicamente. Lo anterior supone el conocimiento de técnicas para llegar a un resultado económico que, junto con el exérgico indiquen en que dirección debe modificarse. Estas etapa administrativa se estudian en el siguiente capítulo.

## ***4. EJECUCION Y EVLUACIÓN DE PROYECTOS EN INGENIERÍA***

Hacer que las propuestas de optimización energética se realicen requiere del esfuerzo conjunto de recursos humanos, materiales (hardware) y no materiales (software). El éxito del proyecto se debe a la intervención adecuada de todos estos elementos de manera programada, donde el objetivo es “hacer que las cosas sucedan”. Esto tiene que ver con habilidades técnicas y capacidades humanas relacionadas con la ingeniería, en una visión integradora. Algunas de estas técnicas son útiles en los análisis exergoeconómicos que se verán en el siguiente capítulo.

La ejecución y evaluación de proyectos se realiza por medio de una disciplina conocida como “Ingeniería de Proyectos”. En esta disciplina interviene la “Administración de Proyectos” para llevar a cabo de manera programada todas las actividades de Ingeniería, Construcción y todas las que tengan que ver con el proyecto. De manera conjunta, está la “Evaluación de proyectos financieros” para evaluar la factibilidad económica de un proyecto. La “Estimación de costos de equipos” sirve para estimar costos de equipo y actividades, entre otros. Las técnicas de “Gerencia” e “Intervención en la organización” son útiles en un contexto de dirección de proyectos.

### **4.1 Etapas de un proyecto de ingeniería**

Un proyecto es una idea que se materializa en un producto (material o servicio) en tiempo y forma [30]. En el caso de realizar una propuesta de mejora energética, se desea construir o modificar algún equipo o proceso para que ahorre energía.

La Ingeniería de Proyectos es la disciplina que se encarga del análisis, evaluación y realización de proyectos. Esta disciplina está conformada de otras disciplinas entre las que destaca la Administración de Proyectos.

En ingeniería existen diferentes tipos de proyectos dependiendo de sus características como: nivel de dificultad, tiempo disponible, ente otras. Un proyecto IPC engloban tres áreas importantes de Ingeniería: Ingeniería Básica y de detalle, Procura y Construcción. Este tipo de proyectos parte desde que se tiene una idea hasta que se entrega operando un proceso y sus etapas se relacionan como se muestra en el esquema de la Figura 4.1. Por lo regular el alcance de un proyecto se negocia entre el la entidad que lo realizará y el cliente. Cada etapa puede tratarse como un proyecto por separado. Dentro del proyecto una unidad supervisora entre el cliente y la entidad que realiza el proyecto sirve de intermediario. La unidad de construcción se encarga de materializar lo que está diseñado por la unidad de Ingeniería. La unidad de procura se encarga de la compra y venta de equipos, lo cual tiene que ver con la logística de instalación, suministro, costos, etc. Por último la Ingeniería se divide en Básica y de Detalle.

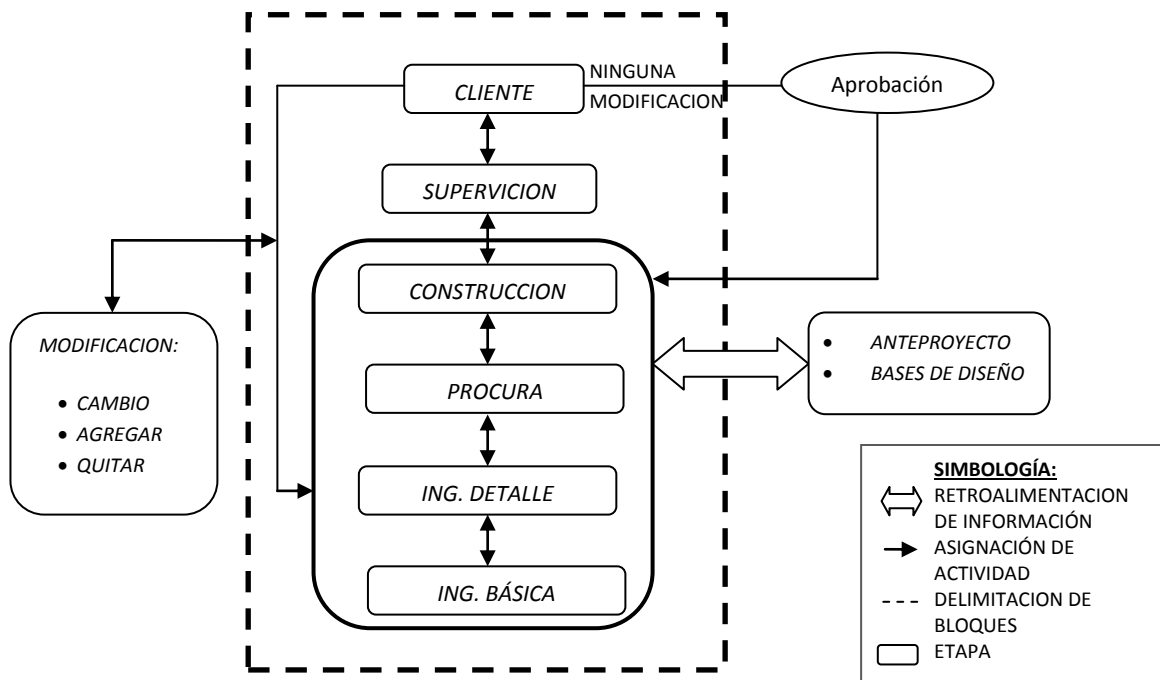


Figura 4.1. Relación de las diferentes etapas de un proyecto

Varios autores han propuesto modelos y definiciones para las etapas de proyectos. De acuerdo la experiencia en el campo de la Ingeniería y en base a Esner [31], las principales etapas de un proyecto IPC son:

1. **Anteproyecto.** Es una idea planteada en un documento que se presenta al cliente, donde se indica en que consiste el proyecto, las características principales, la viabilidad técnica-económica y cuanto va a costar.
2. **Aprobación.** Es la aceptación del cliente a realizar cada etapa del proyecto. El documento inicial de aprobación es un contrato donde se fija un objetivo, las responsabilidades, las clausulas, se indica cuando inicia y termina y en general; todas las condiciones sobre las que se trabajará. Uno de los documentos más importantes que se generan en esta etapa son las “bases de diseño”, documento donde se fijan las condiciones operativas del proyecto.
3. **Ingeniería básica y/o ingeniería de detalle.** Consiste en la generación de documentos como: planos, diagramas, memorias de cálculo, filosofías de operación, hojas de datos, etc. Donde la ingeniería de detalle tiene un grado de exactitud mayor de la básica. La realización del tipo de ingeniería depende del grado de dificultad del proyecto. Estas etapas deben realizarse teniendo en cuenta que la información que se genere en esta etapa servirá para la construcción
4. **Modificación.** Durante la ejecución del proyecto es necesario tener en cuenta que entre el cliente y el que realiza el proyecto debe haber una comunicación constante y fluida con el fin de no generar errores. Si existieran puede realizarse modificaciones internas ó externas (por el cliente) a los documentos, como: agregar, quitar o cambiar alguna información
5. **Supervisión.** Con el fin de que esté bien realizado el proyecto y consecuentemente ser aprobado puede ser que un medio externo supervise la relación entre cliente y trabajador en cada etapa.

6. **Procuración.** Es la etapa donde se compran los materiales y accesorios una vez que el cliente acepta los documentos generados en la etapa de Ingeniería
7. **Construcción.** Es donde se realizan las modificaciones o construcción propuestas y aprobadas por el cliente con el material comprado en la etapa de procuración.
8. **Arranque y puesta en marcha de operación.** En esta etapa se echa andar el equipo o proceso de la etapa de Construcción.
9. **Entrega del proyecto.** Es la fecha donde se entrega el proceso, producto, software, mecanismo ó modificación funcionando conforme los objetivos iniciales.

En cada una de las etapas si los resultados obtenidos no son conforme a lo planeado debe rectificarse las fallas hasta tener los resultados deseables. La actitud más adecuada para sobrellevar los problemas es tener una filosofía “ganar-ganar” [32], en la cual gane el cliente y la entidad que ejecuta el proyecto ganen al mismo tiempo.

## 4.2 Administración de proyectos

La administración es lograr que un objetivo se cumpla en tiempo y forma aprovechando opimamente los recursos con que se cuenta. Existen recursos materiales por ejemplo el equipo de cómputo, herramienta, materiales de construcción, etc. Los recursos no materiales son intangibles como él software y procedimientos de cálculo. El recurso humano es el esfuerzo de cada persona, los conocimientos que ella tenga y la inteligencia para poder resolver problemas.

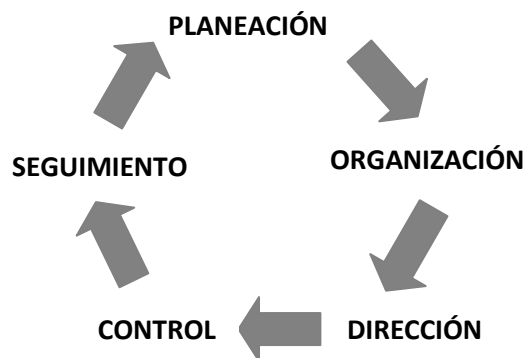


Figura 4.2. El proceso administrativo

La intervención de esta disciplina en la “Ingeniería de Proyectos” es por medio de la “Administración de proyectos”. A pesar de que existen diversas escuelas administrativas, la esencia de ellas desde Henry Fayol [31] en 1915, esta descrita en el proceso administrativo. Las etapas básicas de la administración son: Planeación, Organización, Dirección, Control y Seguimiento. Las cuales se retroalimentan de manera cíclica como se ve en la Figura 4.2, con el fin de evaluar continuamente el desempeño y estar abiertos a una mejora continua. A continuación se explica cada una de estas etapas.

### a. Planeación

Es la etapa donde se definen los objetivos, metas, alcance y actividades. En esta etapa también se prevén los futuros problemas y se plantea la manera de solucionarlos. Las áreas o disciplinas responsables quedan determinadas en el documento denominado Estructura Desglosada de Trabajo (Work Break Structure) por sus siglas en ingles WBS [33]. Las actividades quedan establecidas en un programa de ejecución, donde se muestra las actividades y la duración por disciplina. Un diagrama de

Gantt es un cronograma donde se establece la secuencia de tareas y la interacción de tareas propias con otras disciplinas. En la Figura 4.3 se aprecia un ejemplo de un programa maestro de una ingeniería con sus disciplinas y actividades. El porcentaje de participación actividades por disciplina sirve para determinar las Hora- Hombre (HH) utilizadas y éstas a su vez para saber el número de personas que intervendrán. Lo anterior sirve para conocer el costo por concepto de ingeniería

DISCIPLINA	AVANCE		MESES							
	H-H	%	SEP	OCT	NOV	DIC	ENE	FEB	MAR	ABR
ARQUITECTURA	3390	8.5	20	19	20	21	20			
CIVIL-ESTRUCTURAL	6921	17.3		13	14	15	16	15	14	13
PROCESO	3085	7.7	13	14	15	16	15	14	13	
MECÁNICA	6501	16.2			24	26	26	24		
ELÉCTRICA	6977	17.4				24	25	26	25	
SIST. CONTROL	4520	11.3				25	25	25	25	
TUBERIAS	7590	18.9				26	27	27	10	10
AMBIENTAL	1080	2.7	22	22	22	19	15			
<b>TOTAL (H-H)</b>	40064	100.0	1317	2213	3908	8917	9024	8024	5003	1659
<b>H-H Acumuladas</b>			1317	3530	7438	16355	25378	33402	38405	40064
<b>% H-H</b>			3	6	10	22	23	20	12	4
<b>% H-H Acumuladas</b>			3	9	19	41	63	83	96	100
<b>Personas</b>			7	12	22	50	50	45	28	9

Figura 4.3. Programa de ejecución de Ingeniería de detalle de un proyecto

La línea que atraviesa el diagrama se conoce como ruta crítica [33], la cual es la secuencia de actividades que hay que llevar a cabo para que no se retrase el proyecto. Las HH Acumuladas se grafican en una curva de alcance, para el ejemplo anterior queda como se muestra en la Figura 4.4.

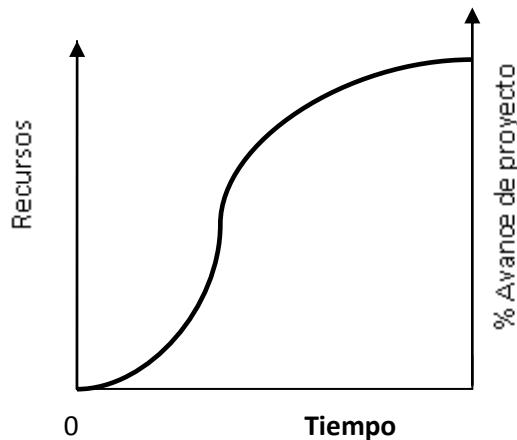


Figura 4.4. Curva de avance de un proyecto

Un proyecto es dinámico por lo que debe llevarse el control del actividades y hacer balances cada determinado tiempo para verificar si se ha cumplido con el avance pronosticado.

**b. Organización**

Una organización es un conjunto de personas que tienen como fin alcanzar un objetivo que puede ser o no común a todos y donde todos se mueven por intereses de todo tipo [34]. Es demasiado complejo definir una organización sin embargo los factores más importantes son: humanos, económicos y técnicos, ver Figura 4.5. En la etapa de organización se agrupan las actividades comunes en funciones y se asigna responsabilidades, donde queda especificado la persona a cargo de cada puesto. Se

generan documentos como Organigramas [34], líneas de mando, descripción de puestos y se establece el tipo de organización de la empresa, la cual puede ser: funcional, matricial ó Task Force. La primera tiene una jerarquía piramidal donde los jefes tienen mayor responsabilidad y los subordinados menos. En el segundo tipo todos los participantes son expertos y tienen el mismo nivel de responsabilidad. Y por ultimo la matricial es donde un subordinado puede tener varios proyectos a la vez y por ende varios proyectos.

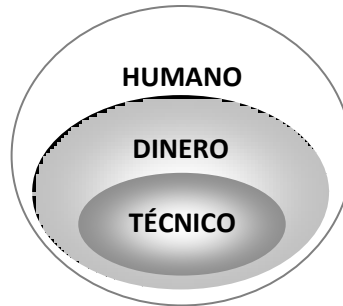


Figura 4.5. Esquema de una Organización

Mas haya de realizar un organigrama lo más importante es saber que en una organización se está trabajando con el factor humano y que la gente no son pañuelos desechables. Debe tenerse en cuenta que las técnicas participativas y la comunicación son esenciales para una sana convivencia y esto se refleja en el resultado del proyecto. Y que si algo falla hay que hacer una intervención en la organización siguiendo una metodología, por ejemplo la metodología de sistemas suaves de Peter Checkland [1].

### c. Dirección

Esta etapa consiste en guiar a un equipo para que se logren los objetivos planteados. De manera que los jefes logren que sus colaboradores se identifiquen con los objetivos de la empresa y los hagan propios haciendo más eficiente a la organización. Se desarrollan métodos de "Gerencia" la cual se caracteriza por su liderazgo. Un método para desarrollar éste, es como lo indica Peters, T.[35], mostrado en la Figura 4.6.

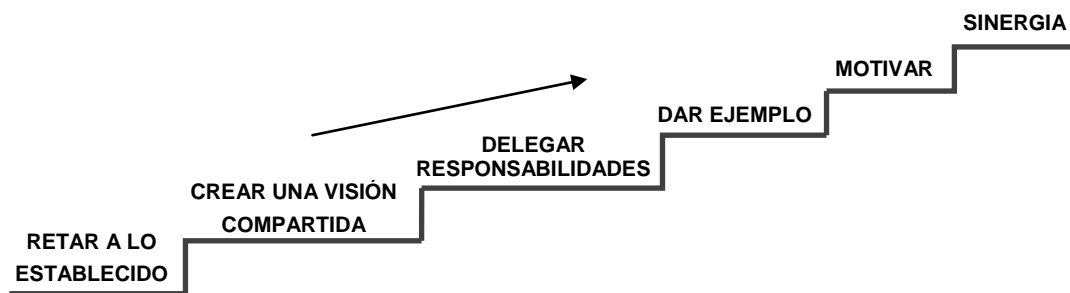


Figura 4.6. Modelo de liderazgo de Peters

En la figura anterior: retar a lo establecido significa romper con los paradigmas. Una visión compartida debe ser inspiradora, grande y que todos conozcan. Delegar responsabilidades es asignar a cada quien las actividades que le corresponden. Dar ejemplo significa que nuestros actos sean una guía para los demás. Motivar es alentar a la gente a que siga trabajando, dando estímulo o premiando el trabajo. Sinergia significa crear un compromiso y llevarlo a cabo, lo que, por lo que significa que el esfuerzo de unos cuantos se multiplica por muchos.

#### d. Control y Seguimiento

En esta etapa se implantan los sistemas para la medición y comparación de los resultados obtenidos con relación los estimados. La curva de avance es un índice de la desviación del alcance. El reporte de avance en un periodo de tiempo dado es una herramienta que compara el porcentaje de avance esperado en la etapa de planeación con las actividades que realmente se han llevado a cabo. En el aspecto económico el Estado de resultados y el Flujo de efectivo son documentos que tienen como finalidad saber donde y como se ha gastado el dinero.

Para dar seguimiento hay que supervisar que las medidas correctivas se cumplan. Para lo cual debe realizarse, entre otras actividades:

- Juntas de evaluación de avances
- Concretar compromisos firmes
- Dar reconocimiento a los resultados

El control y seguimiento está presente en todo momento en el proceso administrativo.

### 4.3 Información financiera

La base de toda evaluación financiera supone el conocimiento de instrumentos contables. La Contabilidad [36] es “la disciplina que enseña las normas y procedimientos para ordenar, analizar y registrar las operaciones practicadas por las unidades económicas”. Comprendiendo las bases de esta disciplina puede tomarse decisiones que afectan al futuro de un proyecto. La información financiera que arroja la contabilidad es por medio de estados financieros contables y otro tipo de reportes como a continuación se verá.

#### 4.3.1 Conceptos contables

Dentro de una empresa se llevan a cabo continuamente movimientos de compra, venta, pago de impuestos y muchos conceptos más; los cuales se catalogan en cuentas. Dichos movimientos se pueden clasificar de manera general en:

Activos (A): Son todos los bienes que posee una empresa, pueden ser en forma de dinero, equipo, herramienta, mobiliario, materia prima ó algún documento por cobrar, entre otros.

Pasivos (P): Representa las deudas que se tiene por la compra de materia prima, equipo, documentos por pagar, entre otros.

El Capital es, en general, los bienes con los que se cuenta para producir. El Capital Contable (CC) es la diferencia aritmética de activos menos pasivos, representada a través de la ecuación contable:

$$\text{Activos} = \text{Pasivos} + \text{Capital Contable} \quad (4.1)$$

El Capital contable esta conformado por un capital contribuido y un capital ganado o déficit. El capital contribuido esta conformado por un capital social (aportación inicial de los socios), aportaciones para incremento de activos, prima de ventas de acciones y donaciones. La inversión inicial de los socios se ocupa en la compra de maquinara, gastos por instalación y materia prima inicial, entre otros aspectos.

La finalidad de una empresa es generar utilidades. Sin embargo existen múltiples factores que ocasionan pérdidas como: fluctuaciones de mercado, incremento de materia prima ó servicios, gastos inesperados, entre otros. Por tal motivo deben realizarse estudios financieros que establezcan una sana estructura financiera, es decir, una adecuada distribución de pasivos y capital contable.

En principio, las utilidades se reparten entre los socios pero si se decide reinvertir en la compra de nueva maquinaria o utilizarla par el pago de deudas, eso depende de la decisión de los socios. Para determinar la utilidad se restan los ingresos a los costos totales.

$$\text{Utilidades} = \text{Ingresos} - \text{Costo Total} \quad (4.2)$$

En la Figura 4.7 se relacionan los costos e ingresos con la utilidad y pérdida. Los ingresos (I) son las entradas de dinero por ventas de mercancía ó por un incremento en el patrimonio de la empresa, es decir, un aumento en el Capital contable. Una relación lineal de los ingresos por concepto de ventas de mercancías es igual al precio de venta unitario del producto o servicios (p) multiplicado por el nivel de producción (q).

$$I = pq \quad (4.3)$$

Los costos totales ( $C_{TOT}$ ) son igual a los costos variables ( $C_V$ ) más costos fijos ( $C_F$ ). Los fijos no dependen del nivel de producción, por lo que son constantes, como son: renta, seguros u otros gastos independientes. Los costos variables dependen del nivel de producción, tales como salarios, costo de materia prima, servicios, etc. Una relación lineal de costos variables son igual al costo por unidad (C) por el nivel de producción (q), de la manera siguiente

$$C_{TOT} = C_V + C_F = Cq + C_F \quad (4.4)$$

En la Figura 4.7 se muestra el punto de equilibrio, el cual es donde se igualan los costos totales e ingresos. Arriba de éste punto se encuentra la utilidad y por abajo la pérdida. Aunque el comportamiento de los costos e ingresos por lo regular no son lineales, la gráfica sirve para representar el punto de equilibrio para el cual se tiene el costo de producto para una producción dada.

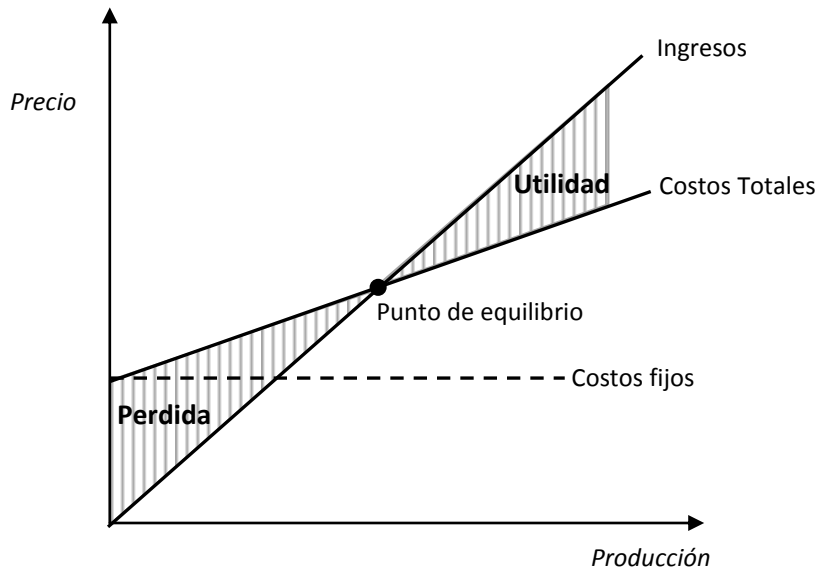


Figura 4.7. Relación Costos-Ingresos [37]

El costo de venta del producto se obtiene en función del comportamiento del artículo en el mercado. Esto se grafica con las curvas de oferta y demanda, como se ve en la Figura 4.8. La demanda es la relación que especifica la cantidad de artículos que los consumidores están dispuestos a comprar. Si el precio del artículo aumenta la demanda disminuye y viceversa. La oferta es la cantidad de artículos que el productor está dispuesto a proveer. Si la cantidad de artículos aumenta la oferta aumenta.



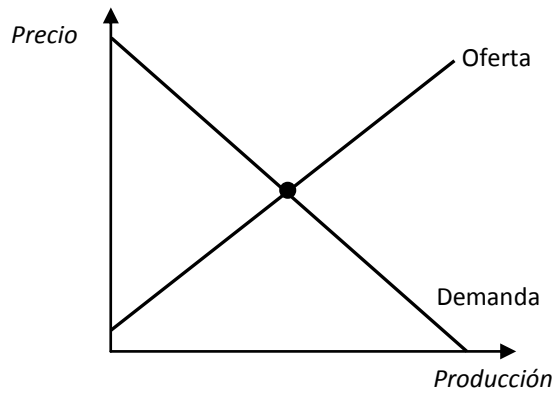


Figura 4.8. Oferta-demanda y Costos [37]

Si se iguala la oferta y la demanda se obtiene el precio de venta (p). Este precio debe contener los costos totales y un margen de utilidad para una producción dada. Este precio estimado está basado en una tendencia que no afecte las bajas ventas ni una sobreproducción que deteriore su situación en el mercado. Con este valor se puede estimar los Ingresos que a su vez se ocupan para determinar la utilidad, ver Ecuación 4.2.

### 4.3.2 Reportes contables

Los anteriores conceptos son de utilidad al momento de realizar reportes contables. Estos documentos indican el estado en que se encuentra una empresa y sirven en la toma de decisiones. Dentro de los más importantes están: el Balance general, el Estado de resultados y el Flujo de efectivo.

<b>Balance general</b>				
al 31 de Diciembre de 2009				
<b>Activo</b>		<b>Pasivo</b>		
<b>Circulante</b>		<b>Corto plazo</b>		
Cuenta 1	\$10,000	Cuenta 1	\$10,000	
Cuenta 2	\$30,000	Cuenta 2	\$600	
Cuenta 3	\$40,002	Cuenta 3	\$0	
Cuenta n	\$300	Cuenta n	\$20	\$10,620
<b>Fijo</b>		<b>Largo plazo</b>		
Cuenta 1	\$973	Cuenta 1	\$13,000	
Cuenta 2	\$430	Cuenta 2	\$1,000	
Cuenta 3	\$20,000	Cuenta 3	\$500	
Cuenta n	\$209	Cuenta n	\$20,000	\$34,500
<b>Intangible</b>		\$45,120		
Cuenta 1	\$345			
Cuenta 2	\$0	<b>Capital contable</b>		
Cuenta 3	\$0	Capital social	\$30,000	
Cuenta n	\$450	Capital ganado	\$27,589	\$57,589
<b>Activo Total</b>		<b>Pasivo + Capital contable</b>		<b>\$102,709</b>
				<b>\$102,709</b>

Figura 4.9. Balance general de una Empresa "X"

### a. Balance general

El Balance general [38] o Estado de situación financiera presenta información financiera en una fecha determinada. Esta situación cambia a través del tiempo porque las condiciones del mercado no son constantes. Realizar un balance general es como tomar una “fotografía” de la situación financiera al día de corte, por lo que se considera de carácter estático. El balance general de la Empresa X, ilustrado en la Figura 4.9 esta dividido en dos partes principales: cuentas desglosadas de activos y pasivos. En la columna 2 están las sumas de la columna 1. Del lado de los pasivos se ubican las cuentas de Capital contable constituido por capital social más el capital ganado. Acorde la ecuación contable, la suma del capital contable más pasivos debe ser igual que la suma de activos.

### b. Estado de Resultados

El Estado de resultados o Estado de pérdidas y ganancia [36] mide el desempeño de una empresa en un periodo determinado: mensual, trimestral, anual; por lo cual es de carácter dinámico. Proporciona información para evaluar la rentabilidad de la empresa y estimar la liquidez. En él se muestra en forma detallada la utilidad ó pérdidas obtenidas entre dos fechas.

Empresa "Y" Estado de resultados del 1 de enero al 31 de diciembre de 2009	
Descripción	Cantidad X 10 <sup>6</sup>
Ingreso total operativo	\$2,262
(-) Costo de artículos vendidos	\$1,655
<b>(=) UTILIDAD BRUTA</b>	<b>\$607</b>
(-) Gastos de ventas generales y administrativos	\$327
(-) Depreciación	\$90
<b>(=) UTILIDAD OPERATIVA</b>	<b>\$190</b>
(+) Otros ingresos	\$29
<b>(=) UTILIDAD ANTES DE IMPUESTOS E INTERESES</b>	<b>\$219</b>
(-) Gastos por intereses	\$49
(=) Ingreso antes de impuestos	\$170
(-) Impuestos	\$84
Actuales \$71 X10 <sup>6</sup>	
Diferidos \$13 X10 <sup>6</sup>	
<b>(=) UTILIDAD NETA</b>	<b>\$86</b>
Utilidades retenidas	\$40
Dividendos	\$46
Nota:	
Existen 29 millones de acciones en circulación. Las utilidades y dividendos por acción son:	
Utilidad por acción= Utilidad/Total de acciones en circulación	
= \$ 86 X 10 <sup>6</sup> /29 X10 <sup>6</sup>	
= \$ 2.97 por acción	
Dividendos por acción = Dividendos/Total de acciones en circulación	
= \$ 46 X 10 <sup>6</sup> /29X10 <sup>6</sup>	
= \$1.48 por acción	

Figura 4.10. Estado de resultados de una Empresa "Y"

Los costos también se pueden catalogar como directos o indirectos. Los directos son las salidas de dinero usadas para producir el producto en específico mientras que los indirectos son los que sirven de manera alterna a la producción.

El Estado de resultados tiene varias secciones. La sección operativa reporta los ingresos y gastos de operación principales y la utilidad antes de impuestos. La sección no operativa incluye los costos de financiamiento, como gastos por intereses y contempla los impuestos a pagar. Por último esta la sección de Utilidad neta, como se ve en la Figura 4.10. La utilidad bruta es la diferencia de ventas de mercancía y costos directos. Si los costos totales son mayores a los Ingresos entonces el resultado se conoce como Pérdidas.

Las utilidades retenidas se deciden reinvertir en la misma empresa después de una junta en la que los socios determinan la cantidad, acorde a las necesidades de la empresa. Los dividendos es la cantidad que se reparte a los socios y/o accionistas al cabo de un determinado periodo y puede ser repartido en forma de acciones o de dinero en efectivo.

### c. Flujo de efectivo

El Estado de flujo de efectivo un el instrumento que desglosa los cambios de dinero que suceden en un periodo de tiempo. La información financiera que proporciona es cuanto dinero tiene la empresa respecto al inicio para saber de que manera la posición financiera ha evolucionado. La información que se presenta en este documento es: entradas y salidas de efectivo. Sirve para evaluar la capacidad de la generar recursos así como las obligaciones tales como pagar dividendos, intereses o impuestos.

El Flujo de efectivo muestra cuanto dinero se tiene realmente, aunque el Estado de resultados muestre que se tienen ganancias, la liquidez real de un proyecto se ven en un Estado de flujo de efectivo, por ejemplo, si se vende a crédito en el Estado de resultados aparecerá la ganancia pero el ingreso realmente no se ha efectuado por lo que para la empresa ese dinero aun no está en su poder físicamente, esto puede representar un contratiempo de sus obligaciones con sus acreedores.

El flujo de efectivo puede calcularse siguiendo la regla de la Figura 4.11

Descripción
(1) Ingreso por ventas
(2) Costos operativos
(3) Impuestos
(4) Flujo de efectivo total de operaciones $[(1)-(2)-(3)]$
(5) Flujo de efectivo total de inversión
(6) Flujo de efectivo total del proyecto $[(4)+(5)]$

Figura 4.11. Esquema para calcular el Flujo de efectivo

Los ingresos son todas las entradas reales de dinero y los costos todos las salidas que realmente se efectúan; si hay un documento por pagar, no entra en este rubro. La inversión es un gasto que se hace solo una vez por ejemplo la compra de maquinaria para realizar un producto pero que con el tiempo se va depreciando o se le da mantenimiento. El Capital de trabajo neto es la diferencia de los activos circulantes menos los pasivos circulantes.

## 4.4 Evaluación de proyectos

### 4.4.1 Variación del dinero a través del tiempo

El dinero se ocupa para diferentes propósitos, ya sea para gastar en bienes y servicios o para invertir en alguna propiedad o equipo; entre otros. Para hacer uso del dinero usualmente se recurre al crédito. La actividades más comunes de interés tienen que ver con pagos de salarios, amortizaciones, depreciaciones, pago de préstamos, y muchos más. La disponibilidad por esta vía es más rápida que la del ahorro sin embargo las instituciones bancarias o de préstamo aplican intereses por su fácil disponibilidad. Para ello es necesario tener en cuenta que el valor del dinero varía con respecto al tiempo. No es lo mismo el valor del dinero antes o después del tiempo presente.

#### a. Intereses

Un interés simple es la ganancia sobre el capital que aplica a un solo periodo y se calcula de la siguiente manera.

$$I = Cit \quad (4.5)$$

Donde I son los intereses simples, C es el capital inicial, i es la tasa de interés que aplica por lo regular anualmente y t es el tiempo de préstamo o en que se invierte el dinero. El interés simple se caracteriza porque la tasa de interés es la misma en todo el periodo considerado. El monto total es el capital inicial multiplicado por el interés más el capital inicial. Las instituciones financieras aplican un interés compuesto para periodos de capitalización mayores a unos cuantos días. El cual resulta de la suma del capital inicial más todos los demás con capitales con intereses al final de cada periodo contemplado en un número de ellos. Si se realiza la suma de estos ingresos se tiene la siguiente expresión [39], para interés compuesto:

$$C_t = C(1 + i)^n \quad (4.6)$$

La tasa de interés se expresa como tanto por 1 y n corresponde al número de periodos de capitalización de los intereses. Un periodo de capitalización es un tiempo determinado para proporcionar el capital, de manera que se reinvierta para que así se tenga una inversión. Si n es igual a 1 y el interés corresponde a un periodo igual al del tiempo del interés simple entonces se tiene la expresión del interés simple.

#### b. Montos de anualidades

Una anualidad (A) [37] es la suma fija que se entrega o recibe en forma anual durante un periodo o en forma perpetua. En términos bancarios es una cuota de devolución anual de pago a un préstamo, en el cual normalmente se incluyen el capital y los intereses. Si los periodos son menores a un año entonces se llama renta (R).

El Monto (M) es la cantidad total que se tiene al final de los periodos de capitalización de las anualidades. La expresión que sirve para esto puede obtenerse a partir de la Ecuación 4.6 para un número de periodo con ayuda de una progresión geométrica, quedando de la siguiente manera:

$$M = R \left[ \frac{(1 + i)^n - 1}{i} \right] \quad (4.7)$$

La ecuación 4.7 sirve para obtener el monto de anualidades vencidas. Se ocupa en casos que se requiere conocer el valor del dinero a futuro. Para casos en que se desea conocer el valor del dinero en periodos pasados o futuros representados en el presente se ocupa igualmente una progresión

geométrica, solo que en este caso se tienen periodos actualizados en un valor actual. La Ecuación 4.8 es la expresión para obtener el valor actual de anualidades que se dan con anticipación.

$$A = R \left[ \frac{1 - (1 + i)^{-n}}{i} \right] \quad (4.8)$$

La anterior ecuación se ocupa para evaluar la amortización de una deuda o la depreciación de algún equipo. Para evaluar todos los pagos que se realizan durante el pago de las anualidades se realiza un cuadro de amortizaciones, con el fin de que tanto el prestamista como el que paga la deuda tengan la posibilidad de replantear los pagos.

#### 4.4.2 Indicadores de viabilidad de proyectos

La viabilidad financiera de un proyecto se analiza por medio de índices, tales como Valor Presente Neto (VPN), Taza Interna de Retorno (TIR) y el Periodo de recuperación (PR). Por medio de estos parámetros se aprueba o desaprueba la inversión de un proyecto, lo cual requiere de la información contable estimada. También se puede comparar el rendimiento entre diversos escenarios y si tomar la decisión de invertir va a dar mejor rendimiento que invertir en alguna institución financiera. Donde el propósito es generar una utilidad mayor de la que se invirtió.

##### a. Valor presente neto (VPN)

Conforme pasa el tiempo el valor de los activos se deprecia y el dinero no vale lo mismo. Surge entonces la necesidad de traer a valor presente la inversión. El Valor Presente Neto (VPN) [37] se define como el valor equivalente al día de hoy de una serie de flujos de efectivo del proyecto menos la inversión inicial neta del proyecto:

$$VPN = VPFN - VPIN \quad (4.9)$$

donde VPFN es el valor presente de los flujos netos de efectivo y VPIN es el valor de la inversión inicial neta del proyecto, los cuales se calculan como un interés compuesto. En base al valor de VPN se acepta o rechaza la decisión de invertir en un proyecto. Si el VPN es mayor a cero entonces se puede pensar en aceptar el proyecto pero si es negativo definitivamente se rechaza porque no es rentable.

El VPFN, ver Ecuación 4.10, se obtiene trayendo a valor presente una serie de flujos de efectivo de un periodo futuro esperado a una tasa de rendimiento esperada:

$$VPFN = \sum_{t=1}^n \frac{VFFN_t}{(1 + i)^t} \quad (4.10)$$

donde la sumatoria abarca un periodo de  $n$  años que comprende un valor del flujo de efectivo neto (VFFN) para cada periodo. La tasa de rendimiento,  $i$ , también se conoce con el nombre de tasa de descuento ó tasa mínima aceptable (TREMA). Esta tasa es el porcentaje mínimo que desea ganar una organización o persona conforme a sus expectativas de rendimiento real, inflación y riesgo, que asume por realizar una inversión. La decisión de esta tasa se acepta si el riesgo promedio es equivalente al costo de capital que se va a invertir. Por ejemplo, si la TREMA es menor a la tasa que ofrecen otros instrumentos bancarios, como los fondos de inversión o los bonos de gobierno; entonces no conviene invertir en un proyecto con riesgo de perder el dinero y trabajo útil; sino en estos instrumentos.

Podría darse el caso que se tengan dos proyectos con el mismo VPN, sin embargo el comportamiento de ellos será diferente en cada año. El más rentable será aquel que traiga a Valor Presente en un

periodo pertinente la inversión inicial y no esperar a que en el último año se recupere toda la inversión porque tal vez sería demasiado soportar una situación así.

Para estimar el VPN se requiere de un estimado de flujos de efectivo. En base a las ventas y costos programados se realizan escenarios esperados. También debe considerarse el comportamiento del mercado por medio de factores como la tasa de inflación. Un flujo de efectivo puede ser constante, geométrico, exponencial o de acuerdo a estadísticas.

### **b. Tasa interna de rendimiento (TIR)**

La tasa interna de rendimiento (TIR) [39], es aquella tasa de descuento que iguala el valor presente de los flujos de efectivo netos de un proyecto (VFFN) con el valor presente de la inversión neta del proyecto (VPIN).

$$\sum_{t=1}^n \frac{VFFN_t}{(1 + TIR)^t} - VPIN = 0 \quad (4.11)$$

Donde  $VFFN_t$  es el valor futuro del flujo de efectivo neto del periodo  $t$  de  $n$  años y  $VPIN$  es la inversión inicial. La regla de decisión es: se acepta un proyecto de inversión si la TIR es mayor a la TREMA y se rechaza si la TIR es menor que la TREMA, puesto que solamente de esta manera se obtiene un VPN positivo. Para obtener la TIR es necesario iterar un valor estimado inicial hasta obtener la tasa que hace igual a cero la diferencia en la Ecuación 4.11.

### **c. Periodo de recuperación (PR)**

El periodo de recuperación es el tiempo en que una organización o persona recupera su capital invertido en un proyecto. El momento de recuperación de la empresa es cuando el flujo de efectivo comienza a tener valores positivos, lo cual significa que el proyecto ha acabado de pagarse. Se dice que se ha terminado de pagar una inversión una vez que se ha terminado de pagar los préstamos y se tiene un saldo positivo.

### **d. Análisis de riesgo**

El riesgo es la probabilidad de ocurrencia de un evento desfavorable pero que se conoce o bien la distribución de probabilidad de un evento. Por otro lado la incertidumbre es la frecuencia de que ocurran eventos desconocidos que no se pueden controlar.

El análisis de riesgo sirve para entender y conocer de manera general el riesgo asociado a una variable de interés particular. Éste análisis toma en cuenta la incertidumbre de las variables que establecen los flujos de efectivo de un proyecto de inversión, mediante distribuciones de probabilidad. De las cuales, las más utilizadas son: distribución normal, distribución  $\beta$  y distribución triangular. Todas éstas se generan de manera aleatoria, entre más lejano sea el presente de un evento la incertidumbre es mayor por lo que la varianza de las distribuciones aumenta con el tiempo.

Otra forma de evaluar el riesgo de realizar un proyecto es con un árbol de decisiones o un análisis de sensibilidad [33] y análisis de punto de equilibrio de una empresa. Existe formas más sofisticada de calcular el riesgo, como por ejemplo una simulación Monte Carlo.

## **4.5 Estimación de Inversión**

La evaluación de la inversión inicial de un proyecto depende de cada caso. A grandes rasgos abarca aspectos, tales como la estimación de costos de: equipos, ingeniería, construcción, procuración, arranque, operación y gastos administrativos; entre otros. Además debe preverse los gastos durante la amortización de la inversión.

El estimado de inversión de un proyecto es igual a la suma de costos directos, costos indirectos y gastos que intervienen en él. Entre más información se tenga para su evaluación el nivel de precisión de la inversión será más aproximado al real.

Tipo de estimado	Precisión
Orden de magnitud	>± 30 %
Estudio	± 30 %
Presupuesto	± 20 %
Control de proyecto	± 10 %
Definitivo	± 5 %

Figura 4.12. Precisión de estimado de inversión [40]

Los métodos modulares de inversión de plantas requieren del conocimiento de la capacidad de la planta, el cual se puede ajustar con la regla de los 6 decimos. Para estimados más detallados, se puede recurrir a factores estadísticos de costos por medio de métodos como Guthrie o Lang [41], los cuales básicamente se calculan a partir del siguiente esquema

I. INVERSIÓN DE CAPITAL FIJA (INV)
A. COSTOS DIRECTOS (CD)
1. COSTO DENTRO DE LIMITE DE BATERÍAS (CDLB)
Costo de equipo (CE; 15-40% de INV)
Instalación de equipo (20-90% de CE; 2-8% de INV)
Tubería (10-70% de CE; 3-20% de INV)
Instrumentación y control (6-40% de CE; 2-8% de INV)
Eléctricos y Materiales (10-15% de CE; 2-10% de INV)
2. COSTOS FUERA DE LIMITE DE BATERÍAS (CFLB)
Terreno (0-10% de CE; 0-2% de INV)
Preparación de sitio (15-90% de CE; 5-23% de INV)
Servicios de Instalaciones (30-100% CE; 8-20% de INV)
B. COSTOS INDIRECTOS (CI)
1. Ingeniería y Supervisión (25-75% de CE; 6-15% de CD; 4-21% de INV)
2. Costos de construcción incluyendo contratista (15% de CD; 6-22% de INV)
2. Contingencias (5-20% de INV)
II. OTROS GASTOS
1. Pruebas y arranque (5-12% de INV)
2. Capital de trabajo (10.20% de ICT)
3. Licencia, investigación y desarrollo
4. Renta de equipo e inmobiliario
<b>INVERSIÓN DE CAPITAL TOTAL (ICT) = INV+ OTROS GASTOS</b>
<b>= CD + CI + OTROS GASTOS</b>

Figura 4.13. Lista general de aspectos de una Inversión de Capital Total [43]

#### 4.5.1 Estimación de costo de equipo

La manera más exacta de conocer el costo del equipo es preguntando al fabricante o proveedor. Por diversas razones muchas veces debe estimarse el costo del equipo por medio de técnicas que aproximen su valor económico en el mercado cuando se compre y con las especificaciones requeridas del proceso. Afortunadamente se cuentan con valores históricos de equipos, lo cual permite hacer una estimación de su valor en el año que se compre. Normalmente, esta información relaciona el costo del equipo con alguna variable [42]. Para los intercambiadores de calor usualmente se relaciona capacidad térmica vs. costo; para tanques peso vs. costo. Algunas cartas que relacionan estas variables para los equipos involucrados en la presente tesis se muestran en el ANEXO A.

La información del equipo base debe ser lo más aproximada a las características del equipo a estimar, lo cual implica que se conozcan ambas condiciones de operación. El costo base ( $C_B$ ) debe ajustarse con factores de tipo de material ( $f_m$ ), presión ( $f_p$ ), temperatura ( $f_T$ ), diseño ( $f_d$ ), construcción ( $f_c$ ), ver Ecuación 4.12. De esta manera se obtiene un costo modular ( $C_M$ ) [43].

$$C_M = C_B f_m f_p f_T f_d f_c \quad (4.12)$$

En ocasiones se indica el factor de ajuste. Si no es así, éste se puede obtener relacionando un factor del equipo estimado en relación al equipo base, de la siguiente manera:

$$f = \frac{\text{Factor de equipo estimado}}{\text{Factor de equipo base}} \quad (4.13)$$

Por ejemplo, el material de construcción de un equipo base de acero al carbón es 1 por lo que  $f_M$  es igual al factor del material de equipo estimado. La Ecuación 4.12 puede incluir otros factores relevantes que afectan el costo del equipo. Mientras más aproximados sean los factores de ajuste más aproximado será el costo del equipo.

El efecto del tamaño de equipo puede corregirse con la *regla de los seis decimos* [43], ver Ecuación 4.14. Esta relación permite conocer el costo del equipo en función del costo del equipo base y la capacidad tanto del equipo base y el estimado.

$$C_{\text{equipo a estimar}} = C_{\text{equipo base}} \left( \frac{X_{\text{capacidad equipo a estimar}}}{X_{\text{capacidad de equipo base}}} \right)^\alpha \quad (4.14)$$

donde el exponente  $\alpha$  escala las variables  $X$  del equipo a sus capacidades correspondientes. Inicialmente  $\alpha$  es igual a 0.6, de ahí el nombre del método, sin embargo cada tipo equipo tiene su propio valor, algunos valores se muestran en la Tabla 1A del ANEXO.

Para que el costo del equipo se traiga al año de referencia deseado se puede escalar por medio de índices del equipo. Existen diversos índices, tales como: el índice de costo de planta para ingeniería química reportado en revistas como Chemical Engineering; el índice de Marshall reportado en la revista Chemical Engineering y el Oil and Gas Journal; el índice de Nelson Farrar. Todos estos índices escalan el índice del año de referencia con respecto al índice original, de la siguiente manera

$$C_{\text{año de referencia}} = C_{\text{año original}} \left( \frac{\text{Índice de costo para el año de referencia}}{\text{Índice de costo para el año de costo original}} \right) \quad (4.15)$$

El costo del año original es el costo que se obtiene una vez que ha sido ajustado por la Ecuación 4.12 y por la 4.14, donde se escala al tamaño deseado. El costo del año de referencia también puede obtenerse considerando la inflación por medio de la Ecuación 4.6, quedando de la siguiente forma:

$$C_{\text{año de referencia}} = C_{\text{año original}} (1 + i)^n \quad (4.16)$$

Donde  $i$  es la inflación y  $n$  es el número de años de diferencia entre el valor del costo original y el de referencia.

El suministro de un equipo involucra el costo del mismo empleando la metodología anteriormente mencionada. La instalación del equipo involucra la mano de obra, fletes, aranceles e ingeniería, la Tabla 2B del ANEXO muestra factores estadísticos para algunos equipos. El suministro de materiales aplica para conceptos de: tubería, concreto, acero, instrumentación, eléctrico, aislamiento y pintura; éstos dependen del tipo de equipo, algunos de ellos se muestran en la Tabla 3B del ANEXO. La instalación de estos materiales se puede obtener con factores estadísticos mostrados en la Tabla 4B del ANEXO.



La depreciación (D) de un equipo es la pérdida real de valor debido a antigüedad, desgaste, servicio, uso u obsolescencia. La vida útil (VU) es el tiempo promedio que se espera que tenga el equipo. El valor de recuperación o salvamento (VS) es la suma de dinero que espera obtenerse por la venta del equipo una vez que se haya retirado del servicio para ser utilizado en otra parte. En base a estos conceptos, para una relación lineal del monto de depreciación por unidad de tiempo, se tiene

$$D = \frac{C - VS}{VU} \quad (4.17)$$

donde C es el costo del equipo en el momento que se compra. Otros términos importantes son el valor de reposición (VR), es decir, el costo de un equipo similar traído al presente y el valor de desecho (VD), es decir, el costo del equipo solo teniendo en cuenta el material y no su uso productivo. Es importante mencionar que la Vida útil de cada equipo es característica de él y que la depreciación puede ser de tipo acelerada, para lo cual se consideran otros factores.

#### 4.5.2 Costo de recurso humano

El recurso humano son las personas que realizan: Ingeniería, Procuración, Pruebas, Arranque y cualquier otra actividad involucrada con el proyecto. El costo de cada área se evalúa en función de la cantidad de Horas-Hombre (HH) que requerirá cada actividad multiplicado por el costo unitario del recurso humano,  $\bar{C}_{RH}$ .

$$C_{RH} = \sum_{i=1}^n (HH)_i \bar{C}_{RH} \quad (4.18)$$

donde  $i$  es cada actividad del proyecto y la suma del costo de ellas es igual al costo total del recurso humano empleado en el proyecto, ver Ecuación 4.18. Para obtener las HH de cada actividad se realiza un programa de actividades, como el que se muestra en la Figura 4.3 En él se muestran desglosadas las actividades asignadas para cada área, la fecha de inicio y final. De esta manera, se conoce la cuanto y cuando se asignan recursos económicos, ya sea por: área, disciplina ó actividad, lo que permite estar prevenido ante eventualidades.

Cada organización maneja su propio tabulador de honorarios, estando sujetos a su preparación y experiencia; además de políticas laborales; tanto internas como externas. A cada costo de recurso humano debe aplicarse un factor de factoraje, el cual incluye, en diferentes proporciones: prestaciones, beneficios, costos indirectos, gastos generales y la utilidad. Para empresas nacionales este factor oscila entre 2.3 y 2.6.

Las HH por unidad de tiempo dependen del área y las políticas fijadas de cada organización. Actualmente, en Ingeniería se considera en promedio 180 HH/mes. En Construcción y Procuración la duración depende de las actividades. Sin embargo, en todas ellas trabajan por objetivos realizados, por lo que, si no se cumple con el tiempo estipulado no se pagan horas extras. De tal manera que los encargados de estimar las HH deben ser personas con experiencia para evitar contratiempos. El costos de los administrativos son indirectos que se evalúan en función del tiempo que laboren y no tanto por actividades realizadas. Para metodologías como PERT y CPM [33], una forma de evaluar el tiempo esperado ( $t_E$ ) es considerando un tiempo más pesimista ( $t_P$ ), uno más probable ( $t$ ) y otro optimista ( $t_0$ ); relacionándolos de la siguiente forma

$$t_E = \frac{t_0 + 4t_M + t_P}{6} \quad (4.19)$$

La estimación de los costos analizados en este capítulo será de utilidad para realizar el análisis exergoeconómico, el cual se analizará en el siguiente capítulo.

## 5. EL ANÁLISIS EXERGOECONÓMICO

Después de presentar el método de exergía y la estimación de costos en los capítulos anteriores, a continuación se presenta el análisis exergoeconómico, en ocasiones llamado termoeconómico. Por medio del éste es posible conocer el costo real en cada corriente de un proceso, llamado costo exérgico puesto que esta basado en la exergía. De esta manera se puede determinar del costo de producción, lo que a la vez sirve para determinar el precio del producto en el mercado. En base a los balances exergoeconómicos de cada bloque del proceso es posible saber en que parte se está gastando más dinero. Los resultados que arroje este análisis junto a los del análisis de exergía sirven para concluir de manera más acertada sobre donde y cuanta energía se pierde. En el presente capítulo se presentan factores exergoeconómicos que ayudarán en la toma de decisiones de ahorro energía.

### 5.1 Costo de exergía

Para obtener un producto se requiere de otros productos, tales como materias primas ó servicios auxiliares. Así mismo, la maquinaria usada para fabricar un bien requiere de otros productos para su fabricación. La exergía total de todos los productos conectados a la fabricación del producto considerado y que aparecen en todos los vínculos de la red del proceso de producción ha sido llamado consumo acumulativo de exergía, CExC [44].

A partir de considerar que los recursos naturales son limitados y el incremento de los efectos antropogénicos sobre el ambiente, el CExC es un índice usado para medir la cantidad de exergía total en un cadena de producción. Los productos de los cuales se beneficia el producto a fabricar se alimentan de otras unidades relacionadas con él. Los recursos naturales son la fuente principal de exergía y su recuperación en ocasiones es difícil de obtener.

Cada etapa está vinculada a recursos naturales renovables y no renovables. Parte de estos recursos son intangibles como aspectos científicos y tecnológicos. A través del tiempo se ha acumulado conocimiento que actualmente se refleja una facilidad para producir sin tanto esfuerzo físico, siendo éstas determinantes en la creación de riqueza.

El costo acumulativo de la labor humana puede ser incluido dentro de la cadena productiva de manera separada o implícitamente ya que de alguna manera la labor humana se ve incluida por las mismas etapas de una cadena de producción, si no fuera así simplemente no existiría. Esto puede entenderse desde un punto de vista práctico, ya que la alimentación que viene de la cadena productiva es usada por el hombre para su beneficio y él realimenta a la cadena productiva su trabajo e ingenio. Este factor varía dependiendo de la región donde se encuentre, toda vez que los derechos y obligaciones para un obrero no son las mismas en Francia y Nigeria, por ejemplo.

La Figura 5.1 muestra una cadena productiva que se alimenta de un recurso natural,  $\Sigma Ex'_0$ , (carbón, gas, minerales, energía nuclear, etc.) y produce Beneficios y una exergia de salida,  $\Sigma Ex''$ . Cada etapa de producción tiene un costo asociado, una corriente de exergia primaria suministrada y otra de producción de transformación,  $Ex_t$ . Las líneas punteadas segmentan cada etapa.

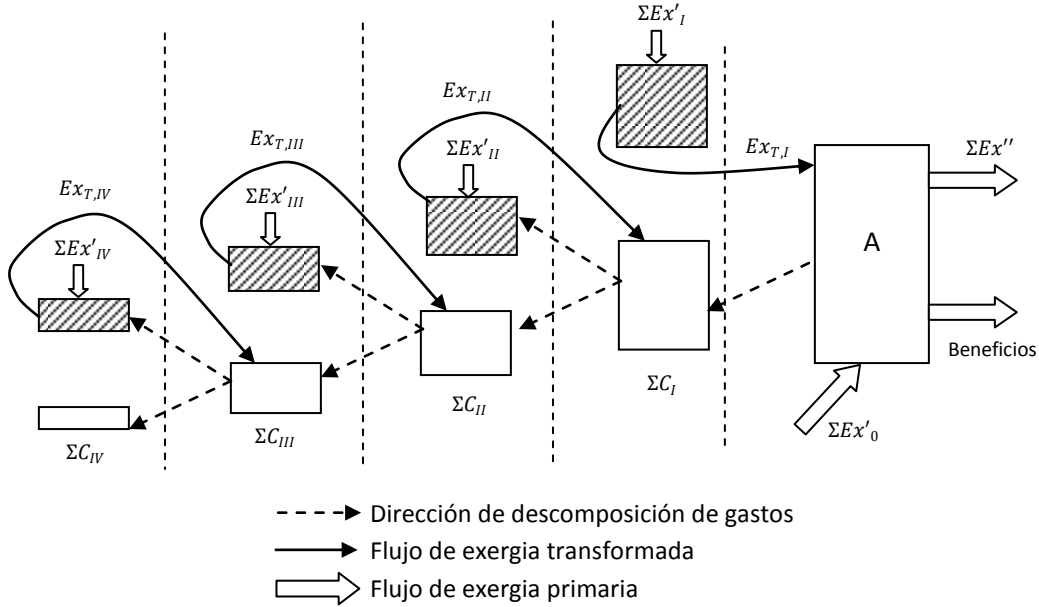


Figura 5.1 Diagrama para calcular los gastos de exergia en la producción de un sistema A [17]

Una forma de obtener un índice para optimizar cada etapa de la cadena productiva es por medio del factor de “Kelvin-Podolinsky” (K), el cual relaciona la exergia de salida del sistema A con respecto a la suma de los bloques anteriores de la siguiente forma:

$$K = \sum Ex'' / \sum_1^{IV} Ex' \tag{5.1}$$

Este coeficiente ofrece las siguientes ventajas: refleja directamente el consumo de todos los recursos naturales y excluye los factores dependientes del tiempo. Sin embargo no representa la eficiencia de todo el sistema y no aporta información del costo real, ya que no incluye factores económicos [17].

La exergia es una medida que unifica el valor real de energía de corrientes de materia y energía a un mismo estado de referencia, por lo que tiene una propiedad aditiva que permite comprar corrientes de diferente tipo. El valor de exergia es proporcional al costo de cada corriente y se puede tomar como medida para comparar procesos diferentes. El costo exérgico se define de la siguiente manera

$$\dot{C}_i = c_i \dot{E}x_i \tag{5.2}$$

El flujo del costo de exergia es igual al costo unitario promedio de exergia ( $c$ ) en unidades de pesos por Gigajoules (\$/GJ) multiplicado por el flujo de exergia  $\dot{E}x$  de la corriente  $i$  en GJ/h. Lo cual indica que el costo de exergia de cada corriente esta expresado en unidades de \$/h. La ecuación 5.2 combina la definición de la Ecuación 2.21 de la siguiente manera

$$\dot{C}_i = c_i(\dot{m}_i Ex) \tag{5.3}$$

El costo unitario de exergía puede ser de una corriente de materia, de una corriente eléctrica, térmica o de trabajo. Por lo tanto la exergía utilizada representa la cantidad de real de energía, la cual es proporcional al costo del proceso, la cual a su vez es igual a la exergía específica multiplicada por el flujo de la corriente.

Otra visión del costo exérgico, según Valero [45] implica que el costo de exergía es igual a la cantidad que cuesta producir exergía para obtener un producto deseado y se relaciona con la eficiencia de la siguiente manera

$$\eta = \frac{1}{k} = \frac{\text{Exergía}}{\text{Costo exérgico}} \quad (5.4)$$

Donde  $k$  es el inverso de la eficiencia y representa el costo unitario. Esta definición solo es válida para sistemas que no involucran exergía química.

### 5.1.2 Balance exergoeconómico

Para determinar este costo de exergía se debe plantear un balance en función de las corrientes que entran y salen del sistema, bajo un enfoque de diagrama de bloque. Para tales fines a continuación se recurrirá a la nomenclatura que utilizada por varios autores para las corrientes que entran y salen de un sistema. Según ésta, el Producto ( $P$ ) es la exergía que se desea obtener del proceso; el combustible ( $F$ ) no solo es la sustancia que genera potencia, sino también toda corriente que suministre exergía para que el sistema realice su funcionamiento; las Efluentes ( $L$ ) del sistema son pérdidas externas que se envían al ambiente mientras que las pérdidas Irreversibles ( $D$ ) son las pérdidas internas. Usando esta nomenclatura, el balance de exergía de un bloque puede plantearse de la siguiente manera

$$P = F - L - D \quad (5.5)$$

Este es el balance de exergía mostrado en el Capítulo 2. Sustituyendo los términos de la Ecuación 5.5 en la 5.4 se tiene, para la definición de costo de Valero [45]

$$\eta = \frac{P}{F} = 1 - \frac{L + D}{F} \quad (5.6)$$

y el inverso es:

$$k = \frac{F}{P} = 1 + \frac{L + D}{P} \quad (5.7)$$

Por lo tanto  $k \geq 1$ . Siendo  $k = 1$  cuando se trate de un proceso reversible y si es mayor a 1 se tratara de un proceso irreversible.

En ocasiones no se dispone de toda la información para llevar a cabo el análisis de costo exérgico de los productos, dado que no se conoce la exergía de los flujos y tampoco se sabe sus eficiencias individuales. Según Valero [45], para solucionar este tipo de problemas se requiere conocer los flujos de exergía de cada uno de los flujos y definir la eficiencia de cada bloque de manera completa e inequívoca.

En base a Tsatsaronis [43] se puede plantear un balance económico para todo el sistema y para cada bloque de forma que el total de costo de entrada sea igual al de salida. Para esto debe tenerse en cuenta el costo de producción anualizado. Dentro del balance, el costo total de entrada es igual al costo total de combustible,  $\dot{C}_{F,TOT}$ , más el costo de producción anualizado para cada bloque. El costo de salida es el costo del producto,  $\dot{C}_{P,TOT}$ .

$$\dot{C}_{P,TOT} = \dot{C}_{F,TOT} + \dot{Z} \quad (5.8)$$

donde:

$$\dot{Z} = \dot{Z}_{TOT}^{CAP} + \dot{Z}_{TOT}^{OP} \quad (5.9)$$

El costo de producción anualizado,  $\dot{Z}$ , es igual a la suma del costo de capital,  $\dot{Z}_{TOT}^{CAP}$  mas el costo de operación,  $\dot{Z}_{TOT}^{OP}$ . Estos valores se encuentran anualizados, en unidades de pesos/año. El tiempo sobre el cual se anualiza es el requerido para amortizar las deudas financieras que requiere el proyecto, por concepto de préstamo a instituciones financieras, hasta que se acabe de pagar la planta. Debido a las variaciones en el mercado de factores como la inflación ó la oferta y la demanda, este valor debe ser el promedio esperado durante el tiempo de amortización.

Según Rivero [46] el costo de producción esta conformado de dos contribuciones principales: el costo de capital y el de operación. El costo de capital incluye la inversión de capital anualizada, construcción, depreciación y financieros; los costos de operación incluyen los costos de transformación, salarios, mantenimiento, administración y otros gastos. Finalmente el costo de transformación está formado solo por materias primas y servicios (combustible, vapor, agua de enfriamiento, agua de sericio, etc.). La forma de calcular estos costos se vio en el Capítulo anterior y se puede resumir en el siguiente cuadro

<p><i>Costo de Transformación = materias primas + servicios</i></p> <p><i>Costo de Operación = costo de transformación + salarios, mantenimiento, administración y otros gastos</i></p> <p><i>Costo de Capital = Inversión, construcción, depreciación y financiamiento</i></p> <p><i>Costo de producción = Costo de Operación + Costo de Capital</i></p>
---

Figura 5.2 Costo de Capital y sus cuentas [46]

Una vez que se cuenta con el costo de producción anualizado, puede realizarse el balance de la ecuación 5.8, desglosando cada término para un bloque  $k$ .

$$\sum_s \dot{C}_{s,k} + \dot{C}_{w,k} = \dot{C}_{q,k} + \sum_e \dot{C}_{e,k} + \dot{Z}_k \quad (5.10)$$

En la anterior ecuación se pueden ver los términos de exergía de materia, trabajo y calor. El signo de ellos si entra al bloque es positivo y si sale de él es negativo. Aplicando la definición de la Ecuación 5.2 se tiene

$$\sum_s (c_s \dot{E}x)_k + c_{w,k} \dot{W}_k = c_{q,k} \dot{E}x_k + \sum_e (c_e \dot{E}x_e)_k + \dot{Z}_k \quad (5.11)$$

Este balance aplica para bloques que producen un solo producto dependiendo de los términos que involucre. En el caso de plantas que producen múltiples productos, esta ecuación no es suficiente. Adicionalmente a esta se requieren otros balances de los bloques con los que se relaciona las entradas y salidas. Normalmente el número de variables es mayor al número de ecuaciones, de manera que es necesario establecer las relaciones auxiliares en base a consideraciones termodinámicas o de mercado teniendo un cierto grado de arbitrariedad.

### 5.1.3 Solución de un sistema de ecuaciones

En función de las consideraciones establecidas se obtendrán resultados distintos. Para poder establecer correctamente relaciones auxiliares es necesario conocer el propósito del proceso o bloque que se esté analizando. De forma que se igualen los costos de corrientes que tengan valores de exergia similares y la corriente del producto sea la variable a calcular, éste depende del equipo que se analice.

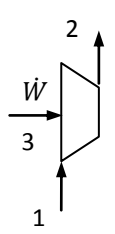
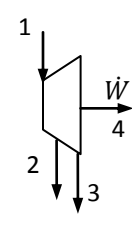
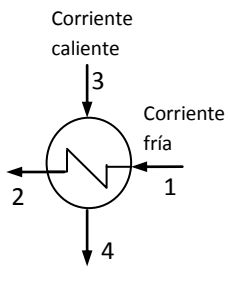
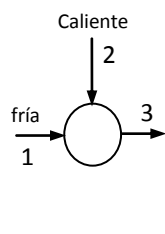
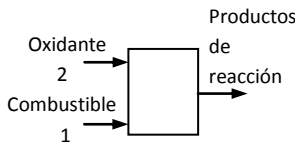
Equipo	Compresor, bomba o ventilador	Turbina ó Expansor	Intercambiador de calor	Unidad de mezclado	Cámara de Combustión
Esquema					
Costo de Producto (C <sub>P</sub> )	$\dot{C}_2 - \dot{C}_1$	$\dot{C}_W$	$\dot{C}_2 - \dot{C}_1$	$\dot{C}_3$	$\dot{C}_3$
Costo de Combustible (C <sub>F</sub> )	$\dot{C}_W$	$\dot{C}_1 - \dot{C}_2 - \dot{C}_3$	$\dot{C}_3 - \dot{C}_4$	$\dot{C}_1 + \dot{C}_2$	$\dot{C}_1 + \dot{C}_2$
Relaciones auxiliares	Ninguna	$c_2 = c_3 = c_1$	$c_4 = c_3$	Ninguna	Ninguna
Variable calculada	$c_2$	$c_W$	$c_2$	$c_3$	$c_3$

Figura 5.3 Costo de producto, combustible y relaciones auxiliares de equipos [43]

En la tabla de la Figura 5.3 se muestran algunos equipos donde se describe el costo de producto, combustible y relaciones auxiliares. La variable calculada sirve a la vez para establecer un dato conocido para los otros bloques con que relaciona. Como se puede ver en la tabla, como regla se requiere n-1 relaciones auxiliares para equipos con n corrientes de exergia de salida.

Una vez establecidas las consideraciones pertinentes se tiene un sistema de igual número de ecuaciones y variables, lo cual se puede representar como una matriz

$$\begin{pmatrix} \dot{E}x_1 & \cdots & \dot{E}x_i \\ \vdots & \ddots & \vdots \\ \dot{E}x_j & \cdots & \dot{E}x_{i,j} \end{pmatrix} \begin{pmatrix} c_1 \\ \vdots \\ c_j \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} \dot{Z}_1 \\ \vdots \\ \dot{Z}_j \end{pmatrix}$$

$$\dot{E}x \quad c \quad = \quad \dot{Z} \tag{5.12}$$

donde el subíndice *i* es el número de variables y *j* el número de ecuaciones. La anterior matriz se puede resolver por medio de algún método de algebra lineal. Si la matriz de costo específico se despeja de la ecuación anterior queda

$$c = (\dot{E}x)^{-1} \dot{Z} \quad (5.13)$$

El valor de  $\dot{Z}$  es un valor que contiene los costos conocidos, tales como el de equipos, materias primas, servicios auxiliares, combustible, catalizadores, etc. Así mismo los valores de exergia de cada corriente se conocen. Por lo que el costo específico (c) es igual al inverso de la matriz de exergia,  $(\dot{E}x)^{-1}$  por  $\dot{Z}$ .

### 5.1.4 Costo de pérdidas de exergia

#### a. Costo de Efluentes

El costo de las pérdidas de exergia Efluentes es el que se tiene por corrientes que envían exergia al ambiente. Este costo puede estar asociado con el calor transferido a los alrededores o corrientes de materia enviadas al ambiente. Usando la nomenclatura del balance de la Ecuación 5.5, sin considerar Irreversibilidades, el costo de cada uno de sus términos de la siguiente manera

$$\dot{C}_{P,k} = \dot{C}_{F,k} - \dot{C}_{L,k} + \dot{Z}_k \quad (5.14)$$

La aproximación más simple del costo de exergia por pérdidas Efluentes es que ésta no exista, es decir:

$$\dot{C}_{L,k} = 0 \quad (5.15)$$

La anterior ecuación aplica cuando el propósito sea calcular los costos de los productos finales o evaluar la optimización de todo el sistema. En caso de querer analizar el costo de formación de un solo producto u optimizar variables de un solo componente se puede atribuir el costo de Efluentes al de la corriente de combustible.

$$\dot{C}_{L,k} = c_{F,k} \dot{E}x_{L,k} \quad (5.16)$$

La anterior ecuación indica que el costo de Efluente esta cubierto por la exergia suministrada. Aunque también puede darse el caso de atribuir el costo de Efluentes al producto

$$\dot{C}_{L,k} = c_{P,k} \dot{E}x_{L,k} \quad (5.17)$$

La anterior ecuación indica que el costo de Efluentes es debido a los productos y que la generación de los mismos permanece constante. Esto es muy poco real porque se le resta valor a los productos por lo que la Ecuación 5.16 sería una aproximación más correcta.

#### b. Costo de Irreversibilidades

El costo de exergia por Irreversibilidades es el que se destruye dentro del proceso, es decir, por irreversibilidades internas. Igualmente que en el caso del costo de Efluentes, esta puede no ser considerada, sin embargo es importante incluirlo en el análisis. La exergia del balance de la Ecuación 5.5 queda de la siguiente manera

$$\dot{E}x_{F,k} = \dot{E}x_{P,k} + \dot{E}x_{L,k} + \dot{E}x_{D,k} \quad (5.18)$$

La anterior ecuación en combinación con la Ecuación 5.14, se tiene

$$c_{P,k} \dot{E}x_{P,k} = c_{F,k} \dot{E}x_{P,k} + (c_{F,k} \dot{E}x_{L,k} - \dot{C}_{L,k}) + \dot{Z}_k + c_{F,k} \dot{E}x_{D,k} \quad (5.19)$$

Assumiendo que la exergia del producto está determinada y que el costo unitario del combustible es independiente de las Irreversibilidades, el costo de exergia destruida es

$$\dot{C}_{D,k} = c_{F,k} \dot{E}x_{D,k} \quad (5.20)$$

Por otro lado, asumiendo que la exergía de combustible está determinada y que el costo unitario de producto es independiente de la exergía destruida, se tiene

$$\dot{C}_{D,k} = c_{P,k} \dot{E}x_{D,k} \quad (5.21)$$

Cualquiera de las ecuaciones 5.20 ó 5.21 son aproximaciones del costo de irreversibilidades. Por lo general si el costo de exergía destruida se evalúa a partir de la Ecuación 5.20 da valores más bajos que con la 5.21. Conforme un proceso se tiene una tendencia a que las Irreversibilidades disminuyan así como la eficiencia mientras que la inversión tiende a aumentar, de modo que el costo óptimo es cuando se tenga un costo de destrucción constante por lo que la definición de la Ecuación 5.20 es la aproximación más acertada para tal fin y por tanto la que se ocupará en adelante.

## 5.2 Método exergoeconómico

### 5.2.1 Índices exergoeconómicos

#### a. Diferencia de costo relativo

La diferencia de costo relativo es un factor que indica el incremento relativo promedio de exergía específica del combustible entre el producto y se define de la siguiente manera

$$r_k = \frac{c_{P,k} - c_{F,k}}{c_{F,k}} \quad (5.22)$$

Este índice es útil en la optimización de sistemas. Entre más grande sea la diferencia de costo se tiene un sistema más desnivelado Si el costo de combustible es mayor al del producto entonces se tiene un índice negativo por lo que debe buscarse la forma de minimizar esta diferencia.

Considerando que las Efluentes son igual a cero y sustituyendo la Ecuación 5.19 y Ecuación 5.9 en la definición de la Ecuación 5.22 se tiene

$$r_k = \frac{c_{F,k} (\dot{E}x_{D,k} + \dot{E}x_{L,k}) + (\dot{Z}_{TOT}^{INV} + \dot{Z}_{TOT}^{MO})}{c_{F,k} \dot{E}x_{P,k}} \quad (5.23)$$

#### b. Factor exergoeconómico

El costo de exergía total,  $\dot{C}_j^{TOT}$ , está formado por costos no relacionados con la exergía ( $\dot{C}_j^{NE}$ ) y los que si están relacionados ( $\dot{C}_j^{RE}$ ) con la exergía de la siguiente manera:

$$\dot{C}_j^{TOT} = \dot{C}_j^{RE} + \dot{C}_j^{NE} \quad (5.24)$$

Los costos de exergía son los que relacionan con las Irreversibilidades y la Efluentes. Los costos no relacionados con la exergía,  $\dot{C}_j^{NE}$ , son todos los demás son principalmente el costo de inversión y de mantenimiento. El factor exergoeconómico se define como la relación de costo de producción entre el costo total

$$FE_k = \frac{\dot{Z}_k}{\dot{Z}_k + c_{F,k} (\dot{E}x_{D,k} + \dot{E}x_{L,k})} \quad (5.25)$$

Por medio de este índice se trata de encontrar la fuente de donde proviene el mayor costo, si es de los costos que están relacionados con la exergía ó los no relacionados con ella. Entre mayor sea este factor se tiene una mayor aportación de los costos no relacionados con la exergía y viceversa. Un valor bajo de  $FE_k$  para el componente principal puede ser mejorado si se disminuyen las pérdidas irreversibles. Cada equipo tiene un factor típico óptimo.



### 5.2.2 Evaluación exergoeconómica

Los datos del método exérgico se utilizan en la evaluación exergoeconómica. A manera de continuación del método descrito en la sección 3.2 se tienen los siguientes puntos:

1. Con ayuda del diagrama de bloques plantear el balance exergoeconómico y sus relaciones auxiliares.
2. Estimar el costo de los equipos involucrados en cada bloque.
3. Obtener el costo de producción anualizado,  $\dot{Z}_k$ , así como cada una de sus partes, lo cual implica: costo de mantenimiento,  $\dot{Z}_{TOT}^{MO}$ , costo de inversión,  $\dot{Z}_{TOT}^{INV}$ .
4. Obtener los costos de exergía de cada corriente en base a los puntos 1, 2 y 3.
5. Evaluar el costo de exergía destruida,  $\dot{C}_{D,k}$ , para cada bloque.
6. Evaluar la diferencia de costo relativo,  $r_k$ .
7. Evaluar el factor exergoeconómico,  $FE_k$ .

En base a estos factores es posible una optimización del sistema como a continuación se verá.

### 5.3 Optimización de procesos

La optimización de un proceso es mejorar su rendimiento para obtener efectividades mayores. Esto se puede realizar por varias vías. Muchas veces es difícil optimizar al mismo tiempo en varias direcciones, sin embargo bajo un modelo sustentable como el de las 3 E's esto puede reducirse a una optimización de energía, económica y ecología. Energéticamente la optimización se puede resumir en la frase "luchar contra las Irreversibilidades para aumentar la eficiencia". Sin embargo "luchar por obtener un punto óptimo" es un objetivo que va más allá, puesto que busca el equilibrio entre diferentes direcciones.

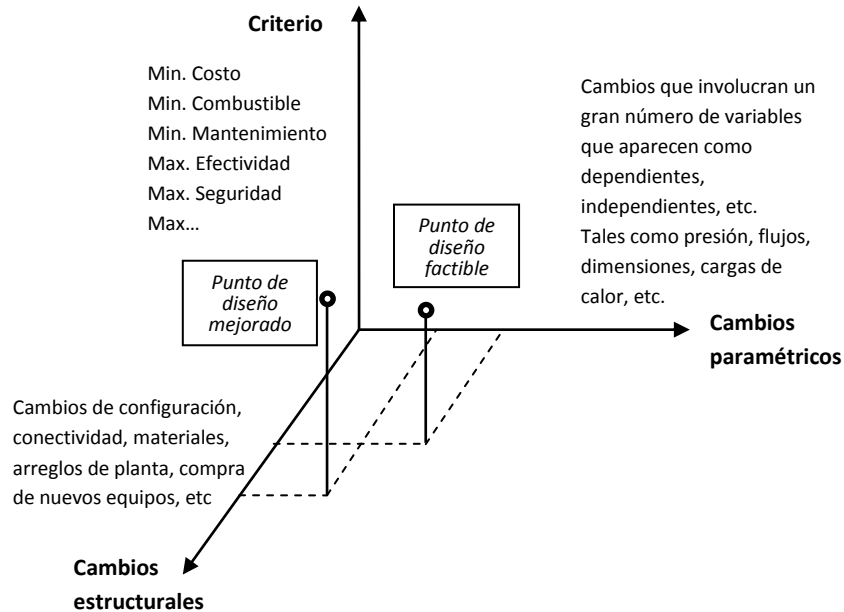


Figura 5.4 Complejidad del espacio diseño [47]

El punto de diseño muchas veces no coincide con el más factible. El factor económico o algún otro puede ser un limitante que impida que se lleven a cabo propuestas. En la Figura 5.4 se muestran tres principales ejes sobre los que plantea un problema de mejoramiento típico. El criterio es la dirección en la que se desee optimizar, los criterios estructurales son aquellos que tienen que ver con cambios de configuración, sustitución de equipos, cambios de conectividad, etc. Los cambios paramétricos son cambios operativos que afectan alguna variable pero sin mover equipos de su posición como en el caso de los estructurales.

Elaborar cambios como: reducir costos a costa de la calidad de productos o reducir salarios no es ético, sin embargo muchas empresas lo hacen. Esto está fuera de un alcance matemático ya que implica no pagar por lo justo y eso en esencia esta en contra de la exergia. Otro punto a tomar en cuenta es considerar que los recursos naturales no renovables se agotan irreversiblemente. Por lo tanto una sana distribución de ellos es una buena forma de mejorar procesos no solo para una empresa sino para todo el mundo.

### 5.3.1 Modelo sistémico de las 3 E's

Un problema estructurado es aquel que tiene un objetivo definido. Dentro de los enfoques bajo los cuales puede analizarse un problema no estructurado es el sistémico, desarrollada inicialmente por Peter Checkland [1]. La teoría general de sistemas suaves sirve para analizar problemas con múltiples variantes incluyendo el factor humano y su interacción con el ambiente. Esto incluye aspectos administrativos, políticos, ecológicos, económicos, técnicos, etc. El modelo sobre el que se basa este análisis es jerarquizando sistemas y su interrelación, ver Figura 5.5

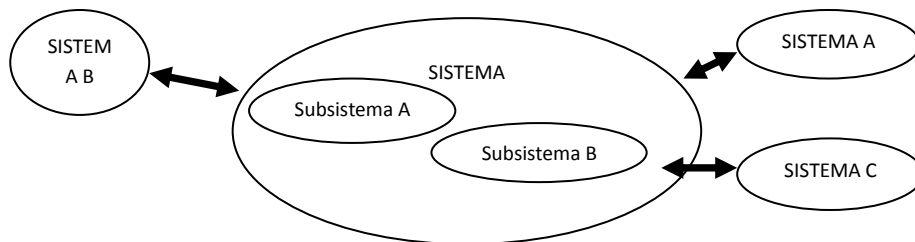


Figura 5.5. Estructura de un sistema

Los problemas suaves tienen múltiples soluciones no así los duros que son más técnicos. Aun así el problema de maximizar la eficiencia de energía ó reducir los costos es un problema requiere de un enfoque sistémico apoyado en el análisis de exergia y exergoeconómico, como se ve en la Figura 5.6.

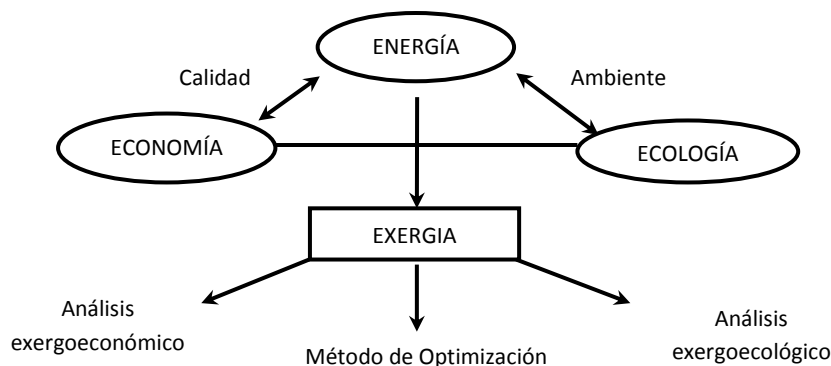


Figura 5.6. La conexión entre Energía-Económica-Ecología [48]

El modelo de la figura anterior se conoce como modelo de las 3 E's, llamado así por la inicial de cada palabra: energía, económica y ecología, las cuales guardan un mismo equilibrio. Las herramientas de las que hace uso este modelo son por ejemplo: el análisis exergoeocnómico, exergoecológico y métodos de optimización dentro de los cuales está el método Pinch para integración térmica [49] o la optimización matemática o reglas heurísticas.

### 5.3.2 Optimización matemática

La optimización matemática consiste en minimizar o maximizar una función objetivo [50], de un bloque o todo un proceso, en base a ciertas restricciones. Estos problemas se resuelven en base a métodos de álgebra lineal. Para una variable económica,  $Z$ , la función objetivo consiste en minimizar los costos, expresado de la siguiente forma:

$$\text{Minimizar } Z = c_1x_1 + c_2x_2 + \dots + c_nx_n$$

sujeo a:

$$\begin{aligned} a_{11}y_1 + a_{12}y_2 + \dots + a_{1n}y_n &= b_1 \\ a_{21}y_1 + a_{22}y_2 + \dots + a_{2n}y_n &= b_2 \\ \vdots & \\ a_{m1}y_1 + a_{m2}y_2 + \dots + a_{mn}y_n &= b_m \\ y_1 \geq 0 \quad y_2 \geq 0 \quad y_n \geq 0 \end{aligned}$$

donde  $A$ , es una matriz de orden  $m \times n$ ;  $c$ , es un vector columna de  $n$  componentes;  $b$ , vector columna de  $m$  componentes; y  $x$ , vector columna de  $n$  variables. Se dice que  $x$  es una *solución factible* si satisface las restricciones de este problema. Una solución factible que adquiere el valor mínimo de la función objetivo en el problema lineal se denomina *solución óptima*.

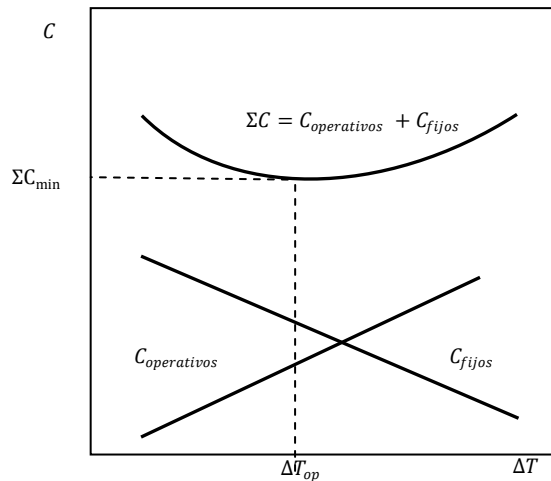


Figura 5.7. Minimización de costos [50]

Gráficamente la minimización de un proceso puede dibujarse como se muestra en la Figura 5.7. En esta gráfica se relacionan los costos con una variable, el incremento de temperatura, por ejemplo. Se grafican los costos variables (operativos) y los fijos (inversión). Mientras los costos operativos suben los costos fijos tienden a bajar. La suma de éstos dos da el costo total, que se dibuja en la curva de arriba de la gráfica 5.5. El punto mínimo es el óptimo donde cruza la curva de costos fijos y operativos a los cuales debe estar el proceso.

### 5.3.3 Optimización por el método exergoeconómico

Con los factores evaluados en la sección 5.2.2 del método exergoeconómico se tiene la siguiente metodología para optimizar, en base a Tsatsaronis [43]:

1. Enlistar los equipos en orden descendente de importancia de costo usando a la suma:  $\dot{Z}_k + \dot{C}_{D,k}$
2. Para los bloques con alto costo, considerar inicialmente cambios de diseño.
3. Poner particular atención en bloques con mayor diferencia de costo relativo, especialmente cuando las velocidades de costo  $\dot{Z}_k$  y  $\dot{C}_{D,k}$  son altas.
4. Identificar la fuente de costo principal por medio del factor exergoeconómico,  $FE_k$ .
  - a. Si  $FE_k$  es un valor alto, investigar si es posible reducir el capital de inversión para el componente a la eficiencia o gasto dado.
  - b. Si  $FE_k$  es un valor bajo, tratar de mejorar la efectividad del componente incrementando el capital de inversión.
5. Eliminar cualquier subproceso que incremente la destrucción de exergía y que no contribuya a reducir el capital de inversión o costo de combustible.
6. Considerar mejorar la eficiencia exérgica de un componente si tiene una efectividad baja o valores relativamente grandes de exergía destruida, la relación de exergía destruida, o la relación de pérdidas de exergía

Aplicando esta metodología todos los valores termoeconómicos dependen del tipo de equipo del mismo proceso y se comparan entre ellos mismos no con otros externos. Aunque la mayoría tienen valores típicos bajo los cuales deben funcionar.

### 5.3.4 Reglas prácticas para la optimización termodinámica

Las reglas heurísticas son recomendaciones prácticas indicadas por la experiencia y la lógica para mejorar procesos. La efectividad de estas medidas empíricas a sido probada a lo largo del tiempo en diferentes procesos. Por medio de la aplicación de estas reglas de dedo puede obtenerse un ahorro de energía sin tener que recurrir a una optimización matemática. Estas reglas pueden resumirse en los siguientes puntos, según Szargut [3]:

1. Aceptar pérdidas de exergía solo si ellas son indispensables para la reducción de costos de inversión. Las pérdidas de exergía sin alguna justificación económica debe ser tratada como resultado de un error de energía.
2. No usar fuerzas motrices (calor, trabajo) excesivamente grandes o pequeñas.
3. Minimizar la mezcla de corrientes con diferencias de temperatura, presión o composición química.
4. No descargar calor a alta temperatura al ambiente o a la corriente de agua de enfriamiento y no calentar corrientes refrigeradas con corrientes calientes o con agua caliente.
5. Todos los procesos a contra corriente son en general termodinámicamente más eficientes que los que se llevan a cabo en paralelo
6. Cuando se escojan corrientes para intercambio de calor, tratar de hacer que las corrientes hagan juego donde la temperatura final de una esté cerca de la temperatura inicial de la otra.
7. Las capacidades caloríficas de las corrientes que intercambian calor deben ser similares. Si aparecen grandes diferencias, es necesario considerar la participación de las corrientes con un la

capacidad calorífica más grande entre dos o más intercambiadores (o enfriadores) de calor con corrientes adicionales.

8. Minimizar el uso de fluidos de transferencia de calor intermediarios mientras se intercambia calor entre las dos corrientes.
9. Minimizar las pérdidas de exergía debidas a la fricción hidráulica o irreversibilidades de calor transferido son más grandes, especialmente a temperaturas ambiente bajas.
10. Minimizar el estrangulamiento de corrientes ó gases.
11. Los ventiladores o compresores deber localizarse en el lugar más frio de proceso.
12. Eliminar las fugas en tuberías, válvulas y cámaras de combustión
13. Recordar que en sistemas que manejan energías químicas nucleares o mecánicas, si se envía calor al amiente en condensadores de turbinas, refrigeradores, etc. es un reflejo de las irreversibilidades dentro de la planta.
14. Evitar la compresión de corrientes que han sido expandidas previamente.
15. Si se puede reducir las pérdidas de exergía, no tratar de incrementar otra pérdida de exergía que aparezca en paralelo.
16. Evitar incrementar la cadena de procesos termodinámicos.
17. Tratar de introducir procesos de cogeneración que produzcan simultáneamente dos o más efectos útiles.
18. Considerar la influencia de los cambios propuestos en el manejo de energía en las pérdidas de exergía en otras uniones del sistema.
19. Recordar que el costo de exergía incrementa a lo largo de la cadena del proceso.
20. Tratar de reducir las pérdidas de exergía en lugares donde ellas son más grandes y en lugares donde sean más caras.

Existen técnicas para optimizar redes de intercambio de calor como el llamado Método Pinch [50], el cual sirve para integrar térmicamente una red de intercambiadores. Cada modificación hecha debe estas sustentada en un estudio económico. Ya que podría darse el caso que solo bastará reparar las fugas de las tuberías de dicha red, entonces no hay necesidad de gastar. La evaluación financiera junto con la técnica sirve para corroborar conclusiones acerca de las medidas para maximizar la eficiencia de un proceso.

# PARTE II

## 6. PRESENTACIÓN DEL PROCESO CRIOGÉNICO PARA PURIFICAR GAS NATURAL

En esta parte de la tesis se presenta el proceso criogénico para purificar gas natural y su importancia en el sector de los hidrocarburos. Este proceso se ocupa ampliamente en la producción de gas natural e hidrocarburos condensables. El desarrollo de esta industria es estratégico en la política economía y energética de un país con reservas de hidrocarburos. Con el fin de entender como funciona el proceso a continuación se presenta su filosofía de operación. También se da un panorama general del mercado y el marco legal sobre el que se basa su producción en México. Como se verá, de acuerdo a la amplia perspectiva de producción de este gas, es necesario contar con procesos alternativos con máxima eficiencia. La relación de los diversos aspectos que involucra la producción de gas natural, bajo un enfoque sistémico, hace más fácil la comprensión del problema que guarda la optimización del proceso.

### 6.1 Modelo sistémico del proceso

El análisis de un proceso puede complicarse tanto como se deseé. Si éste involucra solo el diseño de ingeniería sería un problema estructurado, puesto que tiene un objetivo definido. El esquema cambia si se analiza la situación del problema con elementos sociales, de mercado, políticos, etc. [51]. Entonces se trata de un problema suave que tiene que será analizado bajo un enfoque sistémico, como se vio en la sección 5.3.1.

Para el proceso criogénico, que se analiza en la presente tesis, su relación con los distintos sistemas vinculados a él se muestra en la Figura 6.1. La palabra criogénico proviene del griego *kryos*: *frío*, *genes*: *generación*, es decir, es un proceso que se lleva a cabo a bajas temperaturas. Su aplicación en la industria es amplia, una de ellas es para purificar gas natural, como se verá más adelante.

El gas natural es un recurso natural no renovable que se extrae del subsuelo. Esta formado de hidrocarburos que van desde el metano hasta n-heptano en diferentes proporciones. Este recurso ha sido explotado en grandes cantidades desde finales del siglo XIX con varios propósitos, principalmente como combustible. Por su alto valor económico es estratégico contar con plantas procesadoras para países que cuentan con yacimientos de gas natural. Por esta razón la explotación de dicho gas en México esta controlada por el gobierno y estipulada en la ley [52].

Sin embargo las condiciones del mercado son cambiantes lo cual se debe a múltiples factores. No se puede asegurar un abastecimiento constante de gas porque los yacimientos varían su producción acorde a la cantidad que contienen. Por otro lado hay presiones políticas para construir plantas en determinado lugar que afectan a la población y el consumo en general. La OPEP (Organización de países exportadores de petróleo) tiene gran influencia en las decisiones políticas de energéticos [53]. La

política energética de un procesamiento de gas debe estar orientado en lograr que se tengan respuestas sustentables que no beneficien solo a los distribuidores de hidrocarburos [54].

La eficiencia del proceso criogénico depende de las tecnologías disponibles para lo cual se requiere de inversión en la investigación y lo más importante: llevar a cabo en la realidad dichos estudios. La investigación es vital para el desarrollo de un país. El consumo acumulativo de exergía, mencionado en la sección 5.1, es un factor que incluye el factor de conocimiento y esfuerzo físico. Esto está fuera del alcance de la tesis pero debe tenerse conciencia que el desarrollo de un país refleja el grado de tecnología con que cuenta.

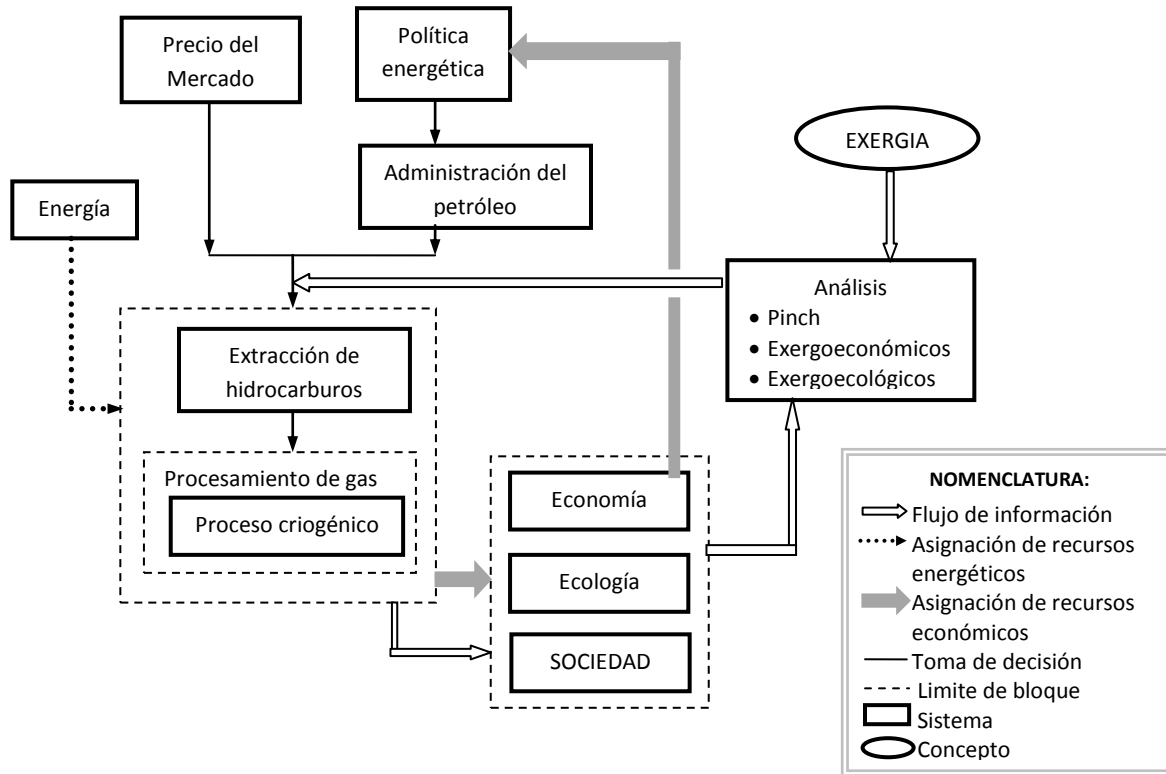


Figura 6.1. Modelo sistémico del proceso criogénico

Las metodologías de exergía y exergoeconómicos ayudan a conocer donde se está desperdiciando energía. Por medio de éstas es posible obtener un precio justo de los productos y una sana administración de los recursos, tanto económicos como energéticos. Naturalmente estas decisiones corresponden a personas que tengan un compromiso y ética que beneficie tanto al ser humano como a su entorno. Lo anterior indica que se trabaje en un plano sustentable para lo cual se tiene el modelo de las 3 E's. Bajo este esquema se busca encontrar el equilibrio entre los factores de Economía, Ecología y Energía, lo cual involucra a la Sociedad. Estos aspectos están incluidos en el esquema de la Figura 6.1, aunque no serán analizados en la presente tesis, salvo los análisis de exergía.

Con una visión un poco más amplia de la importancia del proceso criogénico pueden tomarse mejores decisiones. Es importante mencionarlo porque el consumo de gas natural es alto, como desde hace muchos años, de acuerdo a las tendencias del mercado. Esta es la razón de ser de los análisis exérgico y exergoeconómicos que se presentarán en el siguiente capítulo. Por lo anterior, a continuación se discurre sobre los aspectos mencionados en la Figura 6.1.

## 6.2 Importancia del proceso

### 6.2.1 El proceso criogénico en la cadena de producción de gas natural

En la cadena de producción de hidrocarburos los productos principales que se obtienen de una planta criogénica son: gas natural puro e hidrocarburos condensables. La materia prima para producir estos productos es el gas natural crudo (no purificado) que se extrae del subsuelo, en los pozos donde se encuentran estos hidrocarburos, muchas veces en las profundidades del mar. La larga cadena de producción [55] desde que el gas es extraído del subsuelo hasta su empleo se muestra en la Figura 6.2.

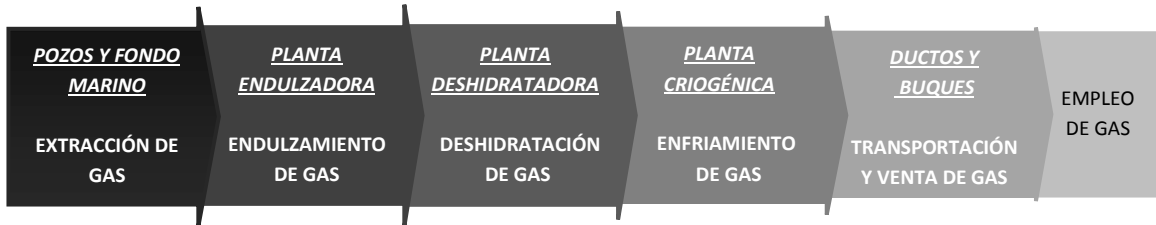


Figura 6.2. Cadena de producción de gas natural

El gas natural extraído del subsuelo se produjo de la descomposición de materia orgánica (plantas, animales, etc) sepultada desde hace millones de años [56], la cual ha ido reaccionando a través del tiempo a condiciones de ausencia de aire y alta presión. De esta manera se ha producido una mezcla de hidrocarburos e impurezas con una composición variable, como se muestra en la Tabla 6.1 [56]. Cada yacimiento tiene sus propias características. En ocasiones el gas se encuentra junto con petróleo, a este se le llama gas asociado. Mientras que en los pozos de gas sin presencia de petróleo, tienen un gas no asociado.

Compuesto	Fracción Molar
Hidrocarburos	
Metano	0.75-0.99
Etano	0.01-0.15
Propano	0.01-0.10
n-Butano	0.00-0.02
Isobutano	0.00-0.01
n-Pentano	0.00-0.01
Isopentano	0.00-0.01
Hexano	0.00-0.01
Heptano	0.00-0.001
No hidrocarburos	
Nitrógeno	0.00-0.15
Dióxido de Carbono	0.00-0.10
Sulfuro de hidrógeno	0.00-0.30
Helio	0.00-0.05

Tabla 6.1. Composición de gas natural sin extraído de yacimientos [56]

Las etapas de la Figura 6.2 consisten en:

1. Extracción. Se ubican y perforan los yacimientos de los cuales se extrae el gas, esto puede ser de pozos de gas asociado o no asociado al petróleo.



2. Endulzamiento de gas. Eliminar azufre y dióxido de carbono, produciendo gas dulce húmedo. Una forma de hacer esto es por medio de un proceso Girbotol, donde se absorben estos contaminantes con una solución acuosa de monoetanolamina (MEA) y dietanolamina (DEA).
3. Deshidratación. Eliminar partículas la humedad del gas dulce húmedo, produciendo gas seco dulce. Esto se puede lograr absorbiendo el agua con sustancias como dietilenglicol (DEG).
4. Proceso criogénico. Separar el gas dulce seco en gas natural puro e hidrocarburos condensables. Esto se logra por medio de enfriamiento y expansión.
5. Transportación. Si los productos van a ser transportados a través de un buque se licua el gas, disminuyendo el volumen facilitando así su transportación. La temperaturas de almacenamiento de estos tanques para el gas natural es de  $-161^{\circ}\text{C}$ . Si el gas es transportado por medio de un ducto debe ser hecho en fase gaseosa.

## 6.2.2 Productos de una planta criogénica para purificar gas natural

Dentro de la cadena de procesamiento de gas natural, el proceso criogénico es el último antes de que se distribuya para su venta. La importancia de este proceso radica precisamente en que esta etapa es donde se da un alto valor agregado a la materia prima. En principio pueden separarse todos los componentes de una mezcla de gas dulce que entra a un proceso criogénico y almacenarse por separado. En la Tabla 6.2 se muestran los componentes principales que pueden obtenerse, así como su temperatura de ebullición y fusión.

Compuesto	Formula	Masa molecular	Temperatura de ebullición ( $^{\circ}\text{C}$ )	Temperatura de fusión ( $^{\circ}\text{C}$ )
Metano	$\text{CH}_4$	16.04	-161.4	-182.6
Etano	$\text{C}_2\text{H}_6$	30.07	-88.6	-172
n-Propano	$\text{n-C}_3\text{H}_8$	44.09	-42.2	-187.1
n-Butano	$\text{n-C}_4\text{H}_{10}$	58.12	-0.6	-135
n-Pentano	$\text{n-C}_5\text{H}_{12}$	72.15	36.3	-129.7
n-Hexano	$\text{n-C}_6\text{H}_{14}$	86.17	69	-94
n-Heptano	$\text{n-C}_7\text{H}_{16}$	100.2	98.4 <sup>760</sup>	-90.6
Nitrogeno	$\text{N}_2$	28.02	-195.8	-209.86
Dioxido de Carbono	$\text{CO}_2$	44.01	subl -78.5	- 56.6 <sup>5.2 atm</sup>

Tabla 6.2. Principales componentes de gas dulce seco y su temperatura de ebullición y temperatura de fusión a 1 atm [57]

Los principales productos que se obtienen son: gas natural puro (GNP) y una mezcla de hidrocarburos que condensan que se pueden obtener debajo de la temperatura de ebullición del etano,  $-88.6^{\circ}\text{C}$ . El GNP contiene principalmente metano, en una composición que varía de un 90 a un 99% y el resto es etano. En ocasiones puede tener trazas de propano, dependiendo de las condiciones y operación del proceso. Entre más metano contenga el gas natural purificado más puro será. La pureza del GNP como los hidrocarburos condensables depende de los problemas que se tenga para producir así como la finalidad para la que se destinen los productos.

**a. Gas natural (GNP)**

El GNP está compuesto principalmente de gas metano. La molécula de metano está formada por 4 átomos de hidrogeno por uno de carbono. Debido a su estructura química, la combustión de este gas es de las más limpias que se puedan tener; al quemarse casi no produce dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) ni monóxido de carbono (CO). Otro de los beneficios que tiene como combustible es el alto poder calorífico, lo cual beneficia a los procesos donde se utiliza. El principal consumidor de ese combustible es la misma industria, en especial la petrolera que ocupa este gas para calentar procesos en las refinerías. La industria del transporte y los fines domésticos también lo ocupan demasiado, en especial en países donde es necesaria la calefacción.

El metano es un compuesto que se ocupa en la industria petroquímica para la síntesis de amoníaco (NH<sub>3</sub>) y metanol (CH<sub>3</sub>OH). A su vez el amoníaco sirve como base de una cadena de producción de fertilizantes y armamento bélico. El metanol puede ser utilizad como combustible, disolvente, anticongelante o en la producción de formaldehido. Otra aplicación del metano es la obtención de Hidrogeno (H<sub>2</sub>), el cual se utiliza como combustible de celdas de hidrogeno, entre otras cosas.

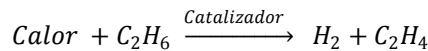
**b. Hidrocarburos condensables**

Los hidrocarburos condensables son una mezcla de etano, propano butano y demás hidrocarburos que tienen un punto de ebullición mayor a -88. 6 °C. Estos compuestos quedan como condensables en el proceso criogénico y posteriormente pueden ocuparse como combustible ó separarse para utilizarlos en la industria petroquímica en la producción de otros productos.

El gas LP (gas líquido de propano) es una mezcla de propano (principalmente), butano, propileno y otros compuestos en diferentes proporciones. Esta mezcla de hidrocarburos se ocupa como combustible para fines domésticos, almacenado en cilindros o tanques.

Los hidrocarburos condensables pueden separare en cada uno de los compuestos que contiene, cada uno con diferentes aplicaciones. Por ejemplo: a partir del etano puede obtenerse etileno, a partir del propano propileno y a partir del butano butileno. Cada uno de estos compuestos sirve de base para una cadena de producción de otros productos. La ramificación de estos productos es muy robusta.

El etileno (C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>) es un producto que se obtiene a partir del etileno por medio de una reacción de pirolisis que ocurre a 1000°C, obteniendo como subproducto Hidrogeno (H<sub>2</sub>).



El etileno, a su vez, sirve de base para producir otros productos, ver Figura 6.3.

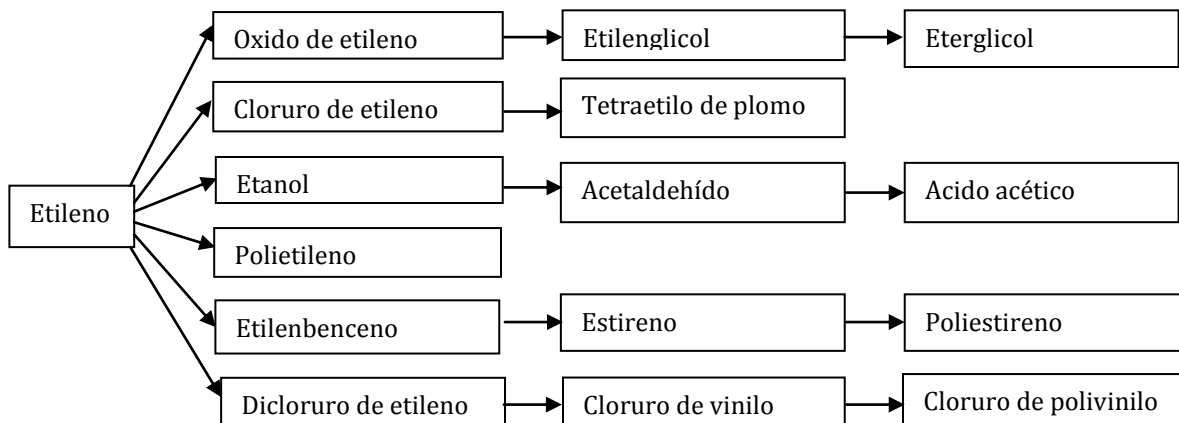


Figura 6.3. Productos a partir de Etileno [58]

### 6.3 Descripción del proceso

A continuación se presenta el proceso criogénico para purificar gas natural que se analizará. El cual tiene por objetivo separar el gas dulce seco (GDS) que recibe la planta endulzadora en gas natural puro (GNP) e hidrocarburos condensables. El proceso de Turboexpansión [59], ampliamente ocupado para procesos criogénicos es uno de los métodos más usados para separar hidrocarburos, ver Figura 6.4. Este proceso consiste en las siguientes etapas:

- a. Recepción
- b. Enfriamiento
- c. Expansión
- d. Separación
- e. Manejo de productos

#### a. Recepción

El proceso de criogénico comienza con la entrada de GDS, alimentado a 3983 kPa y 38 °C al tanque de alimentación FA-1 para separa las posibles trazas de agua del gas. Este tanque es un separador intermitente que tiene una pierna donde se almacenan unos cuantos litros de condensables. Posteriormente se hace pasar el gas por un compresor que esta acoplado a una turbina, dicho equipo se donomina turboexpansor GB/GC-1. Este equipo tiene la finalidad que el compresor aproveche la energía mecánica que le cede la turbina.

La corriente de gas dulce pasa por el intercambiador EA-1 donde el gas se enfría con una corriente de servicio auxiliar de agua. Posteriormente pasa por el intercambiador EA-2 donde la energía de esta corriente se emplea para intercambiar energía, calentando el rehervidor de la columna demetanizadora DA-1. En seguida, el gas pasa al tanque de separación FA-2, que nuevamente trata de eliminar los líquidos que pudiera tener el gas, los cuales son tratados en los tanques FA-3 A y luego al FA-3 B. Los gases que salen de los tanques FA-3A y FA-3B se mezclan en una sola corriente. Los líquidos condensables que se formen al final por el fondo de estos últimos tanques son enviados al final del proceso con la bomba GA-3. Esta corriente se une a los hidrocarburos condensables del fondo de la columna dementanzadora DA-1.

En algunos procesos se cuenta con una unidad deshidratadora antes de enfriar este gas, para garantizar que durante el proceso criogénico se formen hidratos de carbono por causa de la humedad a baja temperatura. En el caso que aquí se trata el GDS que recibe en el tanque FA-1 se considera que está deshidratado.

#### b. Enfriamiento

Una vez que el GDS ha sido preparado se envía a un tren de intercambiadores de calor, donde se enfría por medio de los condensadores: EA-3, EA- 4, EA-5, EA-6, EA-7 y EA-8. La corriente de enfriamiento para los intercambiadores EA-3, EA-5 y EA-7 aprovecha la energía de la corriente del domo de la columna DA-1. Los condensadores EA-4 y EA-6 se enfrían con una corriente de servicio auxiliar de propano, el cual esta fuera del límite de baterías. Finalmente el gas pasa por el intercambiador EA-8 y la corriente de salida de este equipo va a dar al tanque FA-5. Los líquidos del fondo de este equipo van a dar al tanque FA-4 y los gases al turboexpansor GB-GC-1. Los líquidos del fondo del tanque FA-4 son la corriente de enfriamiento del intercambiador EA-8.

#### c. Expansión

Una vez que se ha sido comprimido y enfriado el GDS, se expande a través de la turbina que forma parte del turboexpansor GB/BC-1. De esta manera se aprovecha la energía por el paso de gas

expandido, para que el compresor de recepción comprima el mismo GDS. A la salida de este equipo la temperatura del gas baja drásticamente a tal punto que puede formarse hidratos por la humedad del ambiente en la parte del expansor mientras que el compresor está a una temperatura mayor. Al momento de expandir el GDS se provoca que el gas entre a la curva de saturación para que se separen los hidrocarburos en la columna DA-1.

#### **d. Separación**

La separación de hidrocarburos ligeros de pesados se lleva a cabo en la columna demetanizadora DA-1, llamada así porque su objetivo es obtener un gas natural rico en metano. Por el domo de la columna se obtienen los hidrocarburos ligeros formados por GNP, el cual se denomina gas residual mientras que por el fondo se obtienen hidrocarburos condensables. Este equipo opera a una temperatura promedio de  $-88\text{ }^{\circ}\text{C}$  para lo cual cuenta con el rehervidor EA-2. Las corrientes que alimentan a este equipo son las que provienen del turboexpansor GB/GC-1 y del intercambiador EA-8.

La separación de los gases se lleva a cabo bajando la temperatura hasta la temperatura de ebullición del hidrocarburo que se desee separar, donde ocurre el cambio de fase de gas a líquido, ver Tabla 6.2. A esta temperatura también se le denomina el corte de la mezcla. Entre la temperatura de fusión y ebullición el componente se encuentra en fase líquida, por lo que cuando se está en este rango se dice que el gas está licuado. La lógica que siguen los hidrocarburos es que conforme el componente es más ligero la temperatura a la cual se licua es más baja. Por tanto si se baja la temperatura a  $-88.9$  el etano y demás hidrocarburos pesados condensarán mientras el metano estará en fase gas. Los condensables saldrán por el fondo mientras que los ligeros por el domo.

La temperatura no es la misma a través de la columna demetanizadora, en el domo se encuentra a menor temperatura que en el fondo; en las partes intermedias la temperatura varía entre éste rango. Por esta razón el metano arrastra cantidades de etano y propano que no alcanzan la temperatura de ebullición y por tanto no condensan.

La corriente de enfriamiento que sale del intercambiador EA-8 entra al séptimo plato de la columna DA-1 mientras que por el domo entra la corriente de gas proveniente del turboexpansor GB-GC-1. La corriente que sale por el domo de la columna sirve para enfriar los intercambiadores EA-7, EA-5 y EA-3 del tren de enfriamiento. El rehervidor de la columna EA-2 aprovecha la energía térmica del gas alimentado, el cual tiene una temperatura mayor.

#### **e. Manejo de productos**

Una parte del GNP que se ha producido se recomprime por medio del compresor GB-2 y otra parte se envía sin recomprimir a otra etapa del complejo de procesamiento de gas. Los gases comprimidos son almacenados para su venta.

Los condensables de la columna DA-1 son bombeados por la bomba GA-1 hacia el intercambiador EA-9, donde son calentados con una corriente de servicio auxiliar de propano. La corriente que sale de este equipo se mezcla con la que proviene de los tanques FA-3A y FA-3B. Dicha mezcla se envía al tanque separador FA-9, donde se almacena el gas producido y se separa algunas trazas que pudiera tener este gas. Los hidrocarburos que condensan del tanque FA-9 son muy pesados y tienen otro tratamiento, ellos son bombeados por la bomba GA-3A/B a otra etapa del complejo de procesamiento de gas.

El proceso criogénico mencionado puede verse esquematizado en el diagrama Presión-Entalpía (H-P) de la Figura 6.5. En él puede verse esquematizado la trayectoria del gas dulce seco hasta obtener el gas natural seco y los hidrocarburos condensables. Las curvas cambian con respecto a la composición, las cuales fueron obtenidas con un programa para obtener curvas H-P de mezclas [83].

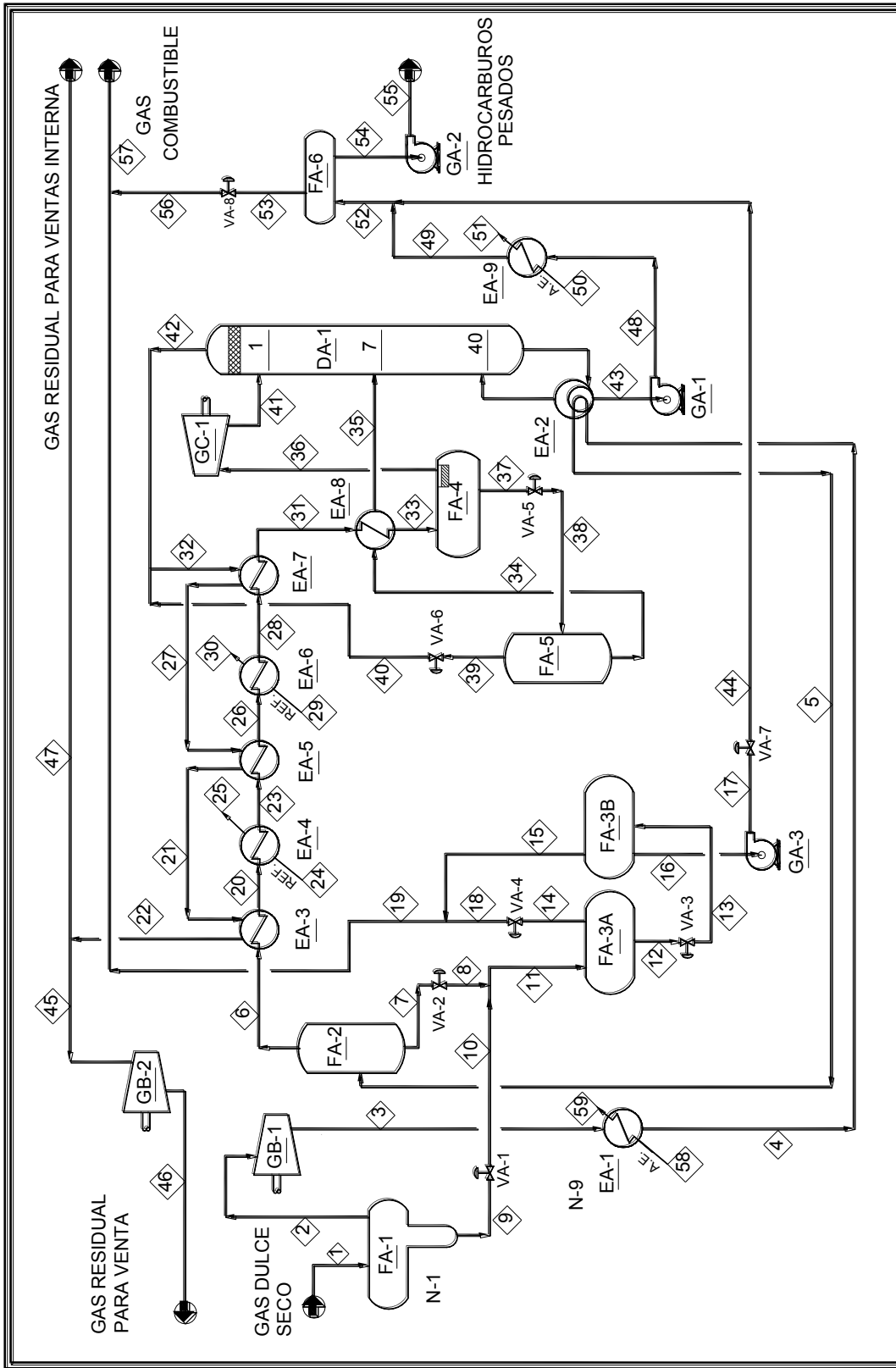


Figura 6.4. Diagrama de flujo del proceso criogénico de turboexpansión para purificar gas natural

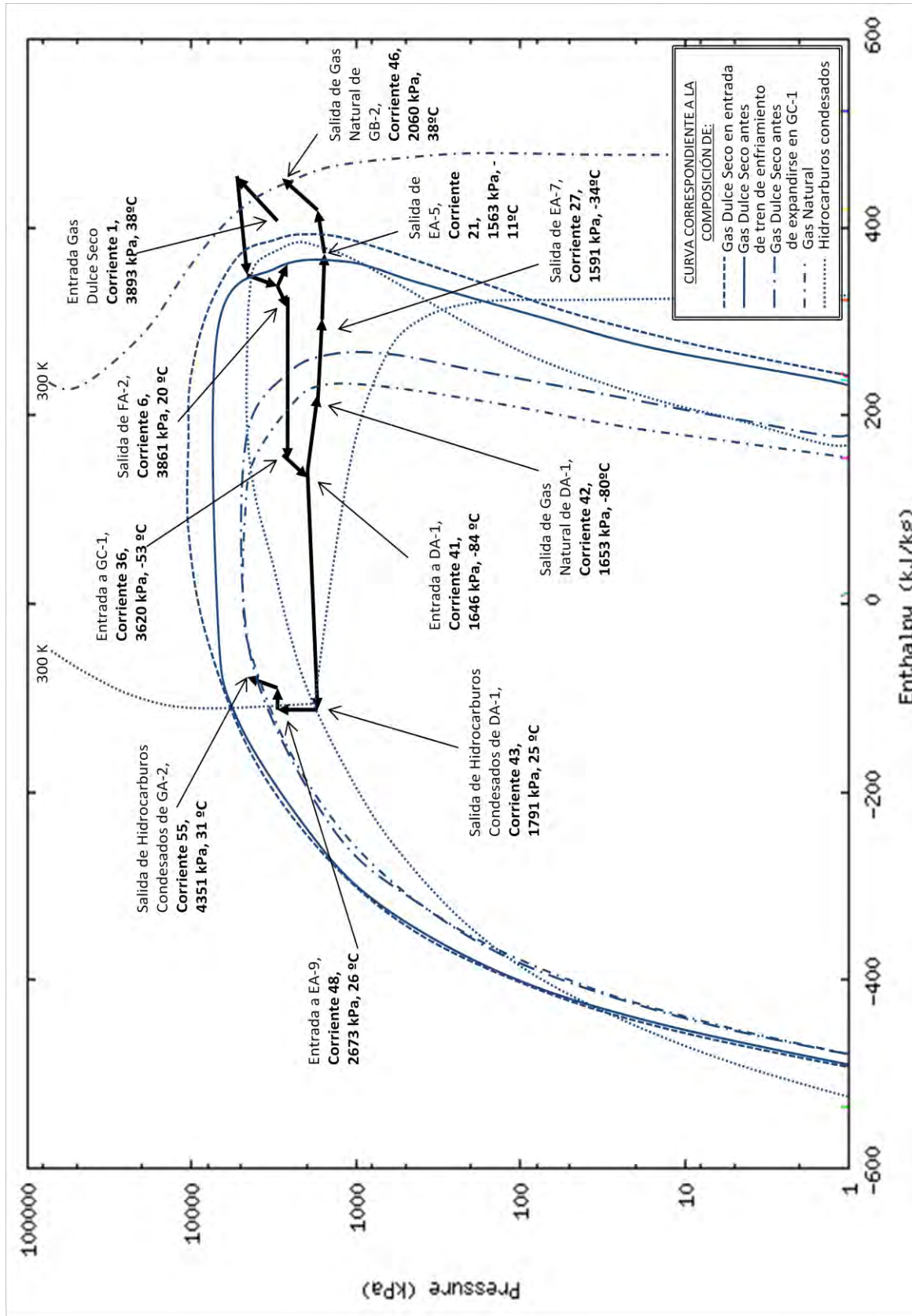


Figura 6.5. Diagrama Presión-Entalpia del proceso criogénico de turboexpansión para purificar gas natural

### 6.3.1 Flexibilidad del proceso criogénico

La flexibilidad del proceso se refiere al rango en que se puede mover el proceso para obtener los productos deseados. La combinación de los requerimientos económicos de mercado y los problemas técnicos del proceso determinan dicha flexibilidad.

El valor comercial de los condensables y el gas residual en el mercado varían con el tiempo. Tanto los condensables como el GNP son importantes para la industria petroquímica y otras a las que se venden estos productos. Los condensables separados en componentes más puros proporcionan mayor valor económico que si se usaran como un simple combustible. Para esto debe contarse con un mercado donde se puedan comercializar dichos productos. De otra forma, debe contarse con una estructura industrial propia donde se procesen los hidrocarburos en nuevos productos con el fin de incrementar su valor. Por ejemplo a partir del etano puede obtenerse los productos mostrados en la Figura 6.3, además de otros servicios, no solo como combustible. De cualquier forma debe contarse con una estrategia de mercado que proporcione mayores beneficios de los recursos naturales.

La estructura petroquímica donde se separan los condensables esta compuesta de columnas deetanizadora, depropanizadora y debutanizadora. En ellas se obtienen corrientes de etano, propano y butano más puros. Aunque estas columnas no están incluidas en el límite de baterías del proceso se mencionan como parte de la secuencia de procesos dentro un centro procesador de gas.

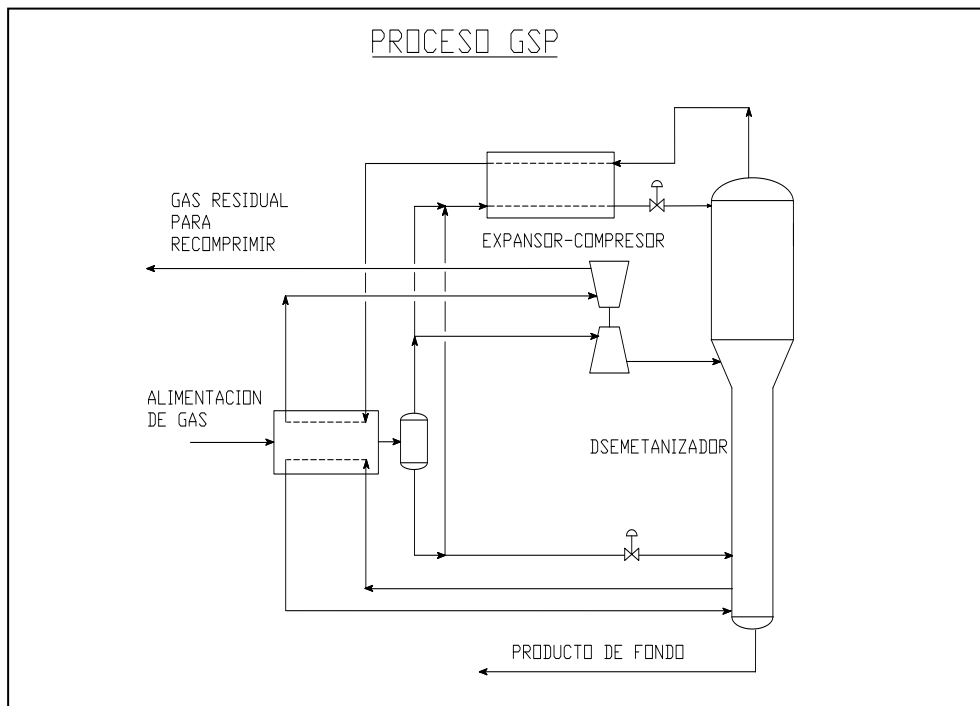


Figura 6.6 Proceso GSP [61]

Operacionalmente la etapa que más cuesta trabajo mantener en equilibrio es la separación de hidrocarburos en la columna demetanizadora. Si las condiciones de presión y temperatura no corresponden al corte entre metano y etano, la corriente del domo puede arrastrar trazas de otros hidrocarburos como etano o propano. Dentro de los retos que se presentan está la incrustación de los equipos a causa de la formación de hidratos de carbono y la humedad. Esto se debe principalmente a una alimentación de GDS con cantidades de  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{O}$  mayores a las que soporta el proceso. Este

problema causa que los equipos se deterioren lo cual afecta su vida útil. Otro problema es que las incrustaciones obstruyen el paso de gas y con ello se producen variaciones del flujo, lo cual desestabiliza el estado continuo del proceso. Lo anterior podría causar que la columna demetanizadora se inundara o que la carga de los intercambiadores aumentara, requiriendo mayor flujo de servicios auxiliares. Esto afecta la producción y produce pérdidas económicas, además de energéticas.

La flexibilidad operativa del proceso depende de la tecnología con que se cuente. Mientras más reciente sea ésta se tendrán pérdidas de energía menores y un aprovechamiento económico mayor. Actualmente existe una variedad de tecnologías dependiendo del problema que se tenga. Existen procesos para obtener etano como gas residual en mayor o menor cantidad ó incluso para que haya mayor proporción de propano; también están las tecnologías orientadas a eliminar CO<sub>2</sub>. En la Figura 6.6 se muestra un proceso criogénico llamado GPS (Gas Subcooled Process) [61], hecho por la empresa ORTLOFF y LINDE. Este proceso es una variación del proceso criogénico de turboexpansión que cuenta con un equipo rectificador en el domo de la columna demetanizadora, donde se condensan los hidrocarburos pesados que pudieran escapar. En la presente tesis se analiza un proceso criogénico típico, el cual a pesar de ser una tecnología en decadencia se sigue usando en varios complejos procesadores.

## 6.4 Panorama de producción de gas natural

### 6.4.1 Marco legal y administrativo en México

En México los hidrocarburos que se encuentran en el subsuelo pertenecen a la nación, como lo marca la constitución mexicana en el párrafo I del artículo 27: “*La propiedad de las tierras y aguas comprendidas dentro de los límites del territorio nacional corresponde originariamente a la Nación, la cual ha tenido y tiene el derecho de transmitir el dominio de ellas a los particulares constituyendo la propiedad privada*” [52].

El órgano encargado de extraer, procesar y vender los hidrocarburos es la empresa paraestatal Petróleos Mexicanos (PEMEX). La constitución avala las actividades que lleva a cabo de acuerdo al artículo 27, que dice: “*Corresponde a la Nación el dominio directo de todos los recursos naturales, cuando su explotación necesite trabajos subterráneos; los yacimientos minerales u orgánicos de materias susceptibles de ser utilizadas como fertilizantes; los combustibles minerales sólidos; el petróleo y todos los carburos de hidrógeno sólidos, líquidos o gaseosos, y el espacio situado sobre el territorio nacional, en la extensión y términos que fije el derecho internacional*” [52].

La misión de PMEX es: “Maximizar el valor de los hidrocarburos y sus componentes para contribuir al desarrollo sustentable del país” [62]. Para lo cual, desde 1993 se encuentra dividida administrativamente en 4 áreas [63]:

1. **Pemex Exploración y Producción (PEP):** Tiene a su cargo la exploración y explotación del petróleo y el gas natural.
2. **Pemex Refinación (PR):** Produce, distribuye y comercializa combustibles y demás productos petrolíferos.
3. **Pemex Gas y Petroquímica Básica (PGPB):** Procesa el gas natural y los líquidos del gas natural; distribuye y comercializa gas natural y gas LP; y produce y comercializa productos petroquímicos básicos.
4. **Pemex Petroquímica (PP):** A través de sus siete empresas filiales (Petroquímica Camargo, Petroquímica Cangrejera, Petroquímica Cosoleacaque, Petroquímica Escolín, Petroquímica Morelos, Petroquímica Pajaritos y Petroquímica Tula) elabora, distribuye y comercializa una amplia gama de productos petroquímicos secundarios.



La compra y venta de hidrocarburos se realiza tanto de manera interna como externa. En lo que concierne al gas natural, los principales usos que tiene se muestran en la siguiente gráfica

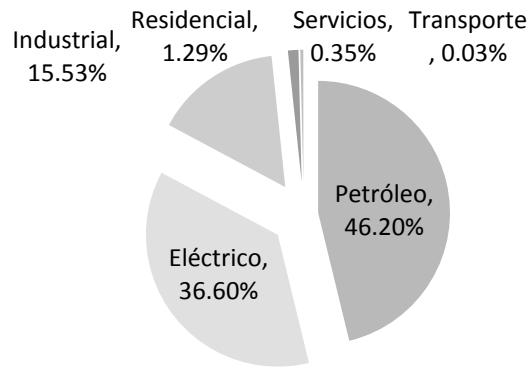


Figura 6.7 Principales usos de gas natural [64]

La extracción de gas natural la realizar PEP y el procesamiento PGPB. La distribución del gas se realiza través de ductos que se ubican a lo largo del país. Su procesamiento se lleva a cabo en 11 centros procesadores de gas, ver Figura 6.8 [65].



Figura 6.8 Red de ductos y centros procesadores de gas en México [65]

### 6.4.2 Prospectiva de gas natural

El Gas Natural ocupa el tercer lugar en consumo mundial de energía primaria [65] y va en aumento junto con el carbón. Sus principales consumidores son en primer lugar la industria petrolera, en segundo la eléctrica y la industria privada en tercero.

Algunos analistas piensan que el mercado de GN tendrá un fuerte impacto sobre el mercado de LP en los próximos años, aunque dependerá de la competencia de ambos combustibles en disponibilidad y precio. Una mayor disponibilidad mundial de etano, gas natural y gas LP por efecto del desarrollo del mercado del GNL, tendrá repercusión directa sobre los balances, comercio y precios

Según cifras de la SENER [65] estima que el consumo mundial de gas natural entre 2004 y 2020 pasará de 317.5 miles de millones de pies cúbicos diarios (MMMFCD) a 386.6 MMMFCD. La tasa de crecimiento anual del gas natural es ligeramente menor a la del carbón, como se ve en la Figura 6.9. En el futuro se espera que sea una fuente importante en la generación de electricidad y el sector industrial, porque su combustión es más eficiente respecto al carbón y los petrolíferos. Por lo cual varios gobiernos lo han incluido en sus políticas energéticas a largo plazo.

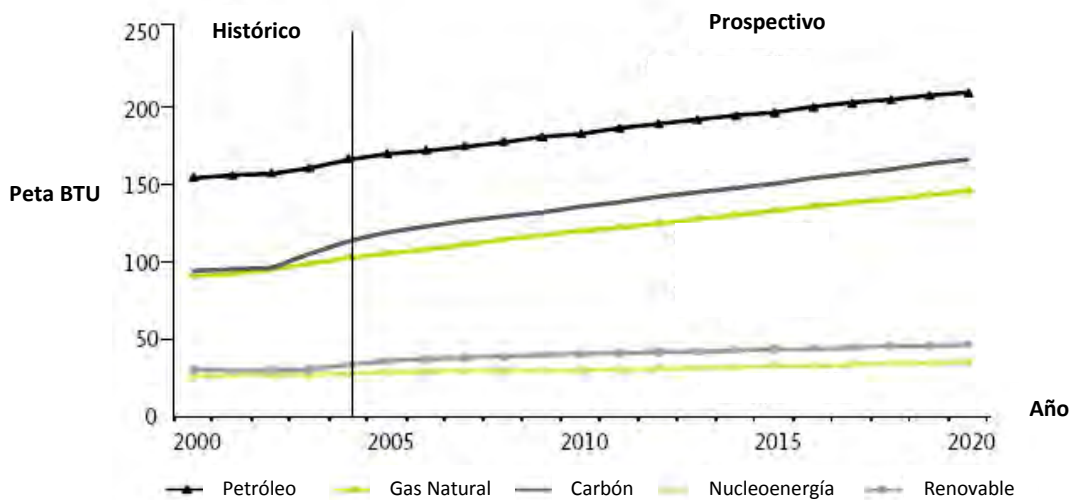


Figura 6.9 Demanda mundial de energía por fuente 2000-2020 [65]

Según la Secretaría de Energía [65] el consumo nacional de gas experimentará un crecimiento promedio anual de 3.3%. En 2016 se consumirá 9,031 MMPCD, cuando en 2006 era de 6,531 MMPCD. Como consecuencia la demanda de gas natural incrementará como se muestra en la Figura 6.10 [65].

En base a la prospectiva positiva del gas natural puede decirse que la viabilidad de realizar un estudio exérgico y exergoeconómico para aprovechar mejor su energía. Con la información de los anteriores capítulos es posible realizar dichos estudios para el proceso criogénico de turboexpansión mostrado en la Figura 6.4.

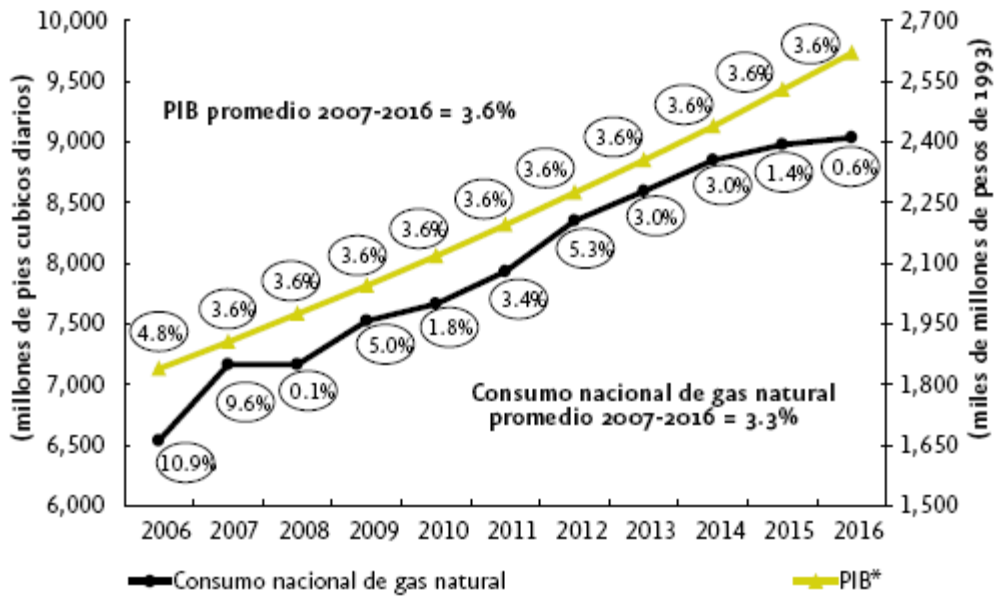


Figura 6.10 Crecimiento de la demanda de gas natural y el PIB en México, 2006-2016 [65]

# PARTE III

## 7. ANÁLISIS DE EXERGIA DEL PROCESO CRIOGÉNICO PARA PURIFICAR GAS NATURAL

En este capítulo se presenta el análisis de exergia del proceso criogénico de turboexpansión para purificar gas natural que se describió en el capítulo 6. Se utiliza la metodología descrita en el Capítulo 3 con el fin de conocer el estado energético del proceso. Se presentan las condiciones a las cuales se lleva a cabo el análisis, así como las consideraciones del balance exérgico. Se presenta el diagrama de bloques del proceso de turboexpansión. En base a dicho análisis se ha planteado un balance de los bloques con el fin de obtener los parámetros del análisis de exergia, tales como las irreversibilidades, la efectividad, el potencial de mejoramiento y la eficiencia del proceso.

### 7.1 Condiciones de operación

Las condiciones de operación del proceso de turboexpansión para purificar gas natural, presentado en la sección 6.3.2 del capítulo anterior, con una capacidad de 182 MMFCD, son las siguientes:

#### a. Ubicación

La planta criogénica opera dentro de un complejo petroquímico de gas natural, la cual se ubica en la costa del Golfo de México. A lo largo de esta zona se pueden encontrar varias plantas procesadoras debido que se encuentra cerca de donde se extrae la materia prima de los pozos de gas crudo.

#### b. Limite de baterías

El límite de baterías comprende desde la entrada del gas dulce hasta la salida del gas natural comprimido y los hidrocarburos condensables. El diagrama de flujo del proceso criogénico por turboexpansión puede verse en la Figura 6.5.

#### c. Condiciones de referencia

El clima del lugar es cálido y húmedo, para el cual las condiciones de referencia son: una temperatura ambiente promedio de 33 °C y una presión atmosférica de 1 bar [67]. La composición de los compuestos de referencia del lugar son:

Compuesto	Concentración
O <sub>2</sub>	0.203500
CO <sub>2</sub>	0.000300
H <sub>2</sub> O	0.031967

Tabla 7.1. Composición de referencia

#### d. Características de gas alimentado

El gas alimentado es un gas dulce y deshidratado que no contiene azufre ni humedad de agua a una temperatura de 37.78 °C (100°F) y una presión 38.93 bar (550 psig). La composición de los componentes del gas de alimentación es la siguiente:

Compuesto	Composición
N <sub>2</sub>	0,0062
CH <sub>4</sub>	0,7945
CO <sub>2</sub>	0,0025
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,1065
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,0551
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0084
n-C <sub>4</sub> H <sub>11</sub>	0,0136
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0032
n-C <sub>5</sub> H <sub>13</sub>	0,0037
n-C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,0029
C <sub>7</sub> H <sub>16+</sub>	0,0034
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>

Tabla 7.2. Composición de gas de alimentación

## 7.2 Consideraciones de análisis

Las consideraciones sobre las que se realizará el análisis de exergía son:

#### a. Grado de agregación

El nivel de análisis del sistema es en relación a los equipos y accesorios más importantes, agrupados en 34 bloques, como se muestra en la Tabla 7.3. El bloque 8 contiene tanto la columna demetanizadora como su rehervidor, el intercambiador EA-1. El Bloque 17 es el turboexpansor, el cual contiene el compresor de entrada y el expansor de gas que da a la columna.

#### b. Tipo de sistema

El proceso criogénico considerado es un sistema abierto que se lleva a cabo en estado estacionario; sistema para el cual, las ecuaciones del balance de exergía del Capítulo 2 son válidas.

La exergía sustancial de cada corriente es igual a la suma de la exergía física y química. Para la exergía química es necesario corregir los valores de exergía química estándar. Dentro del balance no se considera el término de exergía potencial ni cinético debido que no representan una cantidad significativa de exergía respecto a los otros términos.

## 7.3 Diagrama de bloques

El diagrama de bloques del proceso de turboexpansión del diagrama de flujo de la sección 6.3.2 se muestra en la Figura 7.1. Bajo la consideración del grado de agregación se tiene que cada equipo está representado por un bloque, incluyendo las válvulas y mezcladores. La torre demetanizadora junto con el rehervidor forman un bloque 8; así también el compresor junto con el expansor juntos son otro bloque 17. La información mostrada en la Figura 7.1 corresponde a la mostrada en la Tabla 7.3, solo que en ella se menciona el nombre de los equipos del proceso.

Es importante mencionar que existen corrientes que no aparecen en el diagrama de flujo que son agregadas en el diagrama de bloques. Se tiene las corrientes eléctricas suministradas a los equipos dinámicos y las corrientes de servicios auxiliares de agua de enfriamiento y propano de ciertos intercambiadores.

BLOQUE	IDENTIFICACIÓN	EQUIPO
<i>(EQUIPOS ESTÁTICOS)</i>		
1	FA-1	TANQUE DE ALIMENTACIÓN
2	FA-2	TANQUE DE ENTRADA AL TREN
3	FA-3 A	TANQUES DE SEPARACIÓN DE LÍQUIDO A
4	FA-3 B	TANQUES DE SEPARACIÓN DE LÍQUIDO B
5	FA-4	TANQUE ALIMENTADOR DE EXPANSOR
6	FA-5	TANQUE ALIMENTADOR DEL DEMETANIZADOR
7	FA-6	TANQUE RECEPTOR DE PRODUCTO
8	DA-1/EA-2	COLUMNA DEMETANIZADORA CON REHERVIDOR
9	EA-1	INTERCAMBIADOR DE ALIMENTACIÓN
10	EA-3	CONDENSADOR 1
11	EA-4	CONDENSADOR 2
12	EA-5	CONDENSADOR 3
13	EA-6	CONDENSADOR 4
14	EA-7	CONDENSADOR 5
15	EA-8	CONDENSADOR 6
16	EA-9	INTERCAMBIADOR DE CONDENSADOS
<i>(EQUIPOS DINÁMICOS)</i>		
17	GB/GC-1	TURBOEXPANSOR DE GAS NATURAL
18	GB-2	RECOMPRESOR DE GAS RESIDUAL
19	GA-1	BOMBA DE REHERVIDOR DE DEMETANIZADOR
20	GA-2	BOMBA DE ENVÍO DE CONDENSADOS
21	GA-3	BOMBA DE PRODUCTO
<i>(ACCESORIOS)</i>		
22	VA-1	VÁLVULA 1
23	VA-2	VÁLVULA 2
24	VA-3	VÁLVULA 3
25	VA-4	VÁLVULA 4
26	VA-5	VÁLVULA 5
27	VA-6	VÁLVULA 6
28	VA-7	VÁLVULA 7
29	VA-8	VÁLVULA 8
30	MX-1	MEZCLADOR 1
31	MX-2	MEZCLADOR 2
32	MX-3	MEZCLADOR 3
33	MX-4	MEZCLADOR 4
34	MX-5	MEZCLADOR 5

Tabla 7.3. Bloques y los equipos principales del proceso

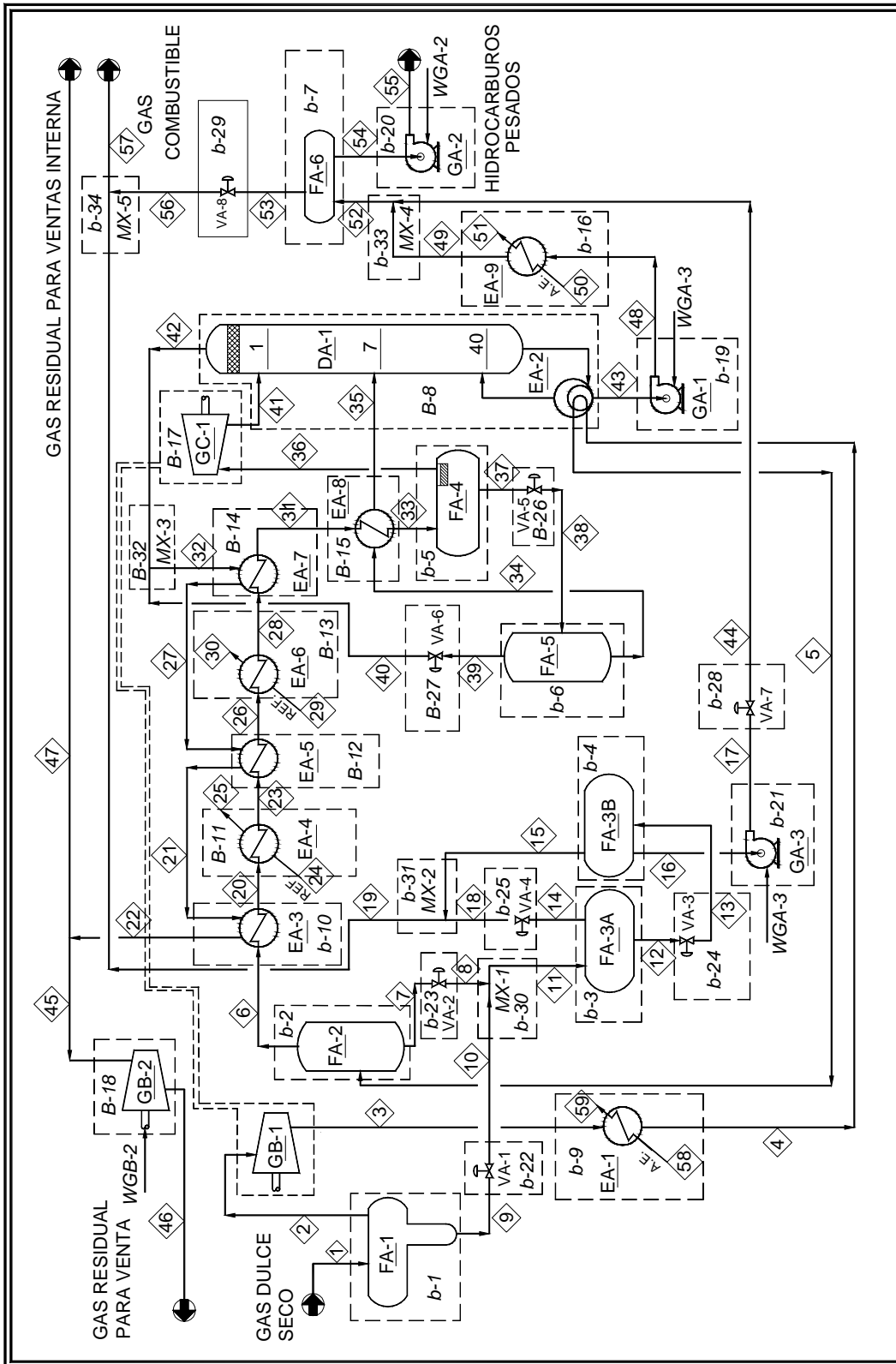


Figura 7.1. Diagrama de bloques del proceso criogénico de turboexpansión para purificar gas natural

## 7.4 Propiedades termodinámicas

Los datos de proceso, tales como: presión, temperatura, composición y flujo de cada corriente se obtuvieron del “balance de materia” del proceso original. Estos datos fueron simulados en el código de procesos HYSYS [68] a las condiciones de temperatura y presión del proceso. Por otro lado se simularon las corrientes del proceso a las condiciones de presión y temperatura del ambiente. De lo anterior se obtuvieron las propiedades termodinámicas de entalpía y entropía tanto a las condiciones del proceso como a las del ambiente. Las propiedades termodinámicas obtenidas pueden verse en la Tabla 7.11.

Para la simulación se utilizó el paquete termodinámico Peng Robinson, el cual está basado en la ecuación de estado del mismo nombre para el cálculo de propiedades. Dicho paquete es adecuado para hidrocarburos ligeros como los que maneja el proceso criogénico de procesamiento de gas natural [69]. Otra característica de este paquete es que la evaluación de propiedades se lleva a cabo en el rango de presión y temperatura de operación del proceso. El método de convergencia seleccionado para esta simulación es el de aceleración de Weingstein

Bajo la consideración que el proceso se encuentra en estado continuo y estable se simuló con el modo estático, lo cual indica que las propiedades estimadas no varían con respecto al tiempo. Si se realizara un cambio en alguno de ellos el simulador reajusta los datos de los demás equipos.

La simulación en HYSYS se realiza de manera modular, introduciendo los datos de corrientes y equipos en ventanas como el que se muestra en la Figura 7.2. Dicha información debe cumplir con la regla de Gibbs para que los grados de libertad sean cero y el simulador estime las propiedades termodinámicas. Para lo cual, basta definir la composición, flujo y dos de los siguientes datos: presión, temperatura ó fracción de vapor. Conforme se avanza en la simulación se unen los equipos por medio de corrientes con la información de cada una de ellas sin redundar información. Es importante verificar que las propiedades estimadas se aproximen lo más que se pueda a los datos iniciales. Lo cual indica que la simulación se ha realizado correctamente.

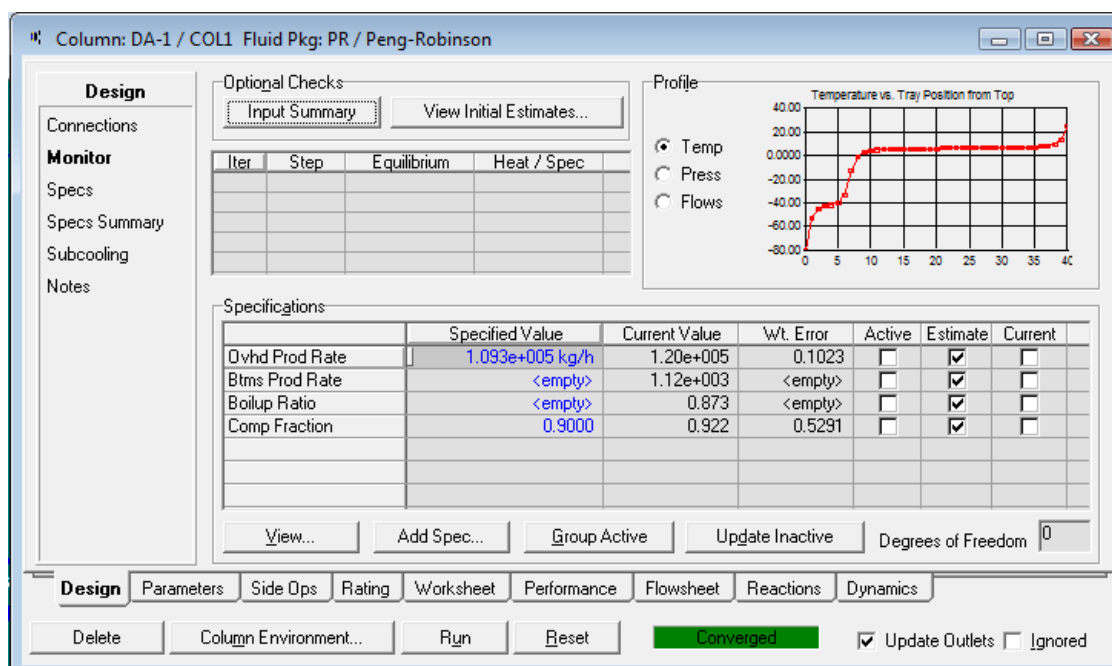


Figura 7.2. Ventana de un equipo en el simulador de procesos HYSYS



## 7.5 Balances de exergia

Antes de realizar el balance de exergia es necesario comprobar que el balance de materia y energía cierran completamente.

El balance de materia de los equipos comprueba que se cumple con la conservación de la materia, donde la suma de corrientes que entran menos las que salen debe ser cero. Esto se hizo por medio de la ecuación 1.2. El término de acumulación se eliminó debido a que el sistema se encuentra en estado estacionario. Para mayor información, se muestran los flujos másicos de cada corriente en la Tabla 7.11. La comprobación de dicho balance se realizó durante la simulación del proceso.

Para el análisis del balance de energía de los equipos, éstos deben satisfacer la primera ley de la termodinámica. Lo anterior se comprobó restando las corrientes de energía de salida menos las de entrada, lo cual es igual a cero, como se vio en la sección 1.4.1. Para mayor información se muestran los datos de entalpía de cada corriente en la Tabla 7.11. La comprobación de dicho balance se realizó durante la simulación del proceso.

El balance de exergia de cada bloque se realizó por medio de la Ecuación 2.19. Las Irreversibilidades obtenidas se comprobaron con la Ecuación 2.28 y sus valores se muestran en la Tabla 7.9.

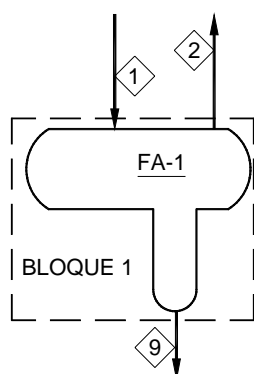
$$Irr = Ex_{tte} - Ex_{tts} \quad (2.19)$$

$$Irr = Ex_{nts} - Ex_{ntp} \quad (2.28)$$

El balance de exergia de cada bloque puede resumirse en encontrar las expresiones que definan la exergia total de entrada ( $Ex_{tte}$ ), exergia total de salida ( $Ex_{tts}$ ), exergia neta suministrada ( $Ex_{nts}$ ) y exergia neta producida ( $Ex_{ntp}$ ). En las ecuaciones anteriores se ocupa la exergia sustancial de cada corriente, la cual se verá en la siguiente sección. A continuación se presenta el planteamiento del balance para un ejemplo de cada tipo de equipo del proceso. Dicho ejemplo se puede extrapolar para equipos con las mismas características. El balance fue realizado con ayuda del diagrama de bloques de la Figura 7.1.

### a. Tanques separadores (Bloques: 1, 2, 3, 4, 5 y 6)

Los bloques 1, 2, 3, 4, 5 y 6 corresponden a los tanques: FA-1, FA-2, FA-3A, FA-3B, FA-4, FA-5 y FA-6; respectivamente. Su función es separar la fase líquida de la gaseosa de una corriente alimentada. A continuación se plantea el análisis del Tanque de alimentación (FA-1), el cual puede extrapolarse a los demás tanques.



$$Ex_{tte} = Ex_1 \quad (7.1)$$

$$Ex_{tts} = Ex_2 + Ex_9 \quad (7.2)$$

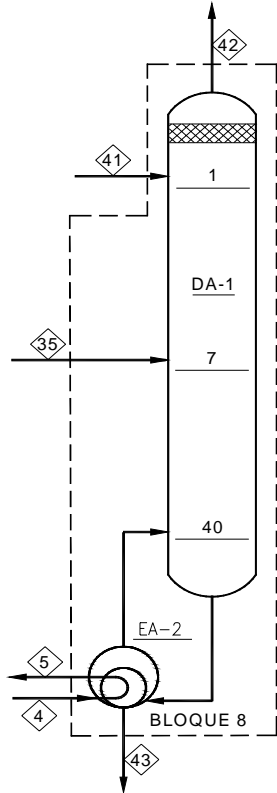
$$Ex_{nts} = [Ex_1 - (Ex_2 + Ex_9)]_{física} \quad (7.3)$$

$$Ex_{ntp} = [(Ex_2 + Ex_9) - Ex_1]_{química} \quad (7.4)$$

Figura 7.3. Bloque 1:  
Tanque de alimentación FA-1

**b. Columna demetanizadora con rehervidor DA-1/EA-2 (Bloque 8)**

El bloque 8 es la columna demetanizadora con rehervidor DA-1/EA-2. Su función es separar los hidrocarburos ligeros de los pesados. El rehervidor EA-2 proporciona energía para mantener la columna a la temperatura de corte entre el metano y el etano.



$$Ex_{tte} = Ex_{41} + Ex_{35} + Ex_4 \tag{7.5}$$

$$Ex_{tts} = Ex_{42} + Ex_{43} + Ex_5 \tag{7.6}$$

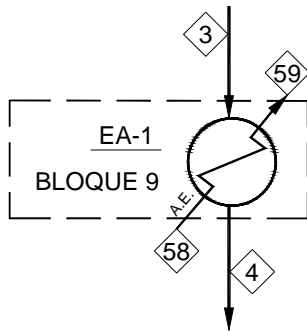
$$Ex_{nts} = [(Ex_{41} + Ex_{35}) - (Ex_{42} + Ex_{43})]_{física} + (Ex_4 - Ex_5) \tag{7.7}$$

$$Ex_{ntp} = [(Ex_{42} + Ex_{43}) - (Ex_{41} + Ex_{35})]_{química} \tag{7.8}$$

Figura 7.4. Bloque 8: Columna demetanizadora con rehervidor DA-1/EA-2

**c. Intercambiadores de calor (Bloques: 9; 10; 11; 12; 13; 14; 15 y 16)**

Los intercambiadores de calor son equipos donde se lleva a cabo la transferencia térmica de una corriente a otra. La diferencia de exergia de salida menos la de entrada de la corriente que eleva su temperatura corresponde a la exergia neta producida,  $Ex_{ntp}$  (Ecuación 7.12). Esto se produce a costa de la corriente que baja su temperatura la cual corresponde a la exergia neta suministrada,  $Ex_{nts}$ , y es igual a la diferencia de exergia de entrada menos la de salida (Ecuación 7.11).



$$Ex_{tte} = Ex_{58} + Ex_3 \tag{7.9}$$

$$Ex_{tts} = Ex_{59} + Ex_4 \tag{7.10}$$

$$Ex_{nts} = Ex_3 - Ex_4 \tag{7.11}$$

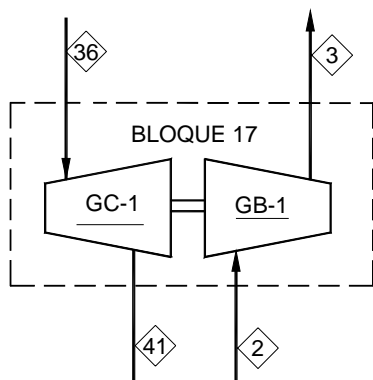
$$Ex_{ntp} = Ex_{59} - Ex_{58} \tag{7.12}$$

Figura 7.5. Bloque 9: Intercambiador de calor EA-1

Este análisis debe realizarse independientemente de que se tenga una corriente de proceso o de servicios auxiliares. Para este caso se ejemplifica con el bloque 9 que corresponde al intercambiador de calor de alimentación EA-1; el cual puede ser tomado como referencia para los demás intercambiadores.

**d. Turboexpansor GB/GC-1 (Bloque 17)**

El turboexpansor GB/GC-1 es un quipo donde la energía de salida del expansor es aprovechada por un compresor. Por tanto la exergía neta suministrada,  $Ex_{nts}$ , es igual a la diferencia de exergía de las corrientes de entrada menos la salida del expansor (Ecuación 7.15) ya que la presión que contiene esté es mayor a la entrada que a la salida debido a que la presión desciende. La exergía neta producida,  $Ex_{ntp}$ , es igual a la diferencia de exergía de las corrientes de salida menos entrada del compresor (Ecuación 7.16); debido a que este equipo gana exergía a la salida.



$$Ex_{tte} = Ex_{36} + Ex_2 \tag{7.13}$$

$$Ex_{tts} = Ex_{41} + Ex_3 \tag{7.14}$$

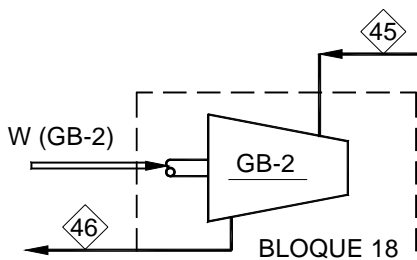
$$Ex_{nts} = Ex_{36} - Ex_{41} \tag{7.15}$$

$$Ex_{ntp} = Ex_3 - Ex_2 \tag{7.16}$$

Figura 7.6 Bloque 17:  
Turboexpansor GB-1/GC-1

**e. Recompresor de gas residual GB-2 (Bloque 18)**

La exergía neta suministrada,  $Ex_{nts}$ , del recompresor de gas residual GB-2 es la energía eléctrica que ocupa (ecuación 7.19). La exergía neta producida,  $Ex_{ntp}$ , es igual a la exergía que gana la corriente de gas que entra al compresor, evaluada como la diferencia de exergía sustancial de la corriente de salida menos la entrada (ecuación 7.20).



$$Ex_{tte} = W_{GB-2} + Ex_{45} \tag{7.17}$$

$$Ex_{tts} = Ex_{46} \tag{7.18}$$

$$Ex_{nts} = W_{GB-2} \tag{7.19}$$

$$Ex_{ntp} = (Ex_{46} + Ex_{45}) \tag{7.20}$$

Figura 7.7. Bloque 18:  
Recompresor de gas residual GB-2

**f. Bombas (Bloques: 19; 20 y 21)**

Las bombas son equipos dinámicos que funcionan con electricidad y que tienen por objetivo elevar la presión de una corriente de líquido, por lo que la corriente de salida tiene una exergía mayor a la de entrada. Puesto que las bombas del proceso funcionan de la misma manera, a continuación se describen

las expresiones para el bloque 19 que corresponde a la bomba GA-1; así como está las demás bombas pueden analizarse.

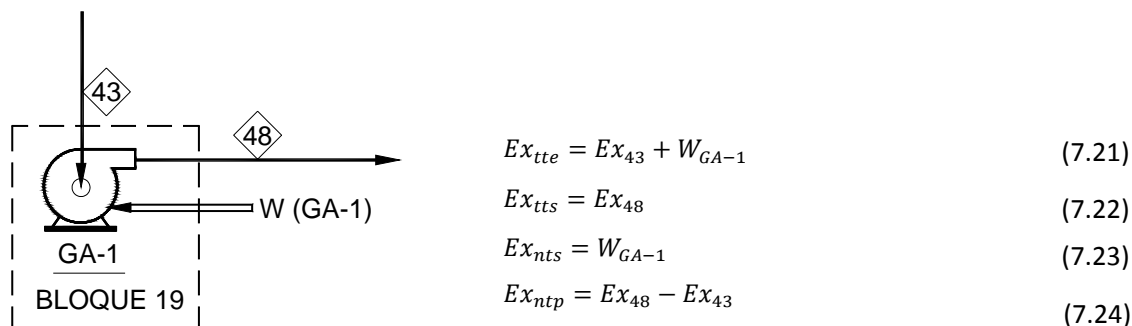


Figura 7.8. Bloque 19:  
Bomba de rehervidor de columna demetanizadora GA-1

### g. Válvulas (Bloques: 22; 23; 24; 25; 26; 27; 28 y 29)

Las válvulas son equipos que tiene por objetivo regular el flujo. Una válvula no produce efecto en el proceso puesto que no es aprovechada la energía. A continuación se analiza el bloque 22 que corresponde a la válvula VA-1; de manera similar pueden evaluarse las demás válvulas.

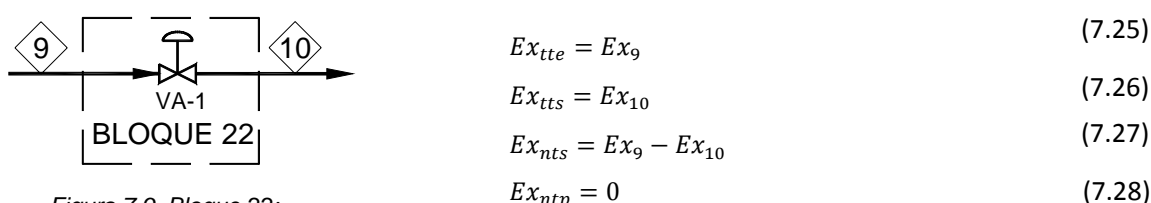


Figura 7.9. Bloque 22:  
Válvula VA-1

### h. Mezcladores (Bloques: 30; 31; 32; 33 y 34)

Los mezcladores son puntos del proceso donde dos o más corrientes confluyen para producir una sola corriente de salida. A continuación se describe el bloque 30 que corresponde al mezclador MX-1, el cual puede tomarse como referencia para los demás.

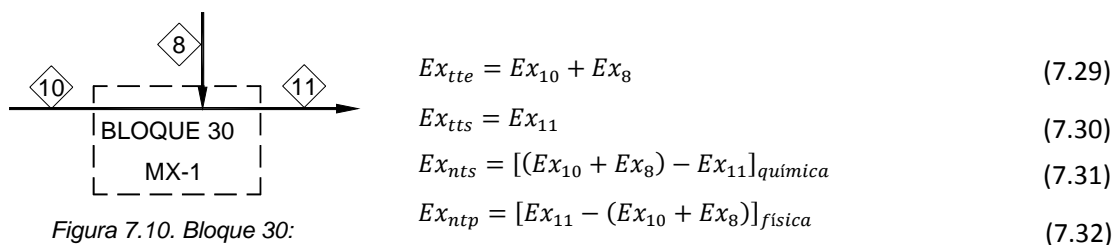


Figura 7.10. Bloque 30:  
Mezclador MX-1

Si la exergía física es mayor a la química ( $Ex_f > Ex_q$ ) entonces la exergía neta suministrada,  $Ex_{nts}$ , es igual a la exergía física; si es al contrario, la exergía física se convierte en la exergía neta producida,  $Ex_{ntp}$ . En el proceso de mezclado se tiene una ganancia de exergía física a costa de exergía química que ha sido destruada.

### 7.5.1 Balance global del sistema

El balance global del sistema se realiza considerando todas las corrientes que entran y salen de él, como si se tratara de un solo bloque. El bloque del sistema en general puede representarse como se ve en la siguiente figura:

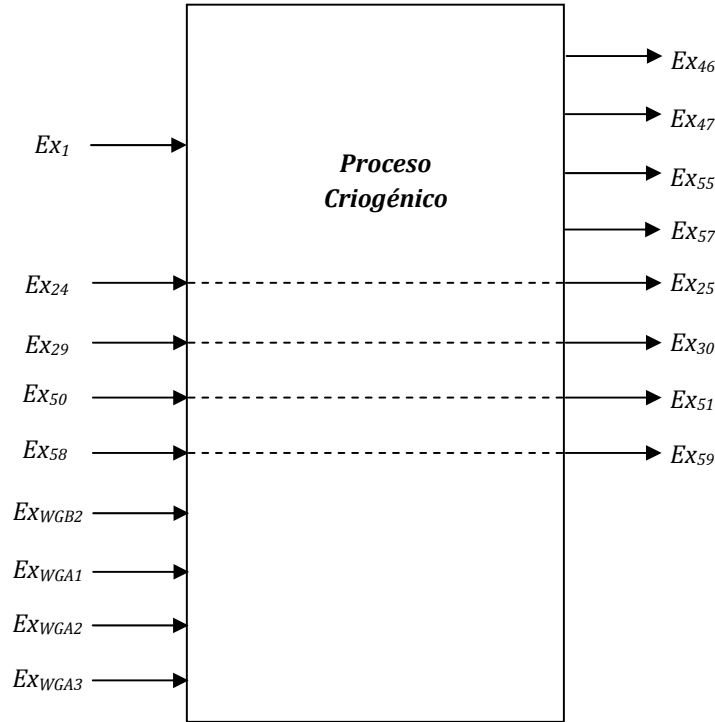


Figura 7.11. Diagrama del bloque global del Proceso criogénico

La exergía total de entrada y de salida se obtiene con las ecuaciones siguientes:

$$Ex_{tte} = Ex_1 + Ex_{24} + Ex_{29} + Ex_{50} + Ex_{58} + Ex_{WGB2} + Ex_{WGA1} + Ex_{WGA2} + Ex_{WGA3} \tag{7.33}$$

$$Ex_{tts} = Ex_{25} + Ex_{30} + Ex_{46} + Ex_{47} + Ex_{51} + Ex_{55} + Ex_{57} + Ex_{59} \tag{7.34}$$

La exergía neta suministrada y exergía neta producida se obtiene con las siguientes ecuaciones:

$$Ex_{nts} = [Ex_1 - (Ex_{46} + Ex_{47} + Ex_{55} + Ex_{57})]_f + Ex_{WGB2} + Ex_{WGA1} + Ex_{WGA2} + Ex_{WGA3} + (Ex_{29} - Ex_{30}) + (Ex_{24} - Ex_{25}) + (Ex_{50} - Ex_{51}) + (Ex_{59} - Ex_{58}) \tag{7.35}$$

$$Ex_{ntp} = [(Ex_{46} + Ex_{47} + Ex_{55} + Ex_{57}) - Ex_1]_{ch} + (Ex_{59} - Ex_{58}) \tag{7.36}$$

En cada una de las anteriores ecuaciones se contemplan todos los términos que entran y salen del sistema. Las corrientes que están conectadas por líneas punteadas en la Figura 7.11 representan a los intercambiadores de calor que son alimentados por una corriente de servicio. La corriente de alimentación 1 produce la 46, 47, 55 y 57.

## 7.6 Parámetros de optimización energética

Los parámetros de optimización calculados son: eficiencia ( $\eta$ ), efectividad ( $\varepsilon$ ) y potencial de mejoramiento ( $Pot$ ). Las Irreversibilidades calculadas en la sección 7.5 son indicadas cuanta energía y donde se pierde. Para obtener los parámetros de optimización se evalúa con las siguientes formulas:

$$\eta = \frac{Ex_{tts}}{Ex_{tte}} \quad (3.2)$$

$$\varepsilon = \frac{Ex_{ntp}}{Ex_{nts}} \quad (3.6)$$

$$Pot = Irr (1 - \varepsilon) + Efl \quad (3.13)$$

En las expresiones anteriores se ocupan la exergia sustancial de  $Ex_{tte}$ ,  $Ex_{tts}$ ,  $Ex_{nts}$ , y  $Ex_{ntp}$ , planteadas en la sección 7.6: Cada uno de estos términos fue obtenido con ayuda del diagrama de bloques de la Figura 7.1 y las consideraciones hechas previamente. Los resultados se muestran en la Tabla 7.9.

## 7.7 Evaluación de exergia física y química

La exergia sustancial de cada corriente es la suma de exergia física más química en unidades de kJ/kg y kJ/h. Las propiedades termodinámicas de cada término fueron tomados de la simulación del proceso, mostrados en la Tabla 7.11.

La exergia física se evalúa a partir de la siguiente expresión

$$\Delta Ex = (H - H_0) - T_0(S - S_0) \quad (2.16)$$

Las propiedades de entalpia de proceso ( $H$ ), entalpia ambiente ( $H_0$ ), entropia de proceso ( $S$ ) y entropia ambiente ( $S_0$ ) fueron evaluadas a las condiciones indicadas en la sección 7.1.

La exergia química de cada corriente fue evaluada con la expresión

$$Ex_{ch} = \sum_i x_i Ex_{cor}^0 + R T_0 \sum_i x_i \ln x_i \quad (2.45)$$

Las composiciones de cada compuesto para cada corriente fueron tomadas de la Tabla 7.11. Tanto  $R$  como  $T_0$  son constantes. La exergia química estándar fue ajustada para cada compuesto a la temperatura y composición ambiente (33°C, 1 bar).

### 7.7.1 Ajuste de exergia química estándar a las condiciones de referencia

En este punto del análisis se ajusta la exergia química estándar de los compuestos de proceso reportadas por Szargut [3]. Para obtener la exergia química estándar corregida,  $Ex_{ch_{cor}}^0$ , se recurrió a la metodología de Montero y Rivero [26], la cual se basa en la siguiente expresión.

$$Ex_{ch_{cor}}^0 = Ex_{ch}^0 + W_1 + (q_{2a} + q_{3a})\theta + W_4 + W_5 \quad (2.47)$$

En la anterior ecuación:  $W_1$  es el cambio de exergia física debido al cambio de presión y temperatura;  $W_4$  es el trabajo por cambio presión y temperatura de los coreactivos y productos entre las condiciones de referencia y ambiente.  $W_5$  es el trabajo por cambio isotérmico de concentración de coreactivos y productos. La exergia de calor  $q\theta$  representa el cambio de calor por el cambio de temperatura ambiente y de referencia. El valor de cada uno de los términos de la Ecuación 2.47 y la exergia química estándar corregida se muestra en la Tabla 7.6.

Las condiciones de la exergia reportada son 298.15 K, 1 atm y una composición de: O<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O presentes en la atmosfera mostradas en la Tabla 7.4. Las condiciones de la exergia corregida son las indicadas en la sección 7.1 (33 °C/306.15 K) y la composición de la Tabla 7.1.

Condición	Reportada	Ambiente
<b>Composición</b>		
O2	0,207200	0,203500
CO2	0,000300	0,000300
H2O	0,008900	0,031967
<b>Presión (bar)</b>	1,01325	1,00000
<b>Temperatura (K)</b>	298,15	306,15

Tabla 7.4. Condiciones de compuestos reportadas y ambiente.

Las propiedades del coreactivos y los productos de las ecuaciones de referencia para la evaluación de la exergia estándar se muestran en la Tabla 7.5.

Compuesto	PM	Cp (kJ/kmol K)	Exq <sup>o</sup> (kJ/kmol)
O2	32	29,54	3970
CO2	44	47,67	19870
H2O (l)	18	33,58	9500

Tabla 7.5. Propiedades de coreactivo y productos

Las reacciones de referencia para los hidrocarburos de la mezcla de gas natural se muestran en la Figura 7.6, donde el co-reactivo y los productos son elementos presentes en la atmosfera. Para el CO<sub>2</sub>, N<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O no se ha ajustado el valor de exergia química estandar debido a que ellos están presentes en la atmosfera. El hidrocarburo C<sub>7</sub>H<sub>14</sub><sup>+</sup>, en la ecuación, se ha considerado como n-Heptano con resultados favorables.

Metano:	$\text{CH}_4 + 2\text{O}_2 \rightarrow \text{CO}_2 + 2\text{H}_2\text{O}$
Etano:	$\text{CH}_4 + 3.5\text{O}_2 \rightarrow 2\text{CO}_2 + 3\text{H}_2\text{O}$
Propano:	$\text{CH}_4 + 5\text{O}_2 \rightarrow 3\text{CO}_2 + 4\text{H}_2\text{O}$
i-Butano,n-Butano:	$\text{CH}_4 + 6.5\text{O}_2 \rightarrow 4\text{CO}_2 + 5\text{H}_2\text{O}$
i-Pentano, n-Pentano:	$\text{CH}_4 + 8\text{O}_2 \rightarrow 5\text{CO}_2 + 6\text{H}_2\text{O}$
n-Hexano:	$\text{CH}_4 + 9.5\text{O}_2 \rightarrow 6\text{CO}_2 + 7\text{H}_2\text{O}$
n-Heptano:	$\text{CH}_4 + 11\text{O}_2 \rightarrow 7\text{CO}_2 + 8\text{H}_2\text{O}$

Tabla 7.6. Reacciones de referencia

En la Tabla 7.7 se muestran los valores de exergía química corregida para los hidrocarburos de los compuestos de la mezcla de gas natural y el valor de sus términos. Los valores de entalpía y entropía de los compuestos han sido evaluados en el programa de proceso HYSYS.

Símbolo	Componente	CH <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	n-C <sub>4</sub> H <sub>11</sub>	i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	n-C <sub>5</sub> H <sub>13</sub>	n-C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	C <sub>7</sub> H <sub>16+</sub>
H <sub>0</sub>	Entalpía de referencia (kJ/kmol)	-74918	-84797	-104003	-134764	-126377	-179604	-173143	-198667	-223898
S <sub>0</sub>	Entropía de referencia (kJ/kmol)	183	195	162	161	127	37	75	73	99
H	Entalpía de proceso (kJ/kmol)	-74628	-84368	-103393	-133967	-125575	-153878	-153878	-197154	-222175
S	Entropía de proceso (kJ/kmol)	185	197	164	163	130	123	123	78	105
ΔH <sup>o</sup>	Entalpía estándar de reacción (kJ/kmol)	-802600	-1428600	-2043100	-2657300	-2657300	-3244900	-3244900	-3855100	-4464700
ΔG <sup>o</sup>	Energía libre de Gibbs de reacción (kJ/kmol)	-858136	-1496912	-2123660	-2749700	-2749700	-3349089	-3349089	-3971003	-4592302
θ	Factor de carnot	0,027	0,027	0,027	0,027	0,027	0,027	0,027	0,027	0,027
Exq <sup>o</sup>	Exergía química estándar (kJ/kmol)	831600	1495800	2154000	2805800	2805800	3463300	3463300	4118500	4761700
W1	Cambio de exergía física (kJ/kmol)	37	39	41	43	43	470	-4724	20	23
W4	Trabajo de cambio de presión y temperatura (kJ/kmol)	-28	-40	-53	-66	-66	-79	-79	-92	-105
W5	Trabajo de cambio isotérmico (kJ/kmol)	-18376	-27587	-36799	-46010	-46010	-55221	-55221	-64432	-73643
(q <sub>2a</sub> +q <sub>3a</sub> )θ	Exergía de calor (kJ/kmol)	660	375	75	-235	-235	-547	-547	-861	-1176
Exqc	Exergía química corregida (kJ/kmol)	813894	1468586	2117264	2759532	2759532	3407922	3402729	4053135	4686800

Tabla 7.7. Exergía química corregida con términos, para hidrocarburos



## 7.8 Resultados

### 7.8.1 Balance de energía

El balance de energía de los equipos se muestra en la Tabla 7.8. En el puede verse que los balances cierran porque el calor de entrada menos el de salida es igual a cero, lo cual se ve en la última columna de la tabla. Los valores de energía de cada corriente no son necesariamente el valor de calor de éstas porque la correlación del simulador para obtener los valores de entalpia es diferente a los valores reales que pueden verse en la Figura 6.5. Lo que interesa en este caso es que cierre el balance para demostrar que no hay generación de energía.

Bloque	Equipo	Calor de entrada, $Q_e$ (kJ/h)	Calor de salida, $Q_s$ (kJ/h)	$\Delta Q$ (kJ/h)
1	FA-1	698046501	698046501	0
2	FA-2	707085776	707085776	0
3	FA-3A	15357368	15357368	0
4	FA-3B	14530814	14530814	0
5	FA-4	740538878	740538878	0
6	FA-5	206884223	206884223	0
7	FA-6	146263505	146263505	0
8	DA-1/EA-2	1403341930	1403341930	0
9	EA-1	1030913204	1030913204	0
10	EA-3	1268781707	1268781707	0
11	EA-4	2353951793	2353951793	0
12	EA-5	1291456250	1291456250	0
13	EA-6	1587180082	1587180082	0
14	EA-7	1320840073	1320840073	0
15	EA-8	910249265	910249265	0
16	EA-9	341849464	341849464	0
17	GB/GC-1	1231701156	1231701156	0
18	GB-2	281851939	281851939	0
19	GA-1	133008660	133008660	0
20	GA-2	145942361	145942361	0
21	GA-3	13723990	13723990	0
22	VA-1	0	0	0
23	VA-2	15357368	15357368	0
24	VA-3	14530814	14530814	0
25	VA-4	826553	826553	0
26	VA-5	206884223	206884223	0
27	VA-6	33778545	33778545	0
28	VA-7	13723990	13723990	0
29	VA-8	0	0	0
30	MX-1	15357368	15357368	0
31	MX-2	1619440	1619440	0
32	MX-3	596909563	596909563	0
33	MX-4	146263505	146263505	0
34	MX-5	1619440	1619440	0

Tabla 7.8. Balance de energía

### 7.8.2 Balance de exergia

En la Tabla 7.9 se muestran los términos que intervienen en el balance de exergia, como son la exergia total de entrada,  $Ex_{tte}$ , exergia total de salida,  $Ex_{tts}$ , exergia neta suministrada,  $Ex_{nts}$  y exergia neta producida,  $Ex_{ntp}$ . El resultado de dicho balance son las Irreversibilidades ( $Irr$ ), éste valor es el mismo para

Bloque	$Ex_{tte}$ (kJ/h)	$Ex_{tts}$ (kJ/h)	$Ex_{nts}$ (kJ/h)	$Ex_{ntp}$ (kJ/h)	$Irr$ [ $Ex_{tte}-Ex_{tts}$ ] (kJ/h)	$Irr$ [ $Ex_{nts}-Ex_{ntp}$ ] (kJ/h)
1	8974819973	8973980876	839097	0	839097	839097
2	8975379291	8974821303	1028662	470674	557988	557988
3	282494589	282492186	33227	30824	2403	2403
4	271789933	271781042	41863	32972	8891	8891
5	8702074563	8701807669	3244156	2977262	266894	266894
6	2887914284	2887894161	850028	829905	20123	20123
7	2567865539	2567720373	145166	0	145166	145166
8	17304964928	17299452834	8261606	2749512	5512093	5512093
9	8979764706	8978854992	963257	53543	909714	909714
10	15066305643	15065503771	1106534	304662	801872	801872
11	36947814330	36947269639	1592314	1047622	544691	544691
12	15069452468	15068723401	1794540	1065473	729067	729067
13	23308358653	23307973124	2500283	2114754	385529	385529
14	15078516189	15076688193	5883494	4055498	1827996	1827996
15	11223563027	11223239956	1501660	1178589	323071	323071
16	6562052148	6561890053	180814	18719	162095	162095
17	14787267377	14784762791	7189286	4684701	2504586	2504586
18	3189852357	3189005790	3406785	2560218	846567	846567
19	2307339421	2307306666	116475	83720	32755	32755
20	2568041516	2567951601	321143	231228	89915	89915
21	260736062	260732140	13939	10017	3921	3921
22	0	0	0	0	0	0
23	282513339	282494590	18749	0	18749	18749
24	271791453	271789933	1520	0	1520	1520
25	10700733	10693649	7084	0	7084	7084
26	2888521168	2887914284	606884	0	606884	606884
27	365227108	365151935	75173	0	75173	75173
28	260732140	260731170	970	0	970	970
29	0	0	0	0	0	0
30	282494590	282494589	0	0	0	0
31	21752567	21752139	430	2	428	428
32	6382002533	6381675713	326820	0	326820	326820
33	2568056555	2567865539	211471	20455	191016	191016
34	21752139	21748064	4075	0	4075	4075
<b>TOTAL</b>	<b>56103357561</b>	<b>56085610408</b>	<b>24676084</b>	<b>6928931</b>	<b>17747153</b>	<b>17747153</b>

Tabla 7.9. Balance de exergia e Irreversibilidades

el balance de exergia tomando en cuenta la Ecuación 2.19 y 2.28, como ya se ha mencionado. Esto se puede comprobar en las últimas dos columnas, donde las *Irr* son el mismo valor.

Los resultados de las Irreversibilidades se muestran en la Figura 7.12, donde los datos están convertidos en kW. Esquemáticamente puede verse el valor de cada bloque. Las Irreversibilidades totales del sistema son 17,747,153 kJ/h.

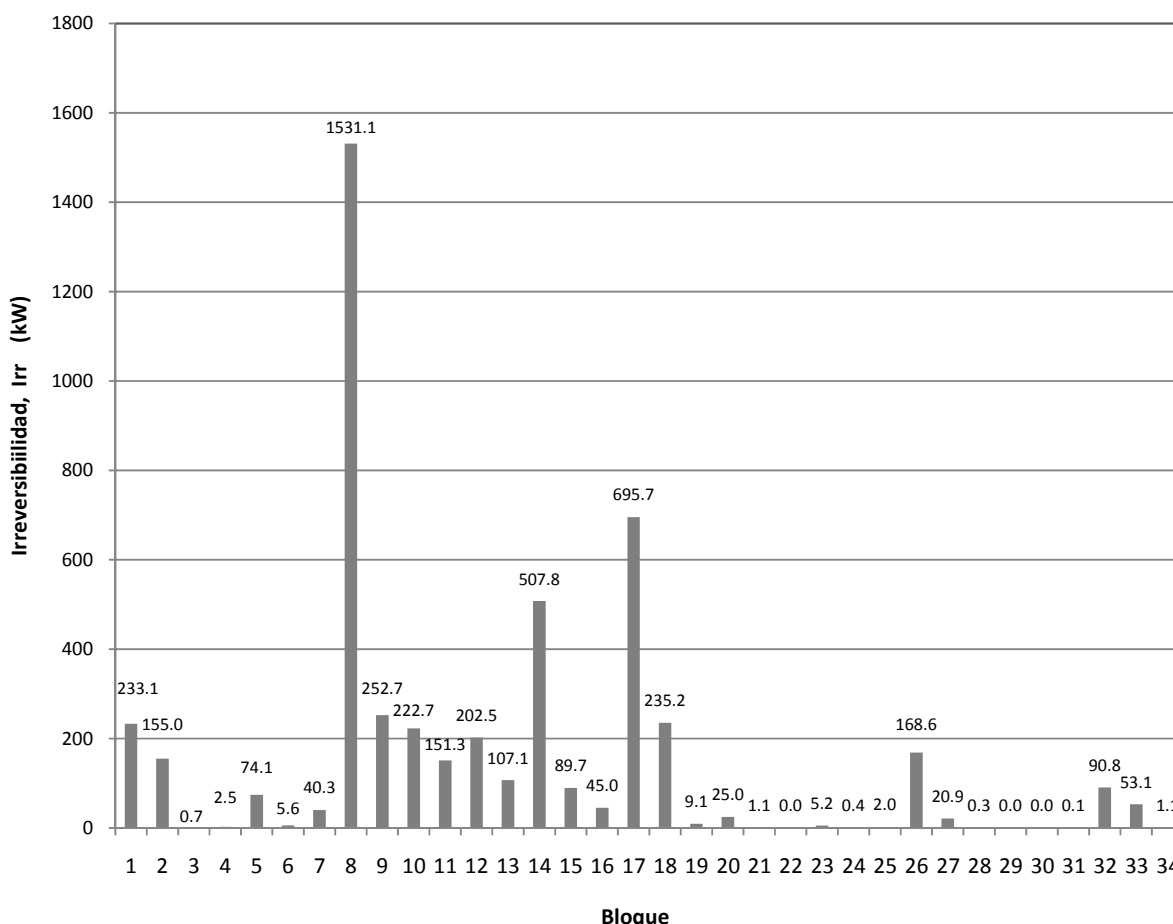


Figura 7.12. Irreversibilidades de bloques

### 7.8.3 Índices de optimización exérgica

Los índices de optimización exérgica son eficiencia ( $\eta$ ), efectividad ( $\epsilon$ ) y potencial de mejoramiento (*Pot*), los cuales se muestran en la Tabla 7.10. Además se indica cual es la exergia útil ( $Ex_{uts}$ ), la cual corresponde a la exergia de salida para los bloques que no tienen corrientes *Efl*.

Se indican las eficiencias de los bloques pero en realidad ellas no demuestran que tan bien se aprovecha la energía, para lo cual se debe considerar la efectividad. Los datos de efectividad se muestran en la Figura 7.13 y los del potencial de mejoramiento en la Figura 7.14. Para estos último en la columna de la tabla se tiene en unidades de kJ/h y en la gráfica en kW, siendo representativa cada barra de la gráfica al valor de éstos.

La efectividad del proceso criogénico global es 28.08% y el potencial de mejoramiento 12,763,834.20 kJ/h. La exergia útil es 56,085,610,408 kJ/h. Estos datos serán analizados en el siguiente capítulo.

Bloque	Equipo	Exuts (kJ/h)	$\eta$ (%)	$\varepsilon$ (%)	Pot (kJ/h)
1	FA-1	8973980876	99.990651%	0.00	839096.79
2	FA-2	8974821303	99.993783%	45.76	302674.85
3	FA-3A	282492186	99.999149%	92.77	173.84
4	FA-3B	271781042	99.996729%	78.76	1888.43
5	FA-4	8701807669	99.996933%	91.77	21957.09
6	FA-5	2887894161	99.999303%	97.63	476.37
7	FA-6	2567720373	99.994347%	0.00	145166.08
8	DA-1/EA-2	17299452834	99.968147%	33.28	3677635.27
9	EA-1	8978854992	99.989869%	5.56	859146.94
10	EA-3	15065503771	99.994678%	27.53	581092.37
11	EA-4	36947269639	99.998526%	65.79	186325.45
12	EA-5	15068723401	99.995162%	59.37	296197.80
13	EA-6	23307973124	99.998346%	84.58	59446.20
14	EA-7	15076688193	99.987877%	68.93	567956.47
15	EA-8	11223239956	99.997121%	78.49	69506.31
16	EA-9	6561890053	99.997530%	10.35	145314.22
17	GB/GC-1	14784762791	99.983063%	65.16	872541.46
18	GB-2	3189005790	99.973461%	75.15	210367.21
19	GA-1	2307306666	99.998580%	71.88	9211.21
20	GA-2	2567951601	99.996499%	72.00	25174.55
21	GA-3	260732140	99.998496%	71.87	1103.05
22	VA-1	0	0.000000%	0.00	0.00
23	VA-2	282494590	99.993363%	0.00	18749.39
24	VA-3	271789933	99.999441%	0.00	1520.33
25	VA-4	10693649	99.933799%	0.00	7083.95
26	VA-5	2887914284	99.978990%	0.00	606884.04
27	VA-6	365151935	99.979417%	0.00	75172.96
28	VA-7	260731170	99.999628%	0.00	970.06
29	VA-8	0	0.000000%	0.00	0.00
30	MX-1	282494589	99.999900%	0.00	0.31
31	MX-2	21752139	99.998031%	0.47	426.32
32	MX-3	6381675713	99.994879%	0.00	326820.12
33	MX-4	2567865539	99.992562%	9.67	172539.56
34	MX-5	21748064	99.981267%	0.00	4074.74
<b>TOTAL</b>		<b>56085610408</b>	<b>99.968367%</b>	<b>28.08</b>	<b>12763834.20</b>

Tabla 7.10.. Efectividad de los bloques

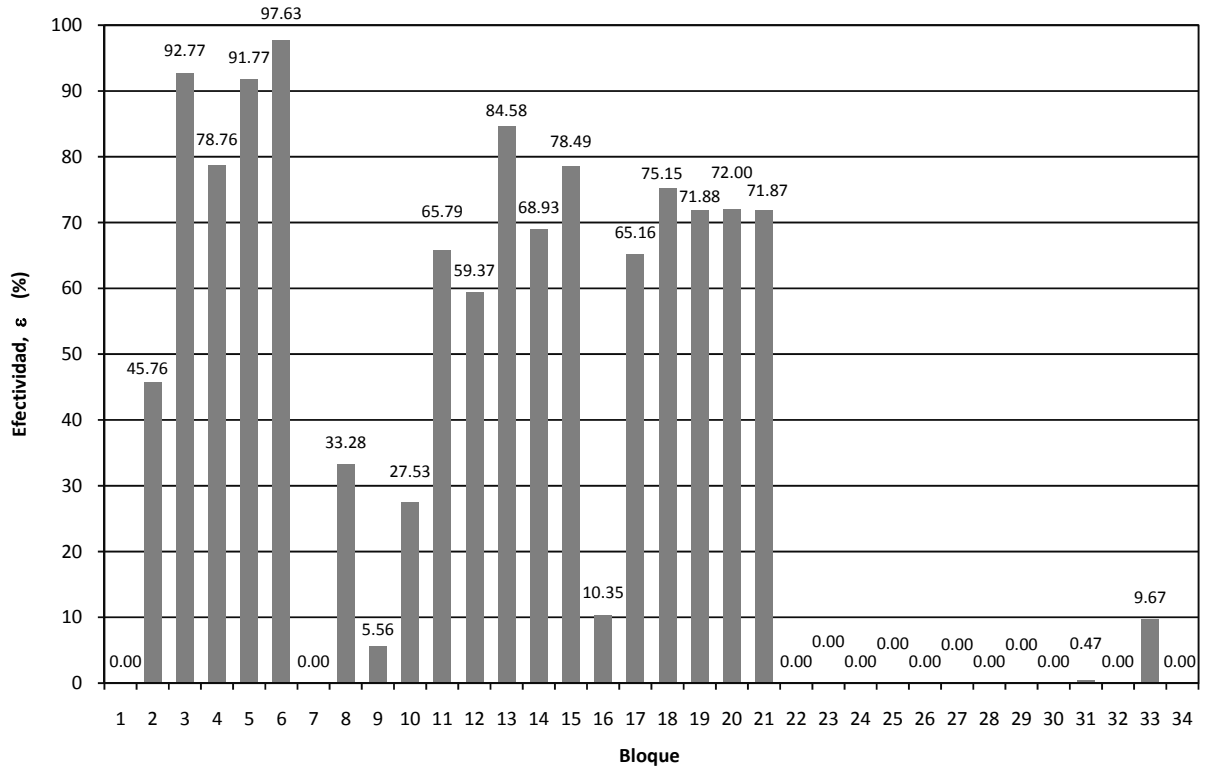


Figura 7.13. Efectividad de bloques

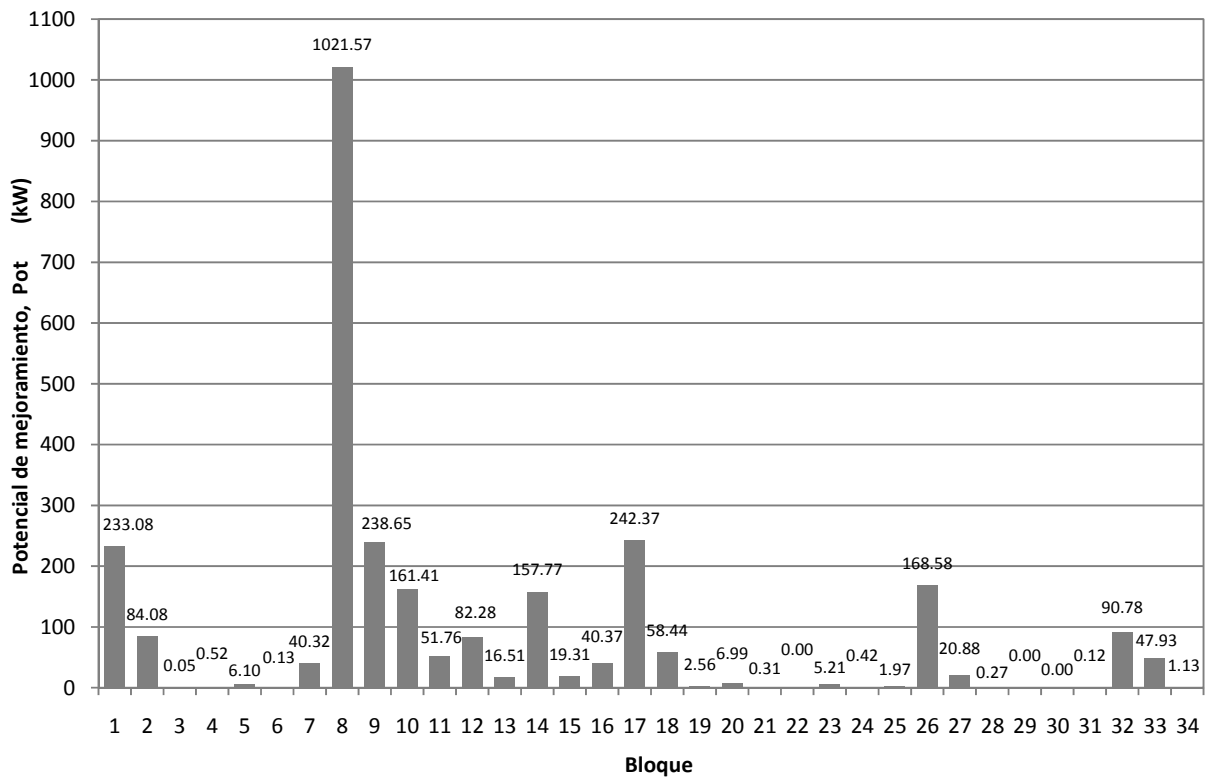


Figura 7.14. Potencial de mejoramiento de bloques

7.8.4 Datos de simulación del proceso

COMPUESTO	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
$x_1$	0.0062	0.0062	0.0062	0.0062	0.0062	0.0063	0.0005	0.0005	0.0004	0.0004
$x_4$	0.7945	0.7945	0.7945	0.7945	0.7945	0.8019	0.1715	0.1715	0.1522	0.1522
$x_5$	0.0025	0.0025	0.0025	0.0025	0.0025	0.0025	0.0012	0.0012	0.0010	0.0010
$x_6$	0.1065	0.1065	0.1065	0.1065	0.1065	0.1066	0.1015	0.1015	0.0816	0.0816
$x_7$	0.0551	0.0551	0.0551	0.0551	0.0551	0.0539	0.1541	0.1541	0.1176	0.1176
$x_8$	0.0084	0.0084	0.0084	0.0084	0.0084	0.0079	0.0494	0.0494	0.0373	0.0373
$x_9$	0.0136	0.0136	0.0136	0.0136	0.0136	0.0125	0.1060	0.1060	0.0801	0.0801
$x_{10}$	0.0032	0.0032	0.0032	0.0032	0.0032	0.0027	0.0489	0.0489	0.0391	0.0391
$x_{11}$	0.0037	0.0037	0.0037	0.0037	0.0037	0.0029	0.0693	0.0693	0.0570	0.0570
$x_{12}$	0.0029	0.0029	0.0029	0.0029	0.0029	0.0017	0.1064	0.1064	0.1126	0.1126
$x_{13}$	0.0034	0.0034	0.0034	0.0034	0.0034	0.0034	0.1913	0.1913	0.3210	0.3210
$x_{14}$	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
$\sum x_i$	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
<b>PROPIEDADES A CONDICIONES DE PROCESO</b>										
m	181717	181717	181717	181717	181717	175750	5967	5967	0	0
M	21.0	21.0	21.0	21.0	21.0	20.6	58.6	58.6	65.8	65.8
P	3893	3728	4686	4486	3986	3861	3861	2514	3824	3824
T	38	37	56	51	21	20	20	17	37	37
H	-3841	-3841	-3808	-3818	-3891	-3936	-2574	-2574	-2448	-2448
S	7.504	7.519	7.544	7.527	7.331	7.529	1.827	1.837	1.758	1.758
Q	-698046501	-698046501	-691932180	-693863072	-707085776	-691728409	-15357368	-15357368	0	0
<b>PROPIEDADES A CONDICIONES AMBIENTE</b>										
$H_0$	-3801	-3801	-3801	-3801	-3801	-3856	-2339	-2339	-2330	-2330
$S_0$	9.032	9.032	9.032	9.032	9.032	9.220	2.808	2.808	2.287	2.287
<b>VALORES DE EXERGIA</b>										
$Ex_q$	8897095260	8897095260	8897095260	8897095260	8897095260	8615444342	282121593	282121593	0	0
$Ex_f$	77724712	76885616	81570316	80607059	78284031	76863622	391746	372997	0	0
$Ex_s$	8974819973	8973980876	8978665576	8977702320	8975379291	8692307964	282513339	282494590	0	0

Tabla 7.11. Datos de operación de corrientes 1-10

COMPUESTO	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
$x_i$	0.0005	0.0001	0.0001	0.0033	0.0012	0.0000	0.0000	0.0033	0.0023	0.0063
$x_i$	0.1715	0.1072	0.1072	0.7576	0.6408	0.0468	0.0468	0.7576	0.7015	0.8019
$x_i$	0.0012	0.0010	0.0010	0.0029	0.0036	0.0007	0.0007	0.0029	0.0033	0.0025
$x_i$	0.1015	0.0977	0.0977	0.1354	0.2004	0.0861	0.0861	0.1354	0.1667	0.1066
$x_i$	0.1541	0.1636	0.1636	0.0680	0.1066	0.1700	0.1700	0.0680	0.0865	0.0539
$x_i$	0.0494	0.0538	0.0538	0.0095	0.0143	0.0583	0.0583	0.0095	0.0118	0.0079
$x_i$	0.1060	0.1160	0.1160	0.0146	0.0217	0.1267	0.1267	0.0146	0.0180	0.0125
$x_i$	0.0489	0.0539	0.0539	0.0029	0.0040	0.0596	0.0596	0.0029	0.0034	0.0027
$x_i$	0.0693	0.0766	0.0766	0.0031	0.0042	0.0847	0.0847	0.0031	0.0036	0.0029
$x_i$	0.1064	0.1179	0.1179	0.0016	0.0020	0.1310	0.1310	0.0016	0.0018	0.0017
$x_i$	0.1913	0.2122	0.2122	0.0010	0.0011	0.2361	0.2361	0.0010	0.0011	0.0012
$x_i$	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
$\sum x_i$	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
<b>PROPIEDADES A CONDICIONES DE PROCESO</b>										
m	5967	5751	5751	217	225	5525	5525	217	442	175750
M	58.6	62.6	62.6	21.5	24.2	67.0	67.0	21.5	22.8	20.6
P	2514	2450	1239	2500	1204	1204	2377	1204	1204	3833
T	17	17	12	17	12	12	13	8	10	8
H	-2574	-2527	-2527	-3813	-3517	-2486	-2484	-3813	-3662	-3973
S	1.837	1.627	1.639	7.417	6.903	1.424	1.427	7.677	7.285	7.402
Q	-15357368	-14530814	-14530814	-826553	-792886	-13737928	-13723990	-826553	-1619440	-698264259
<b>PROPIEDADES A CONDICIONES AMBIENTE</b>										
$H_0$	-2339	-2301	-2301	-3745	-3458	-2269	-2269	-3745	-3599	-3856
$S_0$	2.808	2.520	2.530	8.700	7.939	2.233	2.233	8.853	8.390	9.220
<b>VALORES DE EXERGIA</b>										
$Ex_q$	282121593	271522038	271522038	10630379	11000712	260554298	260554298	10630379	21630661	8615444342
$Ex_f$	372996	269416	267895	70354	58206	167825	177843	63270	121478	77168285
$Ex_s$	282494589	271791453	271789933	10700733	11058919	260722123	260732140	10693649	21752139	8692612626

Tabla 7.11. Datos de operación de corrientes 11-20

COMPUESTO		21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
$x_i$	N <sub>2</sub>	0.0072	0.0072	0.0063	0.0000	0.0000	0.0063	0.0072	0.0063	0.0000	0.0000
$x_i$	CH <sub>4</sub>	0.9224	0.9224	0.8019	0.0000	0.0000	0.8019	0.9224	0.8019	0.0000	0.0000
$x_i$	CO <sub>2</sub>	0.0029	0.0029	0.0025	0.0000	0.0000	0.0025	0.0029	0.0025	0.0000	0.0000
$x_i$	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0.0639	0.0639	0.1066	0.0000	0.0000	0.1066	0.0639	0.1066	0.0000	0.0000
$x_i$	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0.0035	0.0035	0.0539	1.0000	1.0000	0.0539	0.0035	0.0539	1.0000	1.0000
$x_i$	i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.0001	0.0001	0.0079	0.0000	0.0000	0.0079	0.0001	0.0079	0.0000	0.0000
$x_i$	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.0000	0.0000	0.0125	0.0000	0.0000	0.0125	0.0000	0.0125	0.0000	0.0000
$x_i$	i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.0000	0.0000	0.0027	0.0000	0.0000	0.0027	0.0000	0.0027	0.0000	0.0000
$x_i$	n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.0000	0.0000	0.0029	0.0000	0.0000	0.0029	0.0000	0.0029	0.0000	0.0000
$x_i$	n-C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0.0000	0.0000	0.0017	0.0000	0.0000	0.0017	0.0000	0.0017	0.0000	0.0000
$x_i$	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0.0000	0.0000	0.0012	0.0000	0.0000	0.0012	0.0000	0.0012	0.0000	0.0000
$x_i$	H <sub>2</sub> O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
$\sum x_i$	Total	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
<b>PROPIEDADES A CONDICIONES DE PROCESO</b>											
m	Flujo másico (kg/h)	127761	127761	175750	586763	586763	175750	127761	175750	303393	303393
M	Masa molar	17.2	17.2	20.6	44.1	44.1	20.6	17.2	20.6	44.1	44.1
P	Presión (kPa)	1563	1535	3806	689	655	3778	1591	3751	689	662
T	Temperatura (°C)	-11	12	-8	-13	-7	-18	-34	-32	-37	-23
H	Entalpía másica (kJ/kg)	-4517	-4465	-4027	-2822	-2806	-4065	-4569	-4119	-2877	-2845
S	Entropía másica (kJ/kg°C)	9.189	9.385	7.206	1.697	1.759	7.063	8.973	6.846	1.475	1.604
Q	Flujo de calor (kJ/h)	-577053298	-570517448	-707759764	-1655687534	-1646192029	-714402952	-583696486	-723930510	-872777130	-863249572
<b>PROPIEDADES A CONDICIONES AMBIENTE</b>											
H <sub>0</sub>	Entalpía másica (kJ/kg)	-4401	-4401	-3856	-2345	-2345	-3856	-4401	-3856	-2345	-2345
S <sub>0</sub>	Entropía másica (kJ/kg°C)	10.904	10.904	9.220	3.714	3.714	9.220	10.904	9.220	3.714	3.714
<b>VALORES DE EXERGIA</b>											
Ex <sub>q</sub>	Exergía química (kJ/h)	6321665485	6321665485	8615444342	2817729908	2817729908	8615444342	6321665485	8615444342	14567064985	14567064985
Ex <sub>f</sub>	Exergía física (kJ/h)	52332194	5125659	78215907	82471796	80879482	79281380	54126734	81396134	46567947	44067664
Ex <sub>s</sub>	Exergía sustancial (kJ/h)	6373997679	6372891145	8693660249	28255201704	28253609390	8694725722	6375792219	8696840476	14613632931	14611132648

Tabla 7.11. Datos de operación de corrientes 21-30



	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40
<b>COMPUESTO</b>										
$x_i$	0.0063	0.0072	0.0063	0.0002	0.0002	0.0078	0.0009	0.0009	0.0036	0.0036
$x_i$	0.8019	0.9224	0.8019	0.2754	0.2754	0.9114	0.4187	0.4187	0.9218	0.9218
$x_i$	0.0025	0.0029	0.0025	0.0036	0.0036	0.0023	0.0033	0.0033	0.0025	0.0025
$x_i$	0.1066	0.0639	0.1066	0.3026	0.3026	0.0657	0.2498	0.2498	0.0641	0.0641
$x_i$	0.0539	0.0035	0.0539	0.2582	0.2582	0.0115	0.2026	0.2026	0.0074	0.0074
$x_i$	0.0079	0.0001	0.0079	0.0427	0.0427	0.0007	0.0333	0.0333	0.0003	0.0003
$x_i$	0.0125	0.0000	0.0125	0.0692	0.0692	0.0007	0.0539	0.0539	0.0003	0.0003
$x_i$	0.0027	0.0000	0.0027	0.0151	0.0151	0.0001	0.0118	0.0118	0.0000	0.0000
$x_i$	0.0029	0.0000	0.0029	0.0167	0.0167	0.0000	0.0130	0.0130	0.0000	0.0000
$x_i$	0.0017	0.0000	0.0017	0.0096	0.0096	0.0000	0.0075	0.0075	0.0000	0.0000
$x_i$	0.0012	0.0000	0.0012	0.0067	0.0067	0.0000	0.0052	0.0052	0.0000	0.0000
$x_i$	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
$\sum x_i$	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
<b>PROPIEDADES A CONDICIONES DE PROCESO</b>										
m	175750	127761	175750	52214	52214	116269	59481	59481	7266	7266
M	20.6	17.2	20.6	35.4	35.4	17.5	31.4	31.4	17.3	17.3
P	3723	1618	3696	1756	1722	3620	3620	1791	1756	1618
T	-49	-80	-53	-69	-51	-53	-53	-69	-69	-71
H	-4194	-4672	-4214	-3315	-3250	-4590	-3478	-3478	-4649	-4649
S	6.525	8.485	6.440	2.520	2.826	8.097	3.218	3.251	8.517	8.551
Q	-737143587	-596909563	-740538878	-173105678	-169710387	-533654655	-206884223	-206884223	-33778545	-33778545
<b>PROPIEDADES A CONDICIONES AMBIENTE</b>										
$H_0$	-3856	-4401	-3856	-2720	-2720	-4332	-2925	-2925	-4398	-4398
$S_0$	9.220	10.904	9.220	5.382	5.382	10.734	6.096	6.096	10.858	10.858
<b>VALORES DE EXERGIA</b>										
$Ex_q$	8615444342	6321665485	8615444342	2507995599	2507995599	5749418956	2869002648	2869002648	361836954	361836954
$Ex_f$	85451632	60010227	86630221	14671454	13169794	63867545	19518521	18911637	3390154	3314981
$Ex_s$	8700895974	6381675713	8702074563	2522667053	2521165393	5813286501	2888521168	2887914284	365227108	365151935

Tabla 7.11. Datos de operación de corrientes 31-40

	41	42	43	44	45	46	47	48	49	50
<b>COMPUESTO</b>										
$x_1$	0.0078	0.0074	0.0000	0.0000	0.0072	0.0072	0.0072	0.0000	0.0000	0.0000
$x_2$	0.9114	0.9224	0.0000	0.0468	0.9224	0.9224	0.9224	0.0000	0.0000	0.0000
$x_3$	0.0023	0.0029	0.0000	0.0007	0.0029	0.0029	0.0029	0.0000	0.0000	0.0000
$x_4$	0.0657	0.0639	0.3905	0.0861	0.0639	0.0639	0.0639	0.3905	0.3905	0.0000
$x_5$	0.0115	0.0033	0.3897	0.1700	0.0035	0.0035	0.0035	0.3897	0.3897	1.0000
$x_6$	0.0007	0.0001	0.0601	0.0583	0.0001	0.0001	0.0001	0.0601	0.0601	0.0000
$x_7$	0.0007	0.0000	0.0954	0.1267	0.0000	0.0000	0.0000	0.0954	0.0954	0.0000
$x_8$	0.0001	0.0000	0.0203	0.0596	0.0000	0.0000	0.0000	0.0203	0.0203	0.0000
$x_9$	0.0000	0.0000	0.0223	0.0847	0.0000	0.0000	0.0000	0.0223	0.0223	0.0000
$x_{10}$	0.0000	0.0000	0.0127	0.1310	0.0000	0.0000	0.0000	0.0127	0.0127	0.0000
$x_{11}$	0.0000	0.0000	0.0089	0.2361	0.0000	0.0000	0.0000	0.0089	0.0089	0.0000
$x_{12}$	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
$\sum x_i$	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
<b>PROPIEDADES A CONDICIONES DE PROCESO</b>										
m	116269	120495	47989	5525	63881	63881	63881	47989	47989	88420
M	17.5	17.2	43.0	67.0	17.2	17.2	17.2	43.0	43.0	44.1
P	1646	1653	1791	2273	1535	2060	1535	2673	2646	689
T	-84	-80	25	13	12	38	12	26	29	32
H	-4642	-4673	-2774	-2484	-4465	-4412	-4465	-2772	-2761.884556	-2362
S	8.127	8.472	2.609	1.427	9.385	9.428	9.385	2.611	2.642	3.311
Q	-539768977	-563131018	-133125135	-13723990	-285258724	-281851939	-285258724	-133008660	-132539515	-208840804
<b>PROPIEDADES A CONDICIONES AMBIENTE</b>										
H <sub>0</sub>	-4332	-4401	-2404	-2269	-4401	-4401	-4401	-2404	-2404	-2345
S <sub>0</sub>	10.734	10.907	4.288	2.233	10.904	10.904	10.904	4.288	4.288	3.714
<b>VALORES DE EXERGIA</b>										
Ex <sub>q</sub>	5749418956	5959832392	2300331676	260554298	3160832743	3160832743	3160832743	2300331676	2300331676	4245369341
Ex <sub>f</sub>	56678258	57018206	6891270	176873	25612830	28173047	25612830	6974990	6993709	9376141
Ex <sub>s</sub>	5806097215	6016850598	2307222946	260731170	3186445572	3189005790	3186445572	2307306666	2307306666	4254745482

Tabla 7.11. Datos de operación de corrientes 41-50

	51	52	53	54	55	56	57	58	59
<b>COMPUESTO</b>									
$x_i$	N <sub>2</sub>	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0023	0.0000	0.0000
$x_i$	CH <sub>4</sub>	0.0000	0.0032	0.0234	0.0032	0.0032	0.7015	0.0000	0.0000
$x_i$	CO <sub>2</sub>	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0002	0.0033	0.0000	0.0000
$x_i$	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0.0000	0.3696	0.6782	0.3696	0.6782	0.1667	0.0000	0.0000
$x_i$	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	1.0000	0.3745	0.2487	0.3745	0.2487	0.0865	0.0000	0.0000
$x_i$	i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.0000	0.0600	0.0193	0.0600	0.0193	0.0118	0.0000	0.0000
$x_i$	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.0000	0.0976	0.0238	0.0976	0.0238	0.0180	0.0000	0.0000
$x_i$	i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.0000	0.0230	0.0027	0.0230	0.0027	0.0034	0.0000	0.0000
$x_i$	n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.0000	0.0266	0.0025	0.0266	0.0025	0.0036	0.0000	0.0000
$x_i$	n-C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0.0000	0.0209	0.0008	0.0209	0.0008	0.0018	0.0000	0.0000
$x_i$	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0.0000	0.0245	0.0004	0.0245	0.0004	0.0011	0.0000	0.0000
$x_i$	H <sub>2</sub> O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	1.0000
$\sum x_i$	Total	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
<b>PROPIEDADES A CONDICIONES DE PROCESO</b>									
m	Flujo másico (kg/h)	88420	53514	0	53514	53514	442	21440	21440
M	Masa molar	44.1	44.7	34.7	44.7	44.7	22.8	18.0	18.0
P	Presión (kPa)	662	2273	2137	2137	4351	1103	1200	1000
T	Temperatura (°C)	29	28	28	28	31	9	32	53
H	Entalpía másica (kJ/kg)	-2367	-2733	-2691	-2733	-2727	-3662	-15810	-15720
S	Entropía másica (kJ/kg°C)	3.301	2.525	4.680	2.534	2.539	7.315	3.083	3.369
Q	Flujo de calor (kJ/h)	-209309948	-146263505	0	-146263505	-145942361	-1619440	-338981024	-337050132
<b>PROPIEDADES A CONDICIONES AMBIENTE</b>									
H <sub>0</sub>	Entalpía másica (kJ/kg)	-2345	-2371	-2629	-2371	-2371	-3599	-15808	-15808
S <sub>0</sub>	Entropía másica (kJ/kg°C)	3.714	4.148	5.564	4.148	4.148	8.390	3.095	3.095
<b>VALORES DE EXERGIA</b>									
Ex <sub>q</sub>	Exergía química (kJ/h)	4245369341	2560674502	0	2560674502	2560674502	21630661	1071117	1071117
Ex <sub>f</sub>	Exergía física (kJ/h)	9195327	7191037	0	7045871	7277100	117403	28013	81556
Ex <sub>s</sub>	Exergía sustancial (kJ/h)	4254564669	2567865539	0	2567720373	2567951601	21748064	1099130	1152673

Tabla 7.11. Datos de operación de corrientes 51-59

## 8. PLANEACIÓN Y EVALUACIÓN DEL PROYECTO DEL PROCESO CRIOGÉNICO

En el presente capítulo se presentan los documentos referentes a la planeación del proyecto IPC (Ingeniería, Procura, Construcción) del proceso criogénico. La información de esta etapa sirve para evaluar la inversión del proyecto del proceso criogénico. También se indica como evaluar el costo de equipos de los bloques del proceso criogénico, referentes al año 2011. Se presentan los costos operativos tales como los gastos de materia prima y de servicio que se requerirán en los 20 años que operará la planta criogénica. La información financiera servirá en el análisis exergoeconómico que se muestra en el siguiente capítulo.

### 8.1 Estructura desglosada de trabajo

En la Estructura Desglosada de Trabajo (WBS) del proyecto, Figura 8.1, se muestran las actividades de las diferentes disciplinas que intervienen en la realización del proyecto. El tipo de proyecto es Ingeniería-Procura-Construcción, donde se consideran todas las etapas de un proyecto de Ingeniería llave en mano. Un proyecto de esta naturaleza implica todas las actividades, desde su ingeniería básica hasta dejar operando la planta.

Las disciplinas que intervienen en la etapa de Ingeniería básica y de detalles son:

- General
- Uso eficiente de energía e Ing. Ambiental
- Arquitectura
- Ing. Civil Estructural
- Ing. Proceso
- Ing. Mecánica
- Ing. Eléctrica
- Ing. Tuberías y Flexibilidad
- Ing. Instrumentación y Control

Cada una de estas disciplinas está conformada por un paquete de trabajo, el cual a su vez tiene diversas actividades. Cada actividad consiste en realizar algún documento, tales como memorias de cálculo, planos, diagramas, etc.



Por medio de la nomenclatura propuesta en el esquema de la Figura 8.1 se proporciona un número único para cada documento. Existen actividades en común para cada disciplina pero no se trata del mismo plano o documento por lo que la información sintetizada en este documento es muy útil para relacionar todas las actividades de la etapa de Ingeniería básica y de detalle. De la misma manera que se realiza una WBS para Ingeniería debe hacerse para Procura y Construcción.

Una de las aportaciones a este documento es la disciplina “Uso eficiente de energía e Ing. Ambiental”, la cual contempla la integración del modelo de las 3 E. De esta manera se garantiza un proyecto que vaya en una dirección sustentable. Al menos en otros proyectos ésta disciplina no se contempla explícitamente pero es importante porque a partir de ella puede mejorarse el rendimiento del proceso criogénico.

La secuencia de actividades desde que se inicia el proyecto hasta su término se muestra en la Red Lógica, Figura 8.2. En este documento puede verse de manera esquemática como evoluciona el proyecto. No es una ruta crítica, sino que muestra las actividades más importantes de la WBS por lo que conserva la nomenclatura de ésta. La red lógica es importante porque a partir de ella y la WBS se plantean las diversas actividades que se muestran en el ANEXO 2A.

## 8.2 Curvas de avance programadas de Ingeniería

El programa de ingeniería del proyecto es un diagrama de Gantt que muestra el la fecha de inicio y término de participación cada disciplina, dentro del proyecto. La Figura 8.3 muestra el programa de la etapa Ingeniería Básica y la Figura 8.5 para Ingeniería de Detalle. En estos programas se muestra el porcentaje de participación de cada disciplina en el proyecto, correspondiente al total de Horas-Hombres (HH) requeridas respecto al total de HH de cada etapa (Ing. Básica y de Detalle). También se indica el porcentaje de participación por mes de cada disciplina, lo cual debe sumar 100% al término de cada etapa del proyecto, como se ve en la última columna de los programas presentados.

Las HH requeridas de cada disciplina se obtuvieron a partir de la Lista de actividades del ANEXO 2A, multiplicando las HH/documento por la cantidad de documentos a realizar. Cada actividad tiene una cantidad de HH/documento estimada, para aquellas actividades no conocidas, el tiempo esperado se obtuvo con la formula 4.19, Capítulo 4. Las HH Estimadas de cada disciplina es la misma que se muestra en la columna H-H de “Participación” de los programas de Ingeniería respectivos.

Las HH Acumuladas son las HH que mes con mes se van sumando, lo cual representa un Porcentaje de HH Acumuladas (% HH Acumuladas). Esta última información representa el Porcentaje de Avance acumulado de la Curva de Avance, tanto para Ingeniería Básica (Figura 8.4) como para Ingeniería de Detalle (Figura 8.6).

El Total de HH por cada mes tiene un porcentaje de cada disciplina. Con esta información puede conocerse cuantas personas participarán en el proyecto por mes y con el promedio de este número de personas se obtiene la cantidad de personas que participarán en cada etapa del proyecto. De esta manera se sabe el número de personas a contratar por cada disciplina y por todo el proyecto. La participación de disciplina por mes se puede ver en la sección “Participación de disciplinas por mes” de cada programa.

Para obtener el número de personas se dividió la cantidad de HH de cada disciplina por mes entre el número de HH de cada persona por cada mes, es decir 180 HH/persona por mes. El renglón “Total de participación” muestra la suma de HH de todas las personas por mes. El renglón “Personas por mes” muestra el número de personas que intervienen en cada disciplina, dicho número es producto del redondeo del número total de participación, siempre un número entero y mayor a la fracción. En la columna “Personas por disciplina” se muestra la cantidad de personas contempladas con un factor de riesgo, para lo cual se agrego una o dos personas más a cada disciplina. La suma del número de personas empleadas de cada etapa se muestra al final de la columna “Personas por disciplina”. Con esta información puede determinarse el número total de personas a contratar.

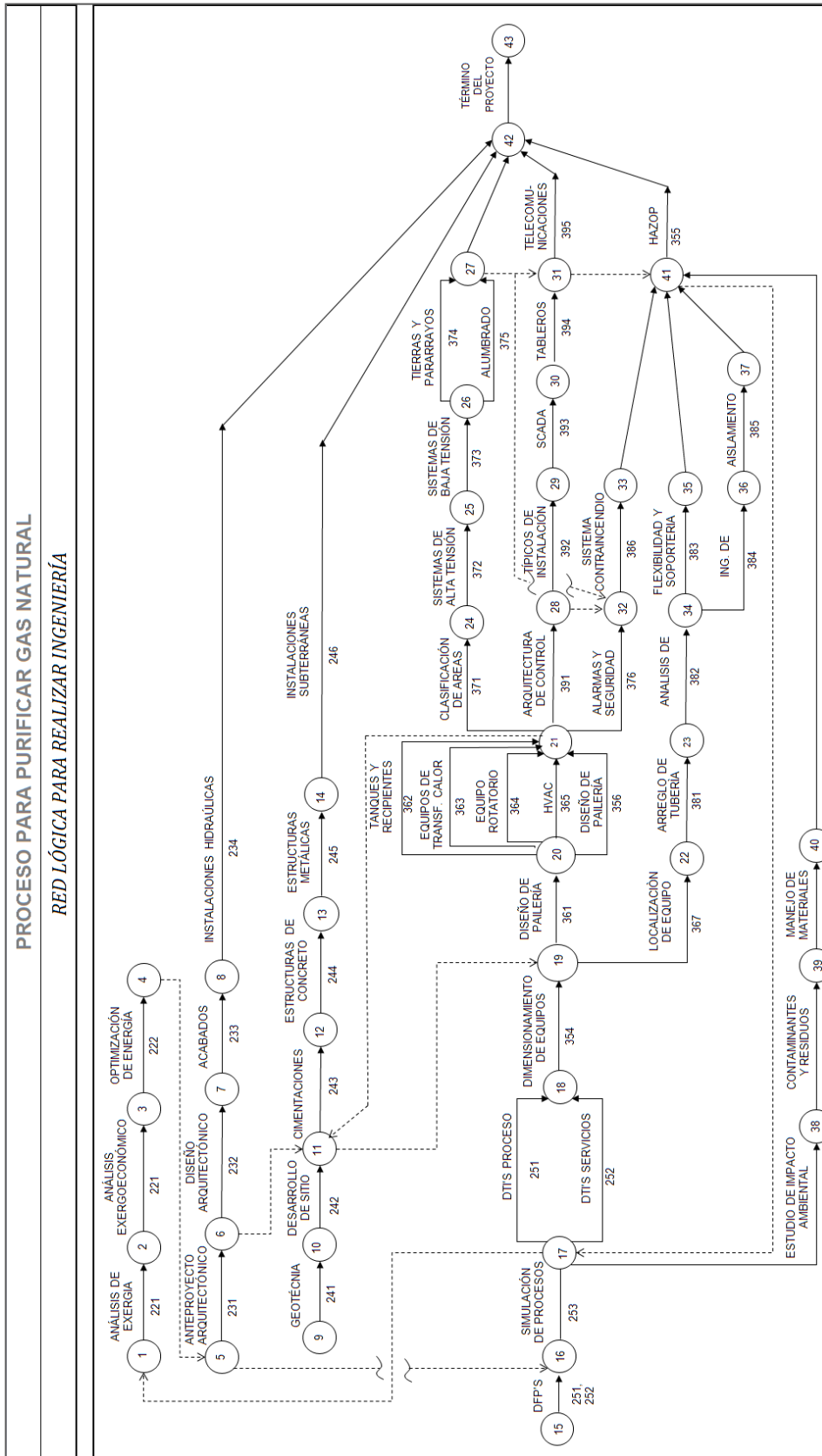


Figura 8.2. Red lógica de Ingeniería

DISCIPLINA	PARTICIPACIÓN		MES					TOTAL
	H-H	%	1	2	3	4	5	
USO EFICIENTE DE ENERGÍA E ING. AMBIENTAL	225	6.43	100%					100%
ARQUITECTURA	120	3.43	20%	80%				100%
ING. PROCESO	2115	60.43		27%	28%	25%	20%	100%
ING. MECÁNICA	880	25.14		25%	35%	35%	5%	100%
ING. ELÉCTRICA	112	3.20				50%	50%	100%
ING. TUBERÍAS Y FLEXIBILIDAD	48	1.37					100%	100%
<b>TOTAL (H-H)</b>	<b>3500</b>	<b>100</b>	<b>249</b>	<b>887.05</b>	<b>900.2</b>	<b>892.75</b>	<b>571</b>	
<b>H-H Acumuladas</b>			<b>249</b>	<b>1136.05</b>	<b>2036.25</b>	<b>2929</b>	<b>3500</b>	
<b>% H-H</b>			<b>7%</b>	<b>25%</b>	<b>26%</b>	<b>26%</b>	<b>16%</b>	
<b>% H-H Acumuladas</b>			<b>7%</b>	<b>32%</b>	<b>58%</b>	<b>84%</b>	<b>100%</b>	
PARTICIPACION DE DISCIPLINA POR MES								PERSONAS POR DISCIPLINA
USO EFICIENTE DE ENERGÍA E ING. AMBIENTAL			1.25	0.00	0.00	0.00	0.00	3
ARQUITECTURA			0.13	0.53	0.00	0.00	0.00	2
ING. PROCESO			0.00	3.17	3.29	2.94	2.35	5
ING. MECÁNICA			0.00	1.22	1.71	1.71	0.24	3
ING. ELÉCTRICA			0.00	0.00	0.00	0.31	0.31	2
ING. TUBERÍAS Y FLEXIBILIDAD			0.00	0.00	0.00	0.00	0.27	2
<b>TOTAL DE PARTICIPACIÓN</b>			<b>1.38</b>	<b>4.93</b>	<b>5.00</b>	<b>4.96</b>	<b>3.17</b>	
<b>PERSONAS POR MES</b>			<b>2</b>	<b>5</b>	<b>5</b>	<b>5</b>	<b>4</b>	<b>17</b>

Figura 8.3. Diagrama de Gantt de Ingeniería Básica

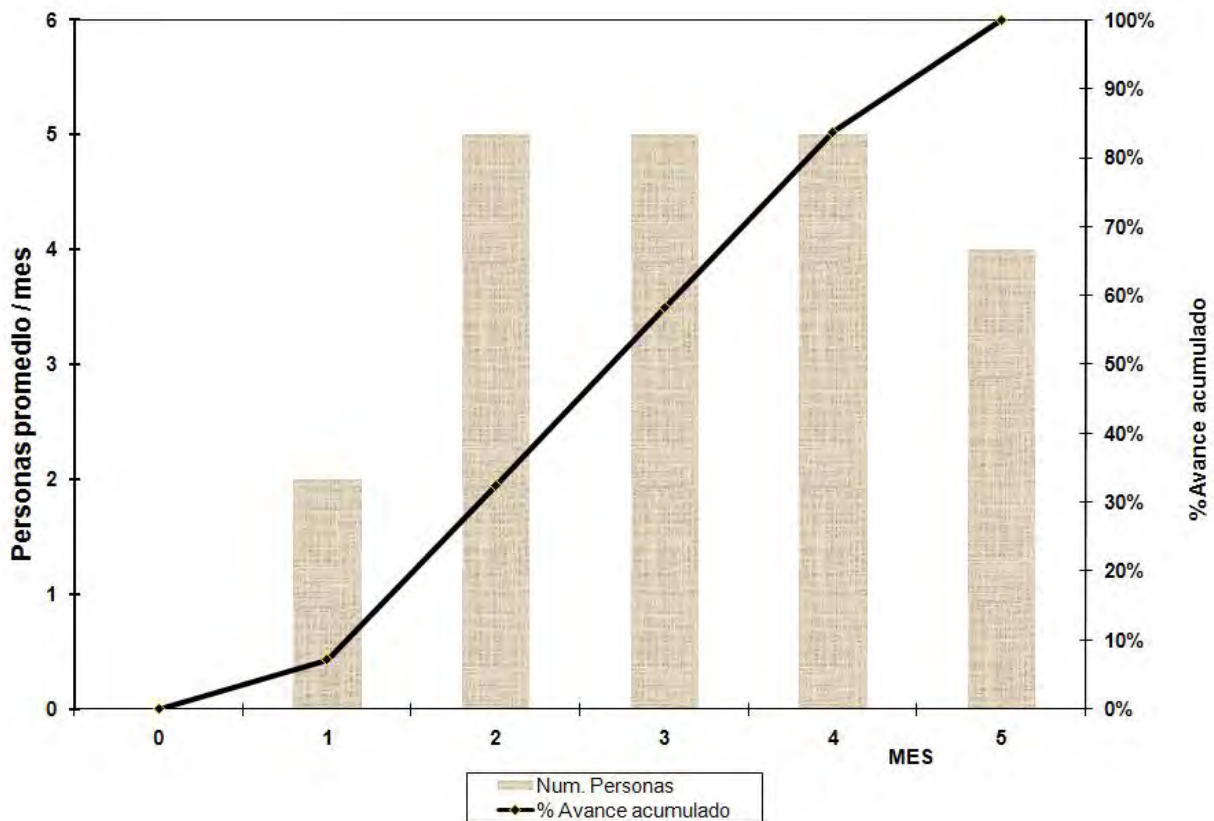


Figura 8.4. Curva de avance de Ingeniería Básica



DISCIPLINA	PARTICIPACIÓN		MES																TOTAL	
	H-H	%	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16		
USO EFICIENTE DE ENERGÍA E ING. AMBIENTAL	980	4.61	25%	25%	25%	15%	10%													100%
ARQUITECTURA	1042	4.90	20%	20%	25%	25%	10%													100%
ING. CIVIL-ESTRUCTURAL	5339	25.13		10%	10%	10%	15%	15%	15%	15%	10%									100%
ING. PROCESO	3325	15.65	12%	12%	15%	16%	16%	14%	15%											100%
ING. MECÁNICA	1928	9.07					8%	12%	15%	15%	15%	15%	10%	10%						100%
ING. ELÉCTRICA	2006	9.44						10%	15%	15%	15%	15%	10%	10%	10%					100%
ING. TUBERÍAS Y FLEXIBILIDAD	4933	23.22									10%	10%	12%	13%	15%	15%	15%	10%	100%	
ING. INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL	1696	7.98											15%	20%	25%	20%	20%		100%	
<b>TOTAL (H-H)</b>	<b>21249</b>	<b>100</b>	<b>852.4</b>	<b>1386.3</b>	<b>1538.2</b>	<b>1473.4</b>	<b>1689.3</b>	<b>1698.3</b>	<b>1889.7</b>	<b>1391</b>	<b>1617.3</b>	<b>1083.4</b>	<b>985.36</b>	<b>1289.1</b>	<b>1279.8</b>	<b>1164</b>	<b>1079.2</b>	<b>832.5</b>		
<b>H-H Acumuladas</b>			<b>852.4</b>	<b>2238.7</b>	<b>3776.9</b>	<b>5250.3</b>	<b>6939.5</b>	<b>8637.9</b>	<b>10528</b>	<b>11919</b>	<b>13536</b>	<b>14619</b>	<b>15605</b>	<b>16894</b>	<b>18173</b>	<b>19337</b>	<b>20417</b>	<b>21249</b>		
<b>% H-H</b>			<b>4%</b>	<b>7%</b>	<b>7%</b>	<b>7%</b>	<b>8%</b>	<b>8%</b>	<b>9%</b>	<b>7%</b>	<b>8%</b>	<b>5%</b>	<b>5%</b>	<b>6%</b>	<b>6%</b>	<b>5%</b>	<b>5%</b>	<b>4%</b>		
<b>% H-H Acumuladas</b>			<b>4%</b>	<b>11%</b>	<b>18%</b>	<b>25%</b>	<b>33%</b>	<b>41%</b>	<b>50%</b>	<b>56%</b>	<b>64%</b>	<b>69%</b>	<b>73%</b>	<b>80%</b>	<b>86%</b>	<b>91%</b>	<b>96%</b>	<b>100%</b>		
PARTICIPACION DE DISCIPLINA POR MES																			PERSONAS POR DISCIPLINA	
USO EFICIENTE DE ENERGÍA E ING. AMBIENTAL			1.36	1.36	1.36	0.82	0.54	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	3	
ARQUITECTURA			1.16	1.16	1.45	1.45	0.58	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	3	
ING. CIVIL-ESTRUCTURAL			0.00	2.97	2.97	2.97	4.45	4.45	4.45	4.45	2.97	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	6	
ING. PROCESO			2.22	2.22	2.77	2.96	2.96	2.59	2.77	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	6	
ING. MECÁNICA			0.00	0.00	0.00	0.00	0.86	1.29	1.61	1.61	1.61	1.61	1.07	1.07	0.00	0.00	0.00	0.00	4	
ING. ELÉCTRICA			0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.11	1.67	1.67	1.67	1.67	1.11	1.11	1.11	0.00	0.00	0.00	3	
ING. TUBERÍAS Y FLEXIBILIDAD			0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	2.74	2.74	3.29	3.56	4.11	4.11	4.11	2.74	7	
ING. INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL			0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.41	1.88	2.36	1.88	1.88	4	
<b>TOTAL DE</b>			<b>4.74</b>	<b>7.70</b>	<b>8.55</b>	<b>8.19</b>	<b>9.38</b>	<b>9.44</b>	<b>10.50</b>	<b>7.73</b>	<b>8.99</b>	<b>6.02</b>	<b>5.47</b>	<b>7.16</b>	<b>7.11</b>	<b>6.47</b>	<b>6.00</b>	<b>4.63</b>		
<b>PERSONAS POR MES</b>			<b>5</b>	<b>8</b>	<b>9</b>	<b>9</b>	<b>10</b>	<b>10</b>	<b>11</b>	<b>8</b>	<b>9</b>	<b>7</b>	<b>6</b>	<b>7</b>	<b>7</b>	<b>7</b>	<b>6</b>	<b>5</b>	<b>36</b>	

Figura 8.5. Diagrama de Gantt de Ingeniería de Detalle

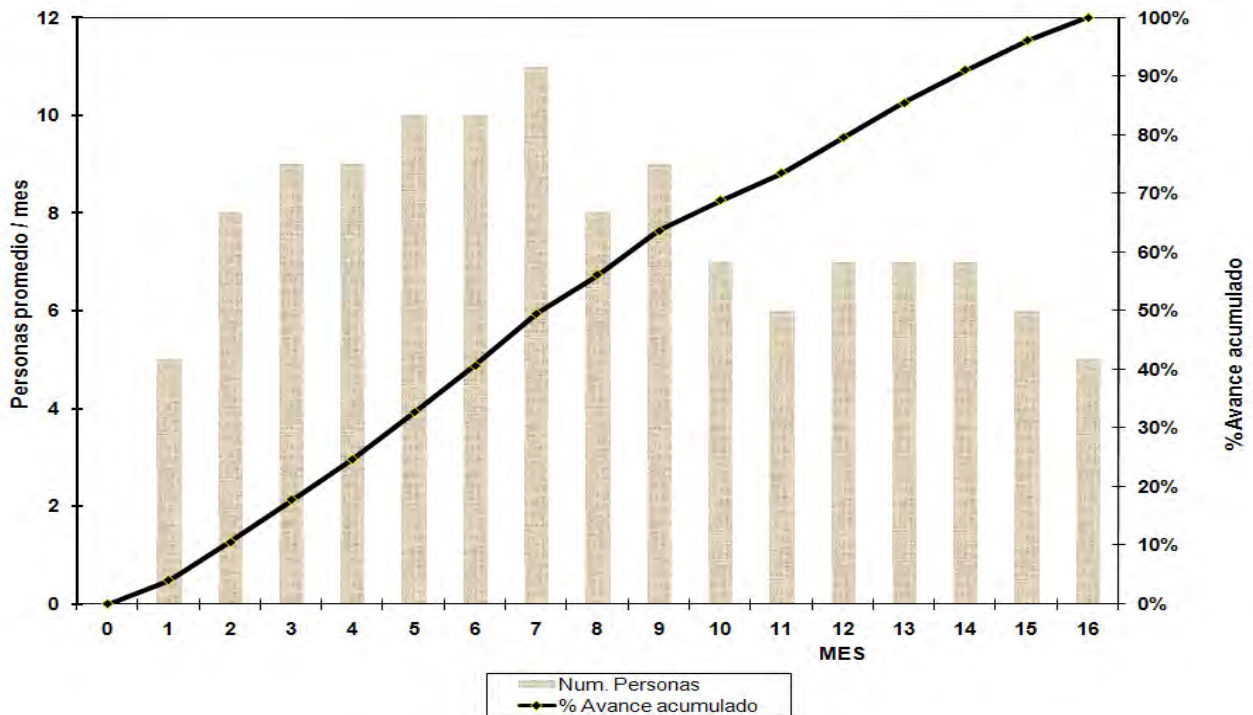


Figura 8.6. Diagrama de Gantt de Ingeniería de Detalle

### 8.3 Costos del recurso humano de Ingeniería

El costo de recurso humano es la cantidad de dinero por concepto de personas contratadas. El costo unitario por cada una de las personas (USD/HH) está contemplado en un tabulador de acuerdo a su categoría, reflejo de su experiencia y preparación. El jefe de proyecto gana más que un supervisor, sin embargo se requieren más supervisores mientras hay solo un jefe de proyecto. El condensado del número de personas por puestos y el costo que representan ellos, así como el % de costo por disciplina se muestra en la Figura 8.7. El número de personas por disciplina, mostrado en el renglón de Ing. Básica y de Detalle coincide con el obtenido en la columna "Personas por disciplina" de sus respectivos.

CATEGORÍA	PUESTO	USD/H-H	PERSONAL POR DISCIPLINA								TOTAL USD	% COSTO POR DISCIPLINA	
			A	B	C	D	E	F	G	H			
1	JEFE DE PROYECTO	43.01				1						162,578	4.1
2	JEFE DE DEPARTAMENTO	43.01	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1,300,622	33.2
3	SUPERVISOR A	33.66								1	1	254,470	6.5
4	SUPERVISOR B	28.985										0	0.0
5	SUPERVISOR C	23.936										0	0.0
6	JEFE DE GRUPO A	23.936	1	1	1	1	1	1	1	1	1	723,825	18.5
7	INGENIERO A	19.261	1	1	1	1	1	1			1	509,646	13.0
8	INGENIERO B	15.521	1	1	2	2	1	1	1	1	1	586,694	15.0
9	INGENIERO C	12.529			1	1						94,719	2.4
10	DISEÑADOR A	18.7								1		70,686	1.8
11	DISEÑADOR B	15.521					1					58,669	1.5
12	DIBUJANTE A	12.529			1					1		94,719	2.4
13	DIBUJANTE B	9.724								1		36,757	0.9
14	DIBUJANTE C	7.293								1		27,568	0.7
	<b>TOTAL</b>		<b>4</b>	<b>4</b>	<b>7</b>	<b>7</b>	<b>5</b>	<b>4</b>	<b>8</b>	<b>5</b>		<b>3,920,952</b>	<b>100.0</b>
	<b>ING. BÁSICA</b>		3	2		5	3	2	2				
	<b>ING. DETALLE</b>		3	3	6	6	4	3	7	4			

- A. Uso eficiente de energía e Ing. Ambiental
- B. Arquitectura
- C. Ing. Civil Estructural
- D. Ing. Proceso
- E. Ing. Mecánica
- F. Ing. Eléctrica
- G. Ing. Tuberías y Flexibilidad
- H. Ing. Instrumentación y Control

Figura 8.7. Costo de Ingeniería

A cada costo unitario por categoría tiene incluido un factor de factoraje de 2.618 por concepto de prestaciones, impuestos y otros gastos de nomina. Por lo que el costo total, mostrado en la columna es la cantidad de dinero que se cobra al cliente y la suma de ellos es el costo por cada etapa.

CATEGORÍA	PUESTO	SUELDO NOM \$/H-H		USD/H-H	Cantidad	TOTAL (USD)
15	PROGRAMADOR	85	222.53	15.895	4	240,332
16	SECRETARIA	57	149.226	10.659	7	282,037
	<b>TOTAL</b>					<b>522,370</b>

Figura 8.8. Costo de administrativos de Ingeniería

En la Figura 8.8 se muestran los costos administrativos durante la etapa de ingeniería básica y de detalle. Estos costos fueron evaluados contemplando la cantidad de personas requeridas y su costo unitario, durante el tiempo que dura la realización de la Ingeniería.

## 8.4 Costos de equipos

El costo de cada equipo se estimó en función de las correlaciones históricas, mostradas en el ANEXO 1A (Estimado de Capacidad de equipo). Dichas gráficas relacionan una variable característica de la capacidad de cada equipo respecto al costo estimado, de la siguiente manera:

- Intercambiadores de calor-- Área de transferencia de calor ( $m^2$ )
- Tanques horizontales y verticales-- Peso del equipo (Ton)
- Turbina-- Potencia (HP)
- Compresor-- Flujo de entrada (FCM)
- Bombas--Flujo (GPM)

El costo de los equipos principales se muestra en la columna “Suministro de equipo” de la Figura 8.9. Los parámetros de cada variable característica de equipos como Intercambiadores de calor, turbinas, compresores y bombas fueron obtenidos directamente de la simulación realizada en la sección 7.4. Los costos de los tanques horizontales y verticales incluyendo la torre demetanizadora fueron obtenidos a partir del peso del equipo.

Para obtener el peso del equipo fue necesario recurrir a métodos de “Diseño de equipo” con el fin de tener el diámetro y espesor de los equipos mencionados. Las memorias de cálculo de todos los equipos para obtener el costo de ellos se muestran en el ANEXO 2B.

A cada equipo se le aplicó un factor por concepto de material, presión, diseño y tipo de equipo, como se ve en la Ecuación 4.12. El factor de material para la mayoría es 1.0 puesto que se trata de acero al carbón y las correlaciones están referidas a ese material. Por concepto de presión y de tipo de equipo, así como de diseño los factores varían dependiendo de las variables de operación de los equipos.

Los costos de equipos de las correlaciones corresponden para el año en que se realizó dicho estudio. Los costos fueron traídos a un valor con respecto a un mismo año, 2011. Esto suponiendo que se aprobara el proyecto este mismo año y que se comenzara con las requisiciones para contar con los equipos con estos durante la etapa de construcción. El costo fue traído a valor presente contemplando una inflación de 6%, considerando valores de ella esperada del país por algunos especialistas [70] más un factor de riesgo.

Una vez obtenido el costo de los equipos se obtuvo el costo por instalación de ellos, que corresponde a un determinado porcentaje de su suministro. Dicho porcentaje se muestra en la Tabla 2B del ANEXO 2B y ha sido obtenido de valores estadísticos promedio de la instalación típica de cada equipo. Los costos por instalación del proceso criogénico se muestran en la columna de “Instalación de equipo” de la Figura 8.10.

Cada equipo requiere de un suministro de materiales, catalogados en los siguientes rubros: tubería, concreto, acero, instrumentación, equipo eléctrico, aislamiento y pintura. El costo por suministro de materiales se obtuvo del porcentaje de valores estadísticos para cada equipo según la Tabla 3B del ANEXO 2B. Los resultados por cada rubro de materiales se muestran en la sección “Suministro de materiales” de la Figura 8.9. Para la instalación de cada rubro de materiales se recurrió al porcentaje estadístico de cada material como se muestra en la Tabla 4B del ANEXO 2B.

El costo de mezcladores y válvulas fueron obtenidos en función de su diámetro. Aunque este valor se muestra en el ANEXO 2B, no se incluye en la Tabla 8.9 porque ésta implícito en el costo de material. Este valor se empleara en el análisis exergoeconómico de manera individual y se agregará su costo por material de acuerdo a sus Irreversibilidades, como se verá en el siguiente capítulo.

EQUIPO	SUMINISTRO DE EQUIPO		INSTALACIÓN DE EQUIPO						SUMINISTRO DE MATERIALES						INSTALACIÓN DE MATERIALES					
	(M USD)	(M USD)	TUBERIA (M USD)	CONCRETO (M USD)	ACERO (M USD)	INSTRUMENT. (M USD)	ELÉCTRICO (M USD)	ASBLAMIENTO (M USD)	PINTURA (M USD)	TUBERIA (M USD)	CONCRETO (M USD)	ACERO (M USD)	INSTRUMENT. (M USD)	ELÉCTRICO (M USD)	ASBLAMIENTO (M USD)	PINTURA (M USD)				
<b>RECIPIENTES HORIZONTALES</b>																				
TANQUE DE ALIMENTACIÓN (FA-1)	132.854	15.942	52.7429	7.9712	0.0000	7.9712	6.6427	6.6427	0.6643	36.9200	0.0000	5.5799	3.3213	3.9856	0.5978					
TANQUE DE SEP. DE LIQ. A (FA3A)	37.176	4.461	14.7590	2.2306	0.0000	2.2306	1.8588	1.8588	0.1859	10.3313	0.0000	1.5614	0.9294	1.1153	0.1673					
TANQUE DE SEP. DE LIQ. B (FA-3B)	38.737	4.648	15.3786	2.3242	0.0000	2.3242	1.9369	1.9369	0.1937	10.7650	0.0000	1.6270	0.9684	1.1621	0.1743					
TANQUE ALIMENT. DE EXPAN (FA-4)	113.527	13.623	45.0701	6.8116	0.0000	6.8116	5.6763	5.6763	0.5676	31.5491	0.0000	4.7681	2.8382	3.4058	0.5109					
TANQUE RECEPT. DE PRODUCTO (FA-6)	87.955	10.555	34.9183	5.2773	0.0000	5.2773	4.3978	4.3978	0.4398	24.4428	0.0000	3.6941	2.1989	2.6387	0.3958					
<b>RECIPIENTES VERTICALES</b>																				
TANQUE DE ENTRADA AL TREN (FA-2)	205.022	24.603	121.7833	20.0922	15.9917	23.3726	10.0461	16.4018	2.6653	85.2483	9.5950	16.3608	5.0230	9.8411	2.3988					
TANQUE ALIMENT. ADMETANI (FA-5)	115.575	13.869	68.6515	11.3263	9.0148	13.1755	5.6632	9.2460	1.5025	48.0561	5.4089	9.2229	2.8316	5.5476	1.3522					
<b>COLUMNA DEMETANIZADORA</b>																				
(GA-1/EA-2)	682.095	81.851	405.1643	66.8453	53.2034	77.7588	33.4226	54.5676	8.8672	283.6150	31.9220	54.4312	16.7113	32.7405	7.9805					
<b>CAMBIAADORES DE CALOR</b>																				
INTERCAMBIADOR ALIMENT. (EA-1)	142.082	17.050	63.5106	7.1041	4.2625	14.2082	2.8416	6.6779	0.7104	44.4574	2.5775	9.9457	1.4208	4.0067	0.6394					
CONDENSADOR 1 (EA-3)	141.681	17.002	63.3312	7.0840	4.2504	14.1681	2.8336	6.6590	0.7084	44.3319	2.5503	9.9176	1.4168	3.9954	0.6376					
CONDENSADOR 2 (EA-4)	162.793	19.535	72.7683	8.1396	4.8838	16.7793	3.2559	7.6512	0.8140	50.9378	2.9303	11.3955	1.6279	4.5907	0.7326					
CONDENSADOR 3 (EA-5)	141.779	17.014	63.3753	7.0890	4.2534	14.1779	2.8356	6.6636	0.7089	44.3627	2.5520	9.9245	1.4178	3.9982	0.6380					
CONDENSADOR 4 (EA-6)	169.982	20.398	75.9819	8.4991	5.0995	16.9982	3.3996	7.9891	0.8499	53.1873	3.0597	11.8987	1.6998	4.7935	0.7649					
CONDENSADOR 5 (EA-7)	142.328	17.079	63.6206	7.1164	4.2698	14.2328	2.8466	6.6894	0.7116	44.5344	2.5619	9.9630	1.4233	4.0136	0.6405					
CONDENSADOR 6 (EA-8)	138.994	16.679	62.1303	6.9497	4.1698	13.8994	2.7799	6.5327	0.6950	43.4912	2.5019	9.7296	1.3899	3.9196	0.6255					
INTERCAMBIADOR CONDENSA (EA-9)	128.307	15.517	57.8003	6.4654	3.8792	12.9307	2.5861	6.0774	0.6465	40.4602	2.3275	9.0515	1.2931	3.6465	0.5819					
<b>TURBOCOMPRESOR</b>																				
TURBOCOMPRESOR DE GN (GP-1/GC-1)	22.822.332	3.195.127	3217.9489	981.3603	0.0000	296.6903	1551.9186	114.1117		2252.5642	0.0000	207.6832	775.9593	68.4670	0.0000					
<b>COMPRESOR</b>																				
RECOMPRESOR DE GN (GB-2)	17.063.426	2.388.880	2405.9431	733.7273	0.0000	221.8245	1160.3130	85.3171		1684.1602	0.0000	155.2772	580.1565	51.1903	0.0000					
<b>BOMBAS</b>																				
B. TANQ. RECEPCIÓN DE LIQ. (GA-1)	19.005	2.661	5.5685	0.7412	0.0000	0.5511	5.7586	0.5321	0.1520	3.8980	0.0000	0.3858	2.8793	0.3193	0.1368					
B. REHERV. DEMETANIZADOR (GA-2)	20.731	2.902	6.0742	0.8085	0.0000	0.6012	6.2815	0.5805	0.1658	4.2520	0.0000	0.5660	3.1408	0.3483	0.1493					
B. DE PRODUCTO (GA-3)	17.298	2.422	5.0683	0.6746	0.0000	0.5016	5.2413	0.4843	0.1384	3.5478	0.0000	0.4722	2.6206	0.2906	0.1245					
<b>SUBTOTAL</b>	<b>42,524.679</b>	<b>5,901.817</b>	<b>6,921.59</b>	<b>1,898.64</b>	<b>113.28</b>	<b>775.99</b>	<b>2,822.54</b>	<b>356.69</b>	<b>21.39</b>	<b>4,945.11</b>	<b>67.97</b>	<b>548.19</b>	<b>1,411.27</b>	<b>214.02</b>	<b>19.25</b>					
<b>TOTAL</b>						<b>12,910.11</b>										<b>8,429.85</b>				

Figura 8.9. Suministro e instalación de equipo y materiales

## 8.5 Estimado de Inversión

La inversión de la planta incluye todos los costos y gastos necesarios para llevar a cabo la Ingeniería, Procura y Construcción, como se mostro en la sección 4.5. Estos costos se muestran desglosados en la Figura 8.10 y se dividen 3 secciones: costos indirectos, costos directos y otros gastos. En cada uno de los rubros de éstos se muestra el porcentaje de participación en la última columna.

CONCEPTO	M USD	PARTICIPACIÓN (%)
<b>I. INVERSION</b>		
<b>A. COSTOS DIRECTOS</b>	<b>107,654.23</b>	
<b>1. COSTO DE EQUIPO Y MATERIALES</b>	<b>92,117.17</b>	
Suministro de equipo	48,046.93	31.234
Flete de equipo	4,804.69	3.123
Instalación de equipo	6,564.53	4.267
Suministro de materiales	18,575.19	12.075
Flete de materiales	1,857.52	1.208
Instalación de materiales	12,268.31	7.975
<b>2. COSTOS FUERA DE SITO</b>	<b>15,537.05</b>	
Terreno	2,882.82	1.874
Preparación de sitio	4,804.69	3.123
Servicios de Instalaciones	7,849.55	5.103
<b>B. COSTOS INDIRECTOS</b>	<b>26,612.76</b>	
1. Ingeniería	3,920.95	2.549
2. Supervisión	1,176.29	0.765
2. Administrativos	522.37	0.340
3. Procuración	1,293.91	0.841
4. Construcción	19,699.24	12.806
<b>C. OTROS GASTOS</b>	<b>19,562.56</b>	
1. Pruebas y arranque	984.96	0.640
2. Licencia, investigación y desarrollo	1,400.00	0.910
3. Renta de equipo e inmobiliario	14,414.08	9.370
4. Contingencias	2,763.52	1.796
<b>INVERSION TOTAL</b>	<b>153,829.54</b>	<b>100.00</b>

Figura 8.10. Costo de administrativos de Ingeniería

Dentro de los costos directos están los costos de suministro e instalación de equipo y materiales, que fueron evaluados en la sección 8.4. Los costos por flete corresponden a un 10% de su suministro. Los costos fuera de sitio se refieren a la compra del Terreno y equivalen a un 6% del costo total de suministro de equipos. La preparación de sitio equivale tiene que ver con la nivelación y preparación de dureza del

suelo donde se instalarán los equipos y representa un 10% del costo de los equipos. Los servicios de instalaciones tienen que ver con los servicios ocupados durante la construcción.

Dentro de los costos indirectos se encuentra el costo de recurso humano de Ingeniería y Administrativos, el cual fue evaluado en la sección 8.3. La etapa de construcción lleva 3.5 años, durante este tiempo se realiza la procura. Los costos de Construcción equivalen a un 41% de los costos de equipos total y se refiere a los costos de mano de obra, seguros y otros gastos relacionados con la Construcción. La supervisión es un costo indirecto que contempla la unidad que servirá de intermediaria entre el cliente y la entidad que realiza el proyecto.

Dentro del rubro “Otros gastos” se tienen el concepto de: pruebas y arranque de la planta hasta dejarla operando. Las licencias por patentes son producto de la utilización de la tecnología del proceso criogénico durante los 20 años que operará la planta hasta pagarse. La renta de equipo e inmobiliario corresponde a la utilización del equipo durante la etapa de Construcción

La inversión total tiene un monto de \$ 153, 829.54 M USD.

### 8.6 Costos operativos

Los costos operativos son los que tienen que ver durante el periodo los 20 años que operará la planta criogénica para ser amortizada totalmente. Estos costos incluyen los salarios de los operadores y administrativos, como se muestra en la Figura 8.11.

ya han sido evaluados en la sección 8.3. La sección de mantenimiento se refiere a los costos que no pueden ser cubiertos por los operativos, así como el equipo y material usado durante el tiempo que operará la planta. El costo total por los 20 años de operación de la planta, es de \$ 15, 881, 573 USD, tomando en cuenta las categorías del tabulador expuestos en la columna USD/HH.

CATEGORÍA	PUESTO	SUELDO NOM \$/H-H		USD/H-H	Cantidad	TOTAL USD
1	GERENTE			43.010	1	1,858,032
2	INGENIEROS PLANTA			19.261	3	2,496,226
3	OPERADORES CALIFICADO	85	222.53	15.895	10	6,866,640
4	OPERADOR AUXILIAR			13.050	5	2,818,800
5	SECRETARIA	57	149.226	10.659	4	1,841,875
	<b>TOTAL</b>					<b>15,881,573</b>

Figura 8.11. Salarios de Costos operativos

Los costos operativos totales se muestran en la Figura 8.12. En la sección de “Salarios y mantenimiento” se incluyen un rubro por Mantenimiento, el cual se refiere a las piezas de equipos y materiales que serán reemplazadas, así como herramientas y maquinaria para la reparación de la planta; así como servicio especializado para el mismo propósito. Las actividades de operación y mantenimiento quedan estipuladas en el contrato de los trabajadores, lo cual no se ve en esta tesis.

La sección de “Costos de transformación” incluye los costos por la compra de materia prima y de servicios durante los 20 años que operará la planta criogénica. La prospectiva del costo de gas dulce seco (GDS) y Propano fue obtenida en base a los “Informes estadísticos de labores de PEMEX” [78, 79] para el periodo 1994-2006. De estos informes se evaluó el costo unitario considerando la producción y ventas de gas con el fin de obtener el costo unitario en unidades USD/ft<sup>3</sup> para los siguientes 20 años a partir del 2014. Para el GDS se obtuvo la correlación de la Figura 8.12 y para el propano se muestra en la Figura 8.13.

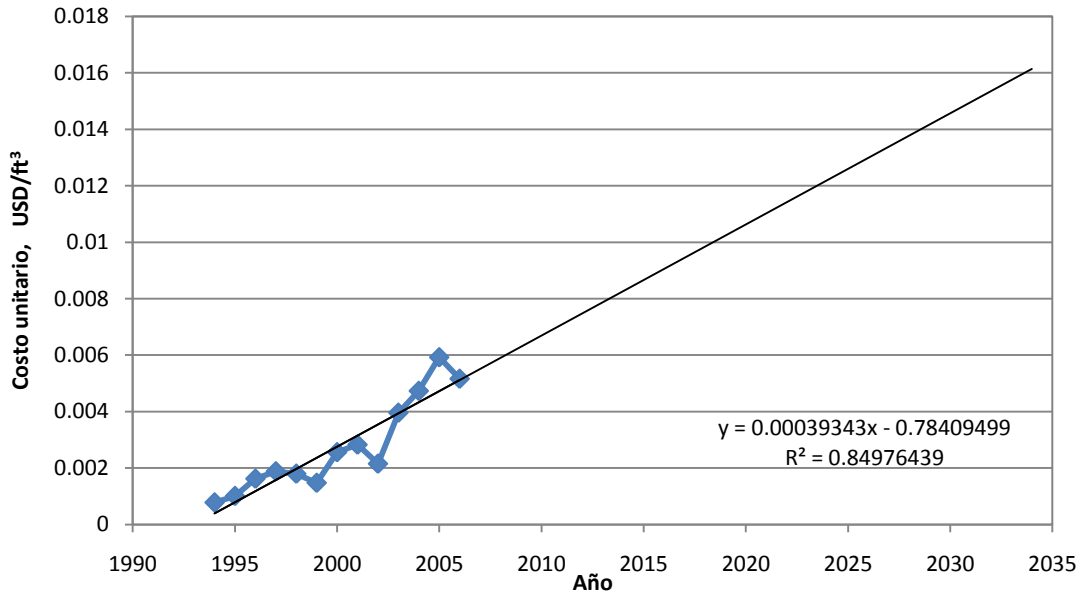


Figura 8.12. Prospectiva de Gas dulce en base al periodo 1994-2006

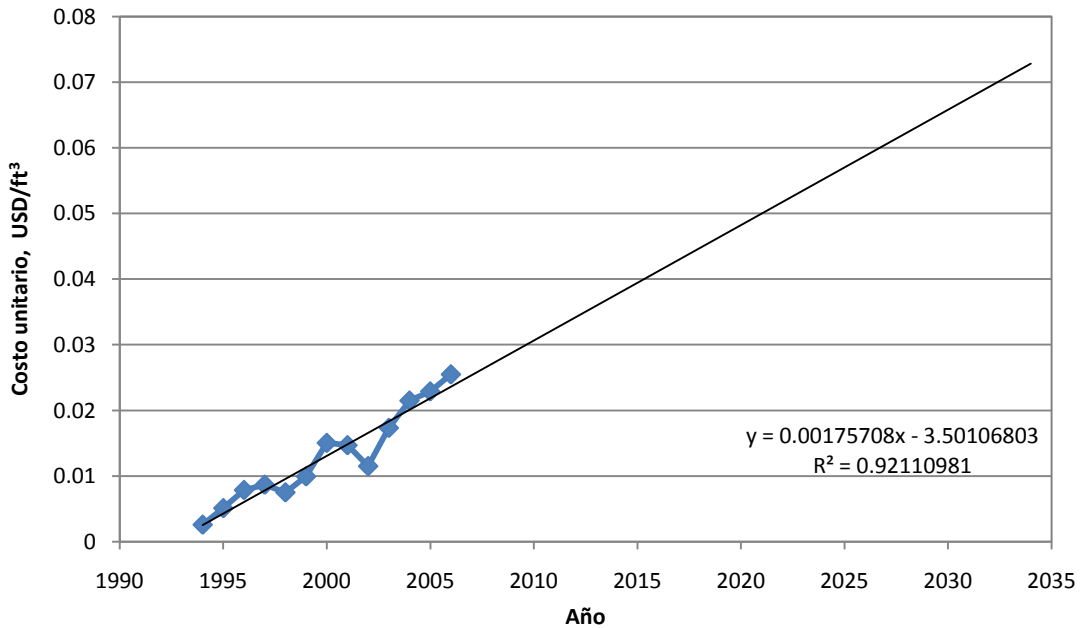


Figura 8.13. Prospectiva de Propano en base al periodo 1994-2006

Los costos de electricidad fueron obtenidos en base al costo promedio de la comisión federal de electricidad [80], el cual es 0.05926282 USD/ kWh (0.77041667 mxp/kWh). El costo agua de enfriamiento fue obtenido de otros análisis termoeconómicos [81], donde el costo unitario es 0.1 USD/m<sup>3</sup>.

Con la anterior información y el flujo requerido para cada equipo se obtuvo el costo de transformación para los siguientes 20 años, el cual se muestra en la Figura 8.14. En esta tabla se muestra el costo total por equipo y su valor anualizado. La participación del costo de transformación de cada componente se muestra en la Figura 8.15

MATERIA PRIMA Y SERVICIOS AUXILIARES	Periodo												
	Año	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024	2025
<b>GAS DULCE SECO</b>	Precio unitario (USD/ft3)	0.00827	0.00867	0.00906	0.00945	0.00985	0.01024	0.01063	0.01103	0.01142	0.01181	0.01221	0.01260
<b>Equipo</b>													
FA-1	Flujo (MMFCD)	173.5	173.5	173.5	173.5	173.5	173.5	173.5	173.5	173.5	173.5	173.5	173.5
	Costo (USD)	430,611,212	451,089,243	471,567,274	492,045,306	512,523,338	533,001,369	553,479,400	573,957,432	594,435,464	614,913,495	635,391,526	655,869,558
<b>AGUA DE ENFRIAMIENTO</b>	Precio unitario (USD/m3)	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1
<b>Equipo</b>													
EA-1	Flujo (m3/h)	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32
	Costo (USD)	18,816	19,692	20,568	21,444	22,320	23,196	24,072	24,948	25,824	26,700	27,576	28,452
EA-9	Flujo (m3/h)	175	176	177	178	179	180	181	182	183	184	185	186
	Costo (USD)	152,862	153,738	154,614	155,490	156,366	157,242	158,118	158,994	159,870	160,746	161,622	162,498
<b>TOTAL</b>	Costo (USD)	171,678	173,430	175,182	176,934	178,686	180,438	182,190	183,942	185,694	187,446	189,198	190,950
<b>PROPANO</b>	Precio unitario (USD/ft3)	0.03769109	0.03944817	0.04120525	0.04296233	0.04471941	0.04647649	0.04823357	0.04999065	0.05174773	0.05350481	0.05526189	0.05701897
<b>Equipo</b>													
EA-4	Flujo (f3/h)	40,896	40,896	40,896	40,896	40,896	40,896	40,896	40,896	40,896	40,896	40,896	40,896
	Costo (USD)	13,502,954	14,132,433	14,761,913	15,391,392	16,020,872	16,650,352	17,279,831	17,909,311	18,538,790	19,168,270	19,797,749	20,427,229
EA-6	Flujo (f3/h)	21,146	21,146	21,146	21,146	21,146	21,146	21,146	21,146	21,146	21,146	21,146	21,146
	Costo (USD)	6,981,872	7,307,353	7,632,833	7,958,313	8,283,794	8,609,274	8,934,754	9,260,235	9,585,715	9,911,195	10,236,676	10,562,156
<b>TOTAL</b>	Costo (USD)	20,484,826	21,439,786	22,394,746	23,349,706	24,304,666	25,259,626	26,214,585	27,169,545	28,124,505	29,079,465	30,034,425	30,989,385
<b>ELECTRICIDAD</b>	Precio unitario (USD/kWh)	0.05926	0.05926	0.05926	0.05926	0.05926	0.05926	0.05926	0.05926	0.05926	0.05926	0.05926	0.05926
<b>Equipo</b>													
GB-2	Potencia (kW)	946	947	948	949	950	951	952	953	954	955	956	957
	Costo (USD)	491,254	491,773	492,292	492,811	493,330	493,849	494,369	494,888	495,407	495,926	496,445	496,964
GA-1	Potencia (kW)	32.35	33.35	34.35	35.35	36.35	37.35	38.35	39.35	40.35	41.35	42.35	43.35
	Costo (USD)	16,794	17,313	17,832	18,351	18,870	19,390	19,909	20,428	20,947	21,466	21,985	22,504
GA-2	Potencia (kW)	89.21	90.21	91.21	92.21	93.21	94.21	95.21	96.21	97.21	98.21	99.21	100.21
	Costo (USD)	46,312	46,831	47,350	47,869	48,388	48,907	49,426	49,946	50,465	50,984	51,503	52,022
GA-3	Potencia (kW)	3.872	4.872	5.872	6.872	7.872	8.872	9.872	10.872	11.872	12.872	13.872	14.872
	Costo (USD)	2,010	2,529	3,048	3,567	4,087	4,606	5,125	5,644	6,163	6,682	7,201	7,721
Energía de la planta	Potencia (kW)	500	701	702	703	704	705	706	707	708	709	710	711
	Costo (USD)	259,566	363,911	364,430	364,949	365,468	365,987	366,507	367,026	367,545	368,064	368,583	369,102
<b>TOTAL</b>	Costo (USD)	815,935	922,357	924,952	927,548	930,144	932,739	935,335	937,931	940,526	943,122	945,718	948,313
<b>TOTAL DE COSTO DE TRANSFORMACIÓN (USD)</b>		452,083,651	473,624,816	495,062,155	516,499,494	537,936,833	559,374,173	580,811,512	602,248,851	623,686,190	645,123,529	666,560,868	687,998,207

Figura 8.14. Prospectiva de Materia prima y Servicios para el periodo 2014-2025



MATERIA PRIMA Y SERVICIOS AUXILIARES	Periodo Año	13	14	15	16	17	18	19	20	TOTAL (por 20 años)	Costo anualizado (USD/año)
		2026	2027	2028	2029	2030	2031	2032	2033		
<b>GAS DULCE SECO</b>	Precio unitario (USD/ft3)	0.01299	0.01339	0.01378	0.01417	0.01457	0.01496	0.01535	0.01575		
<b>Equipo</b>											
FA-1	Flujo (MMFCD)	173.5	173.5	173.5	173.5	173.5	173.5	173.5	173.5		
	Costo (USD)	676,347,590	696,825,621	717,303,652	737,781,684	758,259,716	778,737,747	799,215,778	819,693,810	12,503,050,215	625,152,511
<b>AGUA DE ENFRIAMIENTO</b>	Precio unitario (USD/m3)	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1		
<b>Equipo</b>											
EA-1	Flujo (m3/h)	33	34	35	36	37	38	39	40		
	Costo (USD)	29,328	30,204	31,080	31,956	32,832	33,708	34,584	35,460	542,770	27,138
EA-9	Flujo (m3/h)	187	188	189	190	191	192	193	194		
	Costo (USD)	163,374	164,250	165,126	166,002	166,878	167,754	168,630	169,506	3,223,680	161,184
	Costo (USD)	192,702	194,454	196,206	197,958	199,710	201,462	203,214	204,966	3,766,450	188,322
<b>TOTAL</b>											
<b>PROPANO</b>	Precio unitario (USD/ft3)	0.05877605	0.06053313	0.06229021	0.06404729	0.06580437	0.06756145	0.06931853	0.07107561		
<b>Equipo</b>											
EA-4	Flujo (f3/h)	40,896	40,896	40,896	40,896	40,896	40,896	40,896	40,896		
	Costo (USD)	21,056,708	21,686,188	22,315,667	22,945,147	23,574,627	24,204,106	24,833,586	25,463,065	389,660,190	19,483,009
EA-6	Flujo (f3/h)	21,146	21,146	21,146	21,146	21,146	21,146	21,146	21,146		
	Costo (USD)	10,887,636	11,213,117	11,538,597	11,864,077	12,189,558	12,515,038	12,840,518	13,165,999	201,478,711	10,073,936
	Costo (USD)	31,944,345	32,899,305	33,854,264	34,809,224	35,764,184	36,719,144	37,674,104	38,629,064	591,138,901	29,556,945
<b>TOTAL</b>											
<b>ELECTRICIDAD</b>	Precio unitario (USD/kWh)	0.05926	0.05926	0.05926	0.05926	0.05926	0.05926	0.05926	0.05926		
<b>Equipo</b>											
GB-2	Potencia (kW)	958	959	960	961	962	963	964	965		
	Costo (USD)	497,483	498,002	498,522	499,041	499,560	500,079	500,598	501,117	9,923,710	
GA-1	Potencia (kW)	44.35	45.35	46.35	47.35	48.35	49.35	50.35	51.35		
	Costo (USD)	23,023	23,543	24,062	24,581	25,100	25,619	26,138	26,657	434,513	
GA-2	Potencia (kW)	101.21	102.21	103.21	104.21	105.21	106.21	107.21	108.21		
	Costo (USD)	52,541	53,060	53,580	54,099	54,618	55,137	55,656	56,175	1,024,869	
GA-3	Potencia (kW)	15.872	16.872	17.872	18.872	19.872	20.872	21.872	22.872		
	Costo (USD)	8,240	8,759	9,278	9,797	10,316	10,835	11,354	11,874	138,836	
Energía de la planta	Potencia (kW)	712	713	714	715	716	717	718	719		
	Costo (USD)	369,621	370,140	370,660	371,179	371,698	372,217	372,736	373,255	7,262,644	
	Costo (USD)	950,909	953,505	956,100	958,696	961,292	963,887	966,483	969,079	18,784,571	939,229
<b>TOTAL</b>											
<b>TOTAL DE COSTO DE TRANSFORMACIÓN (USD)</b>		709,435,546	730,872,885	752,310,224	773,747,563	795,184,902	816,622,241	838,059,580	859,496,919	<b>13,116,740,137</b>	<b>655,837,007</b>

Costo total sin incluir energía en planta **13,109,477,493**

Figura 8.14. Prospectiva de Materia prima y Servicios para el periodo 2026-2033

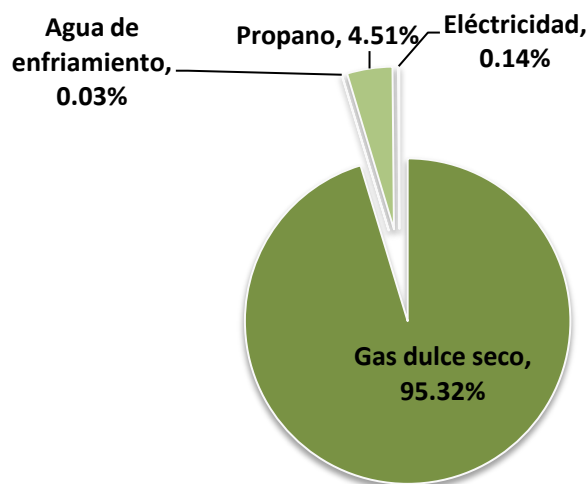


Figura 8.15. Participación de costos de transformación

El condensado de los costos de transformación y el porcentaje de participación por los 20 años de operación se muestra en la Tabla de la Figura 8.16. Como se ve el costo de transformación que más influencia tiene es el de GDS seguido del Propano. El costo total de operación del 2014 a 2033 es \$ 13, 147, 035.79 M USD.

CONCEPTO	M USD	PARTICIPACIÓN (%)
<b>II. COSTOS OPERATIVOS (por 20 años)</b>		
<b>A. SALARIOS, MANTENIMIENTO</b>	<b>30,295.65</b>	
1. Salarios	15,881.57	0.12
2. Mantenimiento	14,414.08	0.11
<b>B. COSTOS DE TRANSFORMACIÓN</b>	<b>13,116,740.14</b>	
1. Materia prima	12,503,050.22	95.10
2. Agua de enfriamiento	3,766.45	0.03
3. Propano	591,138.90	4.50
4. Electricidad	18,784.57	0.14
<b>COSTOS OPERATIVOS TOTAL</b>	<b>13,147,035.79</b>	<b>100.00</b>

Figura 8.16. Costos de Operación

### 8.7 Costo de capital

El costo de capital es igual a la suma de la inversión total más los gastos financieros. Estos últimos incluyen el costo por depreciación de equipos que se utilizan en el proceso. La depreciación fue realizada considerando una tendencia lineal, para lo cual se ocupó la Ecuación 4.17. Los resultados de la depreciación por equipo y el mobiliario, así como el equipo de cómputo requerido para el sistema de control se muestran en la Tabla de la Figura 8.17. En esta tabla se muestra: el costo de equipo de la sección 8.4; la vida útil (VU); la Vida útil remanente (VUR) al cabo de los 20 años; el Factor de depreciación (FD), en años; el valor de salvamento (VS) y la depreciación anualizada en M USD /año.

EQUIPO	COSTO (M USD)	VU (AÑOS)	VUR (AÑOS)	FD (AÑOS)	VS (M USD)	DEPRECIACIÓN (M USD/AÑO)
FA-1	132.85	25	10	24.6	32.68	4.01
FA-2	205.02	25	10	24.6	50.44	6.18
FA-3A	37.18	25	10	24.6	9.15	1.12
FA-3B	38.74	25	10	24.6	9.53	1.17
FA-4	113.53	25	10	24.6	27.93	3.42
FA-5	115.57	25	10	24.6	28.43	3.49
FA-6	87.96	25	10	24.6	21.64	2.65
DA-1	5,989.97	25	5	24.8	1,485.51	180.18
EA-1	142.08	25	5	24.8	35.24	4.27
EA-2	212.09	25	5	24.8	52.60	6.38
EA-3	141.68	25	5	24.8	35.14	4.26
EA-4	162.79	25	5	24.8	40.37	4.90
EA-5	141.78	25	5	24.8	35.16	4.26
EA-6	169.98	25	5	24.8	42.16	5.11
EA-7	142.33	25	5	24.8	35.30	4.28
EA-8	138.99	25	5	24.8	34.47	4.18
EA-9	129.31	25	5	24.8	32.07	3.89
GB/GC-1	22,822.33	30	8	29.7	6,785.84	534.55
GB-2	17,063.43	30	8	29.7	5,073.53	399.66
GA-1	19.77	20	5	19.8	3.90	0.79
GA-2	21.56	20	5	19.8	4.26	0.87
GA-3	17.99	20	5	19.8	3.55	0.72
ACCESORIOS Y MATERIALES	18,575.19	30	7	29.8	5,529.22	434.87
MOBILIARIO	30.77	15	5	14.7	4.51	1.75
EQUIPO DE COMPUTO	23.08	5	3	4.4	1.02	4.41
<b>TOTAL</b>	<b>66,675.97</b>	-----	-----	-----	-----	<b>1,621.38</b>

Figura 8.17. Depreciación de equipos y Mobiliario

El valor de depreciación anualizada es \$ 1,621.38 M USD/año. Este valor multiplicado por los 20 años que operan los equipos es \$ 32, 427.68 M USD, lo cual se muestra en el condensado de Costos de capital de la Figura 8.19.

Los costos de financiamiento fueron obtenidos conforme a la tasa de interés de un proyecto realizado por medio de la estructura financiera conocida como PIDIRIEGAS (Proyectos de Inversión Diferidos en el Gasto) [82]. Esta estructura es ampliamente conocida y aplicada por las instituciones bancarias, así como por el gobierno federal. Los proyectos que tienen que ver con energéticos que realiza PEMEX y CFE son realizados bajo este esquema desde 1994. La tasa de interés según [82] es 7.37% anual.

El monto del préstamo fue obtenido con la ecuación de interés compuesto, para 20 años. Dicha tasa fue repartida en el periodo de operación y sus resultados se muestran en la Tabla de Amortización de la Figura 8.18. En ella se indica el saldo que va restando al pago anual de dicho préstamo; los intereses que

se pagan año con año; el pago de las anualidades que se pagan por concepto de los préstamos Pidriegas y el Abono del capital. La suma del préstamo traído en año 2014 es \$ 298, 812.22 M USD.

Periodo	Año	Capital al inicio de periodo (M USD)	Interes del periodo, 7.37% (M USD)	Pago Pidriegas (M USD)	Abono al capital (M USD)
		<b>Inversion:</b> 153,829.54	M USD		
		<b>Prestamo:</b> 298,812.22	M USD		
0	2014	153,829.54			
1	2015	150,226.17	11,337.24	14,940.61	3,603.37
2	2016	146,357.23	11,071.67	14,940.61	3,868.94
3	2017	142,203.14	10,786.53	14,940.61	4,154.08
4	2018	137,742.91	10,480.37	14,940.61	4,460.24
5	2019	132,953.95	10,151.65	14,940.61	4,788.96
6	2020	127,812.04	9,798.71	14,940.61	5,141.91
7	2021	122,291.18	9,419.75	14,940.61	5,520.86
8	2022	116,363.43	9,012.86	14,940.61	5,927.75
9	2023	109,998.80	8,575.98	14,940.61	6,364.63
10	2024	103,165.10	8,106.91	14,940.61	6,833.70
11	2025	95,827.76	7,603.27	14,940.61	7,337.34
12	2026	87,949.65	7,062.51	14,940.61	7,878.11
13	2027	79,490.93	6,481.89	14,940.61	8,458.72
14	2028	70,408.80	5,858.48	14,940.61	9,082.13
15	2029	60,657.32	5,189.13	14,940.61	9,751.48
16	2030	50,187.15	4,470.44	14,940.61	10,470.17
17	2031	38,945.33	3,698.79	14,940.61	11,241.82
18	2032	26,874.99	2,870.27	14,940.61	12,070.34
19	2033	13,915.07	1,980.69	14,940.61	12,959.92
20	2033	0.00	1,025.54	14,940.61	13,915.07
<b>TOTAL</b>			<b>144,982.68</b>	<b>298,812.22</b>	<b>153,829.54</b>

Figura 8.18. Tabla de amortización por financiamiento

Los intereses obtenidos durante los 20 años de operación son los costos financieros que se muestran en la Tabla de la Figura 8.19. El Costo de capital total es \$ 331, 239.90 M USD.

CONCEPTO	M USD	PARTICIPACIÓN (%)
<b>III. COSTOS DE CAPITAL</b>		
<b>A. INVERSIÓN TOTAL</b>	<b>153,829.54</b>	46.44
<b>B. GASTOS FINANCIEROS (por 20 años)</b>	<b>177,410.36</b>	
1. Depreciación	32,427.68	9.79
2. Financiamiento	144,982.68	43.77
<b>COSTOS DE CAPITAL TOTAL</b>	<b>331,239.90</b>	<b>100.00</b>

Figura 8.19. Costo de capital

## 8.8 Costo de producción

El costo de producción es la suma del capital total obtenido en la sección 8.7 más el costo de operación obtenido en la sección 8.6. En la Tabla de la Figura 8.20 se muestran los valores referentes a estos costos y su participación en el proyecto. Los costos operativos tienen mayor participación en la producción total. El costo de producción total es \$ 13, 478,275.69 M USD por los 20 años de operación.

CONCEPTO	M USD	PARTICIPACIÓN (%)
<b>IV. COSTOS DE PRODUCCIÓN</b>		
A. COSTOS DE CAPITAL TOTAL	331,239.90	2.46
B. COSTOS OPERATIVOS TOTAL	13,147,035.79	97.54
<b>COSTOS DE PRODUCCIÓN TOTAL</b>	<b>13,478,275.69</b>	<b>100.00</b>
<b>COSTO DE PRODUCCIÓN ANUALIZADO</b>	<b>673,913.78</b>	

Figura 8.20. Costo de producción

El costo de producción anualizado es \$ 673, 913.78 M USD. Estos valores serán utilizados más adelante en el análisis exergoeconómico.

## 8.9 Viabilidad financiera en base al precio de mercado de los productos

La viabilidad financiera del proyecto se realizó con las herramientas revisadas en la sección 4.4, para tal propósito se requirió realizar el flujo de efectivo con base en los ingresos de gas natural puro (GNP) y condensados. Los ingresos son la suma del flujo de salida de estos dos productos por su precio unitario, este último fue obtenido en base a la prospectiva que se obtuvo con base a los “Informes de labores de PEMEX” [78, 79]. Las correlaciones para los próximos 20 años a partir del año 2014 para GNP y Condensados se muestran en las Figuras 8.21 y 8.22 respectivamente.

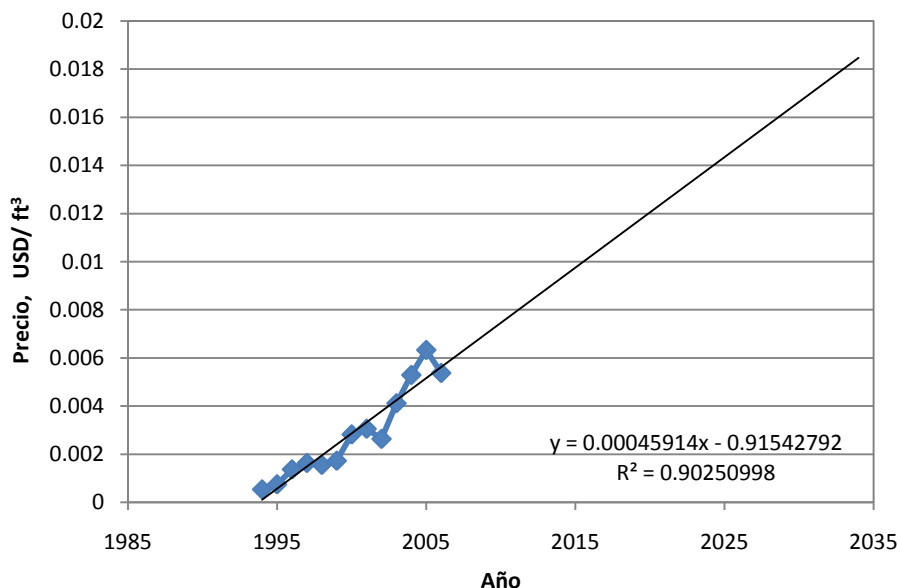


Figura 8.21. Prospectiva de precio unitario de Gas Natural Puro

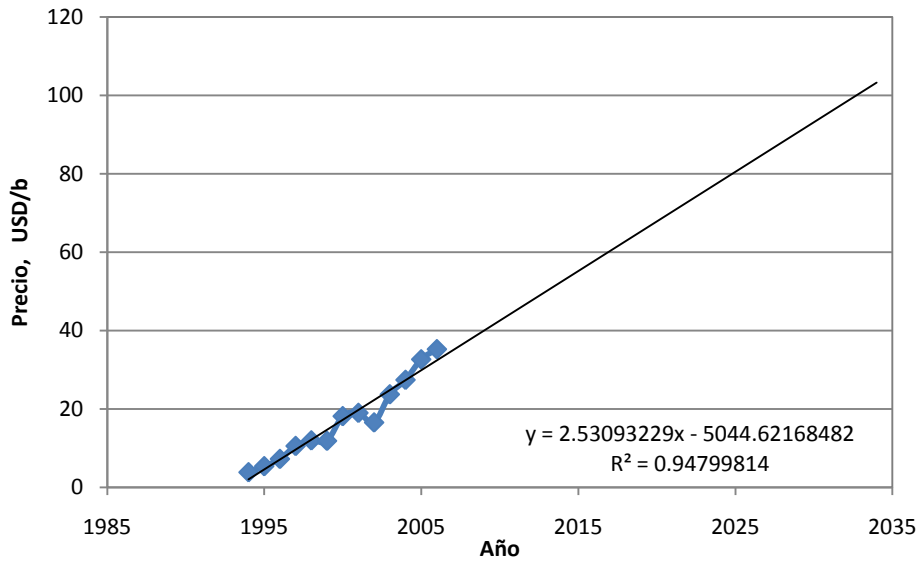


Figura 8.22. Prospectiva de precio unitario de Condensados

Con los ingresos del proceso criogénico y el costos de operación anualizado de la sección 8.6 se obtuvo el “Flujo de efectivo” para los 20 años de operación, que se muestra en la Figura 8.24. En el flujo de efectivo se muestra la Utilidad Bruta que son los ingresos menos el equipo depreciado. La utilidad de operación es igual a la Utilidad Bruta menos los costos de operación, los flujos de los costos de operación incluyen los de transformación. La utilidad neta antes de intereses contempla los costos de depreciación más la utilidad de operación.

La utilidad neta antes de impuestos es la diferencia de la Utilidad neta antes de interés menos los intereses, los cuales se obtienen de la Tabla de amortización de la Figura 8.18. Estos intereses es lo que se paga por concepto de PIDIRIEGAS.

En el caso de los hidrocarburos se paga una renta que ya incluye los impuestos que se pagan al gobierno. La única estructura de PEMEX que no paga impuestos es PEP (Pemex Exploración y Producción). Además de estos impuestos los energéticos deben pagar una renta al gobierno federal que varía en función de la producción. En el presente Flujo de efectivo se considera una renta e Impuestos de 76%. Las utilidades retenidas es la diferencia de las Utilidad Neta después de impuestos menos los dividendos, que son de un 40%. Esto bajo el supuesto que la empresa cotiza en la bolsa. El último renglón se muestra el Flujo de efectivo de donde se obtiene el saldo que va quedando año con año.

Con la inversión obtenida en la sección 8.5 y los valores del Flujo se obtuvo el valor presente (VPN) con la Ecuación 4.9. La tasa interna de retorno (TIR) con estos datos fue de 24.49% y el periodo de recuperación (PR) es de 5 años, como se ve en la Tabla de la Figura 8.24. Este tiempo es el necesario para que se llegue a un punto de equilibrio Sin embargo para tener el valor presente neto calculado es necesario que el proceso trabaje los 15 años restantes. Los resultados de la evaluación se muestran en la Tabla de la Figura 8.23.

RESULTADOS DE VIABILIDAD FINANCIERA	
VALOR PRESENTE NETO (VPN), M USD	\$106,249
TASA INTERNA DE RETORNO (TIR)	24.49%
PERIODO RECUPERACION (PR)	5 AÑOS

Figura 8.23. Resultados de evaluación de viabilidad financiera con precios de mercado de productos

CONCEPTO	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
Inversión, M USD	-153,830	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ingresos, M USD	0	825,856	869,814	914,108	958,736	1,003,700	1,048,999	1,094,633	1,140,602	1,186,907	1,233,546
Equipo depreciado, M USD	0	1,621	1,621	1,621	1,621	1,621	1,621	1,621	1,621	1,621	1,621
<b>UTILIDAD BRUTA, M USD</b>		824,235	868,193	912,486	957,115	1,002,079	1,047,377	1,093,012	1,138,981	1,185,285	1,231,925
Costos de Transformación, M USD	0	452,084	473,625	495,062	516,499	537,937	559,374	580,812	602,249	623,686	645,124
Gastos de operación, M USD	0	1,515	1,515	1,515	1,515	1,515	1,515	1,515	1,515	1,515	1,515
<b>UTILIDAD DE OPERACIÓN, M USD</b>		370,636	393,053	415,909	439,101	462,627	486,489	510,685	535,217	560,084	585,286
Depreciación, M USD	0	1,621	1,621	1,621	1,621	1,621	1,621	1,621	1,621	1,621	1,621
<b>UTILIDAD NETA ANTES DE INTERESES, M USD</b>		372,258	394,675	417,531	440,722	464,248	488,110	512,307	536,838	561,706	586,908
Gastos por intereses, M USD	0	14,941	14,941	14,941	14,941	14,941	14,941	14,941	14,941	14,941	14,941
<b>UTILIDAD NETA ANTES DE IMPUESTOS, M USD</b>		357,317	379,734	402,590	425,781	449,308	473,169	497,366	521,898	546,765	571,967
Renta e impuestos (76%), M USD	0	271,561	288,598	305,969	323,594	341,474	359,609	377,998	396,642	415,541	434,695
<b>UTILIDAD NETA DESPUES DE IMPUESTOS, M USD</b>		85,756	91,136	96,622	102,188	107,834	113,561	119,368	125,255	131,224	137,272
Dividendos por acción (40%), M USD	0	34,302	36,454	38,649	40,875	43,134	45,424	47,747	50,102	52,489	54,909
<b>UTILIDADES RETENIDAS, M USD</b>		51,454	54,682	57,973	61,313	64,700	68,136	71,621	75,153	78,734	82,363
<b>FLUJO DE EFECTIVO, M USD</b>	<b>-153,830</b>	<b>51,454</b>	<b>54,682</b>	<b>57,973</b>	<b>61,313</b>	<b>64,700</b>	<b>68,136</b>	<b>71,621</b>	<b>75,153</b>	<b>78,734</b>	<b>82,363</b>
<b>SALDO, M USD</b>		112,498	77,215	47,166	21,639	0	-18,305	-33,761	-46,788	-57,752	-66,965

CONCEPTO	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
	2025	2026	2027	2028	2029	2030	2031	2032	2033	2034
Inversión, M USD	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ingresos, M USD	1,280,521	1,327,831	1,375,476	1,423,456	1,471,772	1,520,422	1,569,408	1,618,729	1,668,385	1,718,376
Equipo depreciado, M USD	1,621	1,621	1,621	1,621	1,621	1,621	1,621	1,621	1,621	1,621
<b>UTILIDAD BRUTA, M USD</b>		1,278,899	1,326,209	1,373,854	1,421,835	1,518,801	1,567,786	1,617,107	1,666,764	1,716,755
Costos de Transformación, M USD	666,561	687,998	709,436	730,873	752,310	773,748	795,185	816,622	838,060	859,497
Gastos de operación, M USD	1,515	1,515	1,515	1,515	1,515	1,515	1,515	1,515	1,515	1,515
<b>UTILIDAD DE OPERACIÓN, M USD</b>		610,824	636,696	662,904	689,447	716,325	743,538	771,087	798,970	827,189
Depreciación, M USD	1,621	1,621	1,621	1,621	1,621	1,621	1,621	1,621	1,621	1,621
<b>UTILIDAD NETA ANTES DE INTERESES, M USD</b>		612,445	638,318	664,525	691,068	717,946	745,160	772,708	800,592	828,811
Gastos por intereses, M USD	14,941	14,941	14,941	14,941	14,941	14,941	14,941	14,941	14,941	14,941
<b>UTILIDAD NETA ANTES DE IMPUESTOS, M USD</b>		597,505	623,377	649,585	676,128	703,006	730,219	757,768	785,651	813,870
Renta e impuestos (76%), M USD	454,103	473,767	493,685	513,857	534,284	554,967	575,903	597,095	618,541	640,242
<b>UTILIDAD NETA DESPUES DE IMPUESTOS, M USD</b>		143,401	149,611	155,900	162,271	168,721	175,253	181,864	188,556	195,329
Dividendos por acción (40%), M USD	57,360	59,844	62,360	64,908	67,489	70,101	72,746	75,423	78,132	80,873
<b>UTILIDADES RETENIDAS, M USD</b>		86,041	89,766	93,540	97,362	101,233	105,152	109,119	113,134	117,197
<b>FLUJO DE EFECTIVO, M USD</b>	<b>86,041</b>	<b>89,766</b>	<b>93,540</b>	<b>97,362</b>	<b>101,233</b>	<b>105,152</b>	<b>109,119</b>	<b>113,134</b>	<b>117,197</b>	<b>121,309</b>
<b>SALDO, M USD</b>		-74,695	-81,174	-86,597	-91,131	-94,918	-98,078	-100,712	-102,905	-104,731

Figura 8.24. Flujo de efectivo considerando los precios de mercado de Gas Natural Puro y Condensados

## 9 ANÁLISIS EXERGOECONÓMICO DEL PROCESO CRIOGÉNICO PARA PURIFICAR GAS NATURAL

El análisis exergoeconómico del proceso criogénico de turboexpansión indica cuánto dinero se está gasta en cada corriente, convirtiendo los costos de energía (kJ/h) en flujo monetario (USD/h). De esta manera se sabe en que parte del proceso se gasta más y cual es el costo de producción. El balance exergoeconómico se plantea de a cuerdo al diagrama de bloques. En esta sección además se evalúan los índices exergoeconómicos con los cuales se puede llegar a mejores conclusiones acerca del rendimiento energético del proceso.

### 9.1 Costo de producción de equipos

El costo de producción anualizado de todo el proyecto obtenido en la sección 8.8 se reparte en cada equipo. Dentro del costo capital se encuentran los costos por suministro de equipo los cuales han sido evaluados en la sección 8.4 y cuyas memorias de cálculo están en el ANEXO 2B. En la Figura 9.1 se muestra el costo de equipo ( $Z_{EQ}$ ) en unidades M USD (miles de dólares) se muestran diversos costos y gastos que para cada equipo.

Los gastos que no se pueden requisar para un equipo en particular deben ser repartidos proporcionalmente para cada uno de ellos. Estos gastos los comparten todos los equipos, tales como la renta del terreno, las licencias, patentes, etc. La parte proporcional de las Irreversibilidades totales son a los gastos que comparten los equipos, los que a su vez multiplicados por el cada costo resulta en el costo para cada equipo, Ecuación 9.1.

$$C_i = C_{TOT} Irr_i \quad (9.1)$$

El costo anualizado ( $\dot{Z}$ ) esta referido al costo de producción de cada equipo para 20 años en unidades de USD/h. Este costo es el que se ocupa en el balance exergoeconómico que se verá en la sección 9.2 y que se calcula con la ecuación 5.11.

$$\sum_s (c_s \dot{E}x)_k + c_{w,k} \dot{W}_k = c_{q,k} \dot{E}x_k + \sum_e (c_e \dot{E}x_e)_k + \dot{Z}_k \quad (5.11)$$

Los valores de exergia están referidos a cada corriente del bloque que analiza por medio del balance de la Ecuación 5.11 y se pueden ver en la sección 7.8, Resultados del análisis de exergia. Por lo que las incógnitas son los costos de cada corriente, los cuales son evaluados como se ve en la sección 9.2. Los costos de materia prima y de servicios son costos determinados de acuerdo al precio de mercado que cada uno de ellos tiene.



BLOQUE	EQUIPO	COSTO DE EQUIPO (M USD)	MATERIALES, INSTALACIÓN, FLETES (M USD)	COSTOS FUERA DE SITIO (MUSD)	COSTOS INDIRECTOS DE INV. (MUSD)	OTROS GASTOS DE INV. (MUSD)	SALARIOS, MANTENIMIENTO DE OPERACIÓN (MUSD)	GASTOS FINANCIEROS (MUSD)	COSTOS DE TRANSFORMACIÓN (MUSD)	COSTO TOTAL ANUAL (USD/h)
1	FA-1	132.85	2,083.67	734.60	1,258.27	924.93	1,432.40	8,388.08	12,503,050,215.00	71,364,527.225
2	FA-2	205.02	1,385.61	488.50	836.73	615.07	952.52	5,577.95	0.00	57,428
3	FA-3A	37.18	5.97	2.10	3.60	2.65	4.10	24.03	0.00	0.455
4	FA-3B	38.74	22.08	7.78	13.33	9.80	15.18	88.88	0.00	1.118
5	FA-4	113.53	662.76	233.66	400.22	294.19	455.61	2,668.02	0.00	27,557
6	FA-5	115.57	49.97	17.62	30.18	22.18	34.35	201.16	0.00	2,689
7	FA-6	87.96	36.09	12.72	21.80	16.02	24.81	145.30	0.00	1,967
8	DA-1/EA-2	6,202.06	13,687.79	4,825.66	8,265.67	6,075.94	9,409.53	55,101.93	0.00	591,145
9	EA-1	142.08	2,259.03	796.42	1,364.16	1,002.77	1,552.95	9,094.00	0.00	92,531
10	EA-3	141.68	1,991.23	702.01	1,202.45	883.90	1,368.85	8,015.96	542,769.60	3,179,656
11	EA-4	162.79	1,352.59	476.86	816.79	600.41	929.83	5,445.04	389,660,189.93	2,224,143,689
12	EA-5	141.78	1,810.44	638.27	1,093.27	803.65	1,244.57	7,288.16	0.00	74,316
13	EA-6	169.98	957.36	337.52	578.12	424.97	658.12	3,853.96	201,478,711.05	1,150,032,483
14	EA-7	142.33	4,539.33	1,600.35	2,741.17	2,014.99	3,120.52	18,273.66	0.00	185,116
15	EA-8	138.99	802.26	282.84	484.46	356.12	551.51	3,229.60	0.00	33,366
16	EA-9	129.31	475.98	167.81	287.43	211.28	327.20	1,916.10	3,223,680.00	18,420,063
17	GB/GC-1	22,822.33	6,219.46	2,192.68	3,755.75	2,760.79	4,275.51	25,037.23	0.00	382,784
18	GB-2	17,063.43	2,102.22	741.14	1,269.47	933.16	1,445.15	8,462.75	9,923,709.67	56,824,926
19	GA-1	19.77	81.34	28.68	49.12	36.11	55.91	327.43	434,512.71	2,483,511
20	GA-2	21.56	223.28	78.72	134.83	99.11	153.49	898.84	1,024,868.57	5,858,895
21	GA-3	17.99	9.74	3.43	5.88	4.32	6.69	39.20	138,836.42	792,943
22	VA-1	1.83	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.010
23	VA-2	2.77	46.56	16.41	28.12	20.67	32.01	187.43	0.00	1,906
24	VA-3	2.77	3.78	1.33	2.28	1.68	2.60	15.20	0.00	0,169
25	VA-4	3.33	17.59	6.20	10.62	7.81	12.09	70.82	0.00	0,733
26	VA-5	3.33	1,507.03	531.31	910.05	668.96	1,035.99	6,066.75	0.00	61,207
27	VA-6	2.77	186.67	65.81	112.73	82.86	128.33	751.47	0.00	7,595
28	VA-7	2.77	2.41	0.85	1.45	1.07	1.66	9.70	0.00	0,114
29	VA-8	2.77	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0,016
30	MX-1	0.03	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0,000
31	MX-2	0.03	1.06	0.37	0.64	0.47	0.73	4.28	0.00	0,043
32	MX-3	0.03	811.57	286.12	490.08	360.25	557.91	3,267.07	0.00	32,951
33	MX-4	0.03	725.27	255.69	437.97	321.94	498.58	2,919.66	0.00	29,447
34	MX-5	0.03	10.12	3.57	6.11	4.49	6.96	40.73	0.00	0,411
<b>TOTAL</b>		<b>48,069.40</b>	<b>44,070.24</b>	<b>15,537.05</b>	<b>26,612.76</b>	<b>19,562.56</b>	<b>30,295.65</b>	<b>177,410.36</b>	<b>13,109,477,492.94</b>	<b>74,827,848</b>

Figura 9.1. Costos de producción anualizados por equipo

## 9.2 Balance exergoeconómico

El planteamiento del balance exergoeconómico para cada bloque fue obtenido en base a la Ecuación 5.10 ó 5.11. En base al diagrama de bloques de la Figura 7.1 se asignó cada costo de corriente del balance. A continuación se muestra el sistema de ecuaciones obtenido:

Bloque: Equipo(s):	Balance
1 FA-1	$c_1Ex_1 + Z_1 = c_2Ex_2 + c_9Ex_9$
2 FA-2	$c_5Ex_5 + Z_2 = c_6Ex_6 + c_7Ex_7$
3 FA-3A	$c_{11}Ex_{11} + Z_3 = c_{12}Ex_{12} + c_{14}Ex_{14}$
4 FA-3B	$c_{13}Ex_{13} + Z_4 = c_{15}Ex_{15} + c_{16}Ex_{16}$
5 FA-4	$c_{33}Ex_{33} + Z_5 = c_{36}Ex_{36} + c_{37}Ex_{37}$
6 FA-5	$c_{38}Ex_{38} + Z_6 = c_{34}Ex_{34} + c_{39}Ex_{39}$
7 FA-6	$c_{52}Ex_{52} + Z_7 = c_{53}Ex_{53} + c_{54}Ex_{54}$
8 DA-1/EA-2	$c_{35}Ex_{35} + c_{41}Ex_{41} + c_4Ex_4 + Z_8 = c_{42}Ex_{42} + c_{43}Ex_{43} + c_5Ex_5$
9 EA-1	$c_3Ex_3 + c_{58}Ex_{58} + Z_9 = c_4Ex_4 + c_{59}Ex_{59}$
10 EA-3	$c_6Ex_6 + c_{21}Ex_{21} + Z_{10} = c_{20}Ex_{20} + c_{22}Ex_{22}$
11 EA-4	$c_{20}Ex_{20} + c_{24}Ex_{24} + Z_{11} = c_{23}Ex_{23} + c_{25}Ex_{25}$
12 EA-5	$c_{23}Ex_{23} + c_{27}Ex_{27} + Z_{12} = c_{21}Ex_{21} + c_{26}Ex_{26}$
13 EA-6	$c_{26}Ex_{26} + c_{29}Ex_{29} + Z_{13} = c_{28}Ex_{28} + c_{30}Ex_{30}$
14 EA-7	$c_{28}Ex_{28} + c_{32}Ex_{32} + Z_{14} = c_{27}Ex_{27} + c_{31}Ex_{31}$
15 EA-8	$c_{31}Ex_{31} + c_{34}Ex_{34} + Z_{15} = c_{33}Ex_{33} + c_{35}Ex_{35}$
16 EA-9	$c_{48}Ex_{48} + c_{50}Ex_{50} + Z_{16} = c_{49}Ex_{49} + c_{51}Ex_{51}$
17 GB/GC-1	$c_2Ex_2 + c_{36}Ex_{36} + Z_{17} = c_3Ex_3 + c_{41}Ex_{41}$
18 GB-2	$c_{45}Ex_{45} + c_{WGB2}Ex_{WGB2} + Z_{18} = c_{46}Ex_{46}$
19 GA-1	$c_{43}Ex_{43} + c_{WGA1}Ex_{WGA1} + Z_{19} = c_{48}Ex_{48}$
20 GA-2	$c_{54}Ex_{54} + c_{WGA2}Ex_{WGA2} + Z_{20} = c_{55}Ex_{55}$
21 GA-3	$c_{16}Ex_{16} + c_{WGA3}Ex_{WGA3} + Z_{21} = c_{17}Ex_{17}$
22 VA-1	$c_9Ex_9 + Z_{22} = c_{10}Ex_{10}$
23 VA-2	$c_7Ex_7 + Z_{23} = c_8Ex_8$
24 VA-3	$c_{12}Ex_{12} + Z_{24} = c_{13}Ex_{13}$
25 VA-4	$c_{14}Ex_{14} + Z_{25} = c_{18}Ex_{18}$
26 VA-5	$c_{37}Ex_{37} + Z_{26} = c_{38}Ex_{38}$
27 VA-6	$c_{39}Ex_{39} + Z_{27} = c_{40}Ex_{40}$
28 VA-7	$c_{17}Ex_{17} + Z_{28} = c_{44}Ex_{44}$
29 VA-8	$c_{53}Ex_{53} + Z_{29} = c_{56}Ex_{56}$
30 MX-1	$c_{10}Ex_{10} + c_8Ex_8 + Z_{30} = c_{11}Ex_{11}$
31 MX-2	$c_{15}Ex_{15} + c_{18}Ex_{18} + Z_{31} = c_{19}Ex_{19}$
32 MX-3	$c_{40}Ex_{40} + c_{42}Ex_{42} + Z_{32} = c_{32}Ex_{32}$
33 MX-4	$c_{44}Ex_{44} + c_{49}Ex_{49} + Z_{33} = c_{52}Ex_{52}$
34 MX-5	$c_{19}Ex_{19} + c_{56}Ex_{56} + Z_{34} = c_{57}Ex_{57}$

El sistema anterior tiene 34 ecuaciones y 63 incógnitas, estas últimas corresponde al número de corrientes total incluyendo el suministro eléctrico de los equipos dinámicos. Este sistema no puede ser resuelto con un sistema de programación lineal por lo que debe igualarse el número de ecuación e incógnitas.

Los costos determinados se conocen porque son los de materias primas y servicios auxiliares y son referidos para el año en que comenzará a trabajar el proceso en base a las correlaciones de la sección 8.6, los cuales se ven en la siguiente tabla

Materias primas y servicios auxiliares	Costo		Corrientes
	(USD/h)	(USD/kJ)	
Gas dulce seco	71364.4	3.81650E-06	$C_1$
Agua de enfriamiento	21.5	8.24059E-08	$C_{50}, C_{58}$
Propano	3374.1	1.01072E-06	$C_{24}, C_{29}$
Electricidad	107.2	1.64619E-05	$C_{WGB2}, C_{WGA1}, C_{WGA2}, C_{WGA3}$

Figura 9.2. Costo de materias primas y servicios auxiliares

Otros costos conocidos son los de las corrientes sin flujo, que son igual a cero. Esto debido a que el sistema se encuentra en estado estacionario, por lo que:

$$c_9 = c_{10} = c_{53} = c_{59} = 0$$

Por lo tanto:

$$c_1 = c_2$$

$$c_8 = c_{11}$$

$$c_{52} = c_{54}$$

$$c_{19} = c_{57}$$

Las relaciones auxiliares fueron obtenidas en base a la sección 5.1.3. Para el sistema anterior se tienen las siguientes relaciones auxiliares:

INTERCAMBIADORES:	SEPARADORES	TURBOEXPANSOR	TEE
$c_{58} = c_{59}$	$c_6 = c_7$	$c_2 = c_3$	$c_{22} = c_{45}$
$c_{21} = c_{22}$	$c_{12} = c_{14}$		$c_{45} = c_{47}$
$c_{24} = c_{25}$	$c_{15} = c_{16}$		
$c_{27} = c_{21}$	$c_{36} = c_{37}$		
$c_{29} = c_{30}$	$c_{34} = c_{39}$		
$c_{32} = c_{27}$	$c_4 = c_5$		
$c_{34} = c_{35}$	$c_{42} = c_{43}$		
$c_{50} = c_{51}$			

Acorde a las anteriores consideraciones se tiene que el número de variables a resolver es:

Corrientes	= 63
– (Costos determinados)	= 9
– (Ecuaciones auxiliares)	= 26
<hr/>	
Variables a resolver	= 28

Al realizar las simplificaciones con las consideración ya mencionadas, se tiene un sistema de 28 incógnitas y 28 ecuaciones que puede ser resuelto por medio de un método de algebra lineal. Se tiene una matriz de flujo de exergia ( $\dot{E}x$ ) multiplicada por una matriz renglón de costos unitarios ( $c$ ) que es igual a los costos de operación anualizados ( $\dot{Z}$ ).

$$\dot{E}x (c) = \dot{Z} \quad (9.2)$$

Los valores de exergia se toman de los valores correspondientes a cada corriente que se obtuvieron del análisis de exergia. También se conocen los valores conocidos así como el costo de operación anualizado. De manera que para obtener los costos unitarios se resuelve con:

$$c = (\dot{E}x)^{-1} \dot{Z} \quad (9.3)$$

El sistema puede resolvió con una hoja de cálculo y sus resultados pueden verse en la sección 9.4. Donde se aprecia el costo unitario. Dicho costo, multiplicado por el flujo de materia que pasa por la corriente correspondiente, es igual al costo de exergia, en unidades de kJ/

### 9.2.1 Costo de Irreversibilidades

Costo de pérdidas de exergia se obtiene con la ecuación 5.20. Asumiendo que la exergia del producto está determinada y que el costo unitario del combustible es independiente de las Irreversibilidades, el costo de exergia destruida es

$$\dot{C}_{D,k} = c_{F,k} \dot{E}x_{D,k} \quad (5.20)$$

La suma de los costos de irreversibilidades es la cantidad de dinero que se desperdicia por el hecho de ineficiencias del proceso. Mientras menor sea esta cantidad puede decirse que se ha obtenido un proceso con menos pérdidas de dinero.

### 9.2.2 Índices exergoeconómicos

Los dos índices que se evalúan son la diferencia de costo relativo y el factor exergoeconómico. La diferencia de costo relativo se evaluó con las Ecuaciones 5.22.

$$r_k = \frac{c_{P,k} - c_{F,k}}{c_{F,k}} \quad (5.22)$$

El costo de cada producto y cada flujo varía según cada bloque. El costo de combustible corresponde a la corriente que hace que el equipo funcione mientras que el costo de producto es el que corresponde a la corriente que sale del equipo o bloque considerado.

El factor exergoeconómico se evaluó con la Ecuación 5.25.

$$FE_k = \frac{\dot{Z}_k}{\dot{Z}_k + c_{F,k} (\dot{E}x_{D,k} + \dot{E}x_{L,k})} \quad (5.25)$$

Por medio del costo exergoeconómico puede identificarse que tipo de costo tiene mayor influencia en el el costo total del bloque considerado. El costo de producción tiene dos aportaciones: costos relacionados con la exergia y los que no lo son. El factor exergoeconómico sirve para determinar cual de los dos términos anteriores tiene mayor aportación en el costo total. De esta manera puede identificarse la contribución del costo por irreversibilidades dentro del costo total.

## 9.3 Resultados

### 9.3.1 Costos exérgicos por corriente

Los costos unitarios de exergía por corriente en unidades de USD /kJ se muestran en la segunda columna, los cuales multiplicados por el valor de exergía dan el costo en unidades de USD/h. Estos costos se muestran en la siguiente tabla, los cuales son comparados en la Figura 9.5.

Corriente	c (USD/kJ)	C (USD/h)	Corriente	c (USD/kJ)	C (USD/h)	Corriente	c (USD/kJ)	C (USD/h)
c1	3.817E-06	34252.43	c22	3.931E-04	2505127.46	c43	3.931E-04	906947.30
c2	3.817E-06	34249.23	c23	2.601E-04	2261084.98	c44	6.890E-06	1796.38
c3	3.817E-06	34267.11	c24	1.011E-06	28558.21	c45	3.931E-04	1252563.73
c4	3.827E-06	34359.64	c25	1.011E-06	28556.60	c46	4.106E-04	1309444.74
c5	3.827E-06	34350.75	c26	2.601E-04	2261864.71	c47	3.931E-04	1252563.73
c6	3.834E-06	33325.06	c27	3.931E-04	2506267.85	c48	3.942E-04	909432.72
c7	3.834E-06	1083.12	c28	3.923E-04	3411899.72	c49	4.021E-04	927852.80
c8	3.841E-06	1085.02	c29	1.011E-06	14770.35	c50	8.241E-08	350.62
c9	0.000E+00	0.00	c30	1.011E-06	14767.82	c51	8.241E-08	350.60
c10	0.000E+00	0.00	c31	3.924E-04	3414397.59	c52	3.620E-04	929678.63
c11	3.841E-06	1085.02	c32	3.931E-04	2508580.60	c53	0.000E+00	0.00
c12	3.842E-06	1044.36	c33	3.924E-04	3415020.45	c54	3.620E-04	929626.08
c13	3.843E-06	1044.53	c34	3.926E-04	990298.29	c55	3.643E-04	935490.26
c14	3.842E-06	41.12	c35	3.926E-04	989708.80	c56	0.000E+00	0.00
c15	3.847E-06	42.55	c36	3.925E-04	2281440.04	c57	3.882E-06	84.43
c16	3.847E-06	1003.10	c37	3.925E-04	1133607.96	c58	8.241E-08	0.09
c17	6.889E-06	1796.27	c38	3.926E-04	1133669.17	c59	8.241E-08	0.09
c18	3.914E-06	41.85	c39	3.926E-04	143373.57	cWGB2	1.646E-05	56.08
c19	3.882E-06	84.44	c40	3.927E-04	143381.16	cWGA1	1.646E-05	1.92
c20	4.250E-06	36939.68	c41	3.930E-04	2281804.95	cWGA2	1.646E-05	5.29
c21	3.931E-04	2505562.43	c42	3.931E-04	2365166.48	cWGA3	1.646E-05	0.23

Figura 9.3. Costos exérgicos de corrientes

En base a la Tabla de la Figura 9.3 se suman los costos de cada tipo de servicio y se tienen los costos de totales para cada uno de ellos que se muestran en la siguiente tabla

Materias primas y servicios auxiliares	(USD/h)	Participación (%)
Gas dulce seco	34252.43	43.92
Agua de enfriamiento	350.71	0.45
Propano	43328.56	55.55
Electricidad	63.52	0.08
<b>TOTAL</b>	<b>77995.22</b>	<b>100.00</b>

Figura 9.4. Costos exérgicos de Transformación

Los precios de los productos de gas natural es la suma de los costos de las corrientes 46, 47 y 57. Para los Condensados es la corriente 57. La suma de todas estas corrientes representa los costos de producción reales de los productos, que se muestran en la Tabla 9.6.

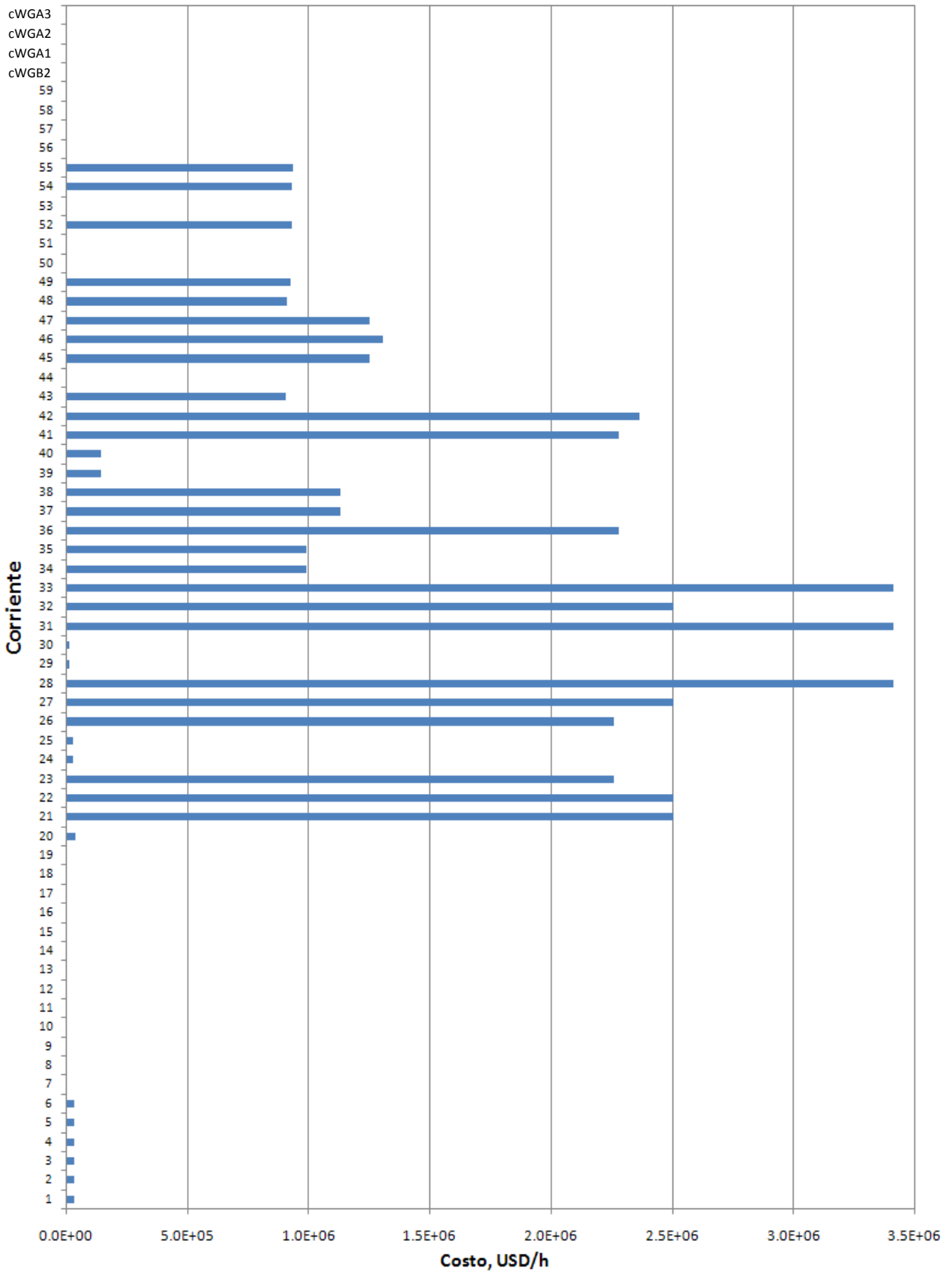


Figura 9.5. Comparativo de costos de corrientes

<b>Productos</b>	<b>(USD/h)</b>	<b>Participación (%)</b>
Gas Natural Puro	2562092.9	73.25
Condensados	935490.3	26.75
<b>TOTAL</b>	<b>3497583.1</b>	<b>100.00</b>

*Figura 9.6. Costos exérgicos de Productos*

En total se tiene una producción de \$ 3,497,583.1 USD/h. Con la información anterior es posible obtener el flujo de efectivo para con base en los costos de los productos exérgicos y no del precio de mercado como se hizo en la anterior sección. Estos precios son representativos de su valor real porque están basados en la evaluación exérgica, como se verá a continuación.

### 9.3.2 Evaluación financiera exérgica

Con la finalidad de comparar los parámetros de evaluación financiera de entre los precios de mercado de los productos del proceso criogénico y los precios encontrados con el análisis exergoeconómico a continuación realiza una evaluación de los parámetros de viabilidad financiera con los precios GNP y condensados de la Tabla 9.6.

Los ingresos son la cantidad de dinero que se produce por año de cada producto; siendo la suma de GNP y Condensados igual a los ingresos totales. En la Tabla de la Figura 9.7 se muestra el valor presente neto (VPN) de los precios encontrados en el balance exérgico, considerando una TIR similar al flujo de efectivo de los precios de mercado, es decir, 24.49%. El flujo de efectivo para dichos ingresos se muestra en la Tabla de la Figura 9.8

<b>VALOR PRESENTE NETO (VPN), M USD</b>	<b>\$17,072,778</b>
<b>TASA INTERNA DE RETORNO (TIR)</b>	<b>24.49%</b>
<b>PERIODO RECUPERACION (PR)</b>	<b>1 AÑO</b>

*Figura 9.7. Resultados de evaluación financiera con precios exérgicos de productos*

Entre el valor presente neto considerando precios de mercado y el encontrado en el balance exergoeconómico hay una diferencia de \$16,966,530 M USD. El periodo de recuperación es menor al de los precios de mercado y con esta diferencia puede subsanarse muchísimo más rápido la deuda que se tiene por concepto del préstamo para construir la planta criogénica.

En la siguiente tabla se comparan los flujos de dinero entre el precio de mercado y el precio exérgico de los productos considerados

<b>Producto</b>	<b>Precio de mercado, M USD/h</b>	<b>Precio exérgico, M USD/h</b>
<b>GNP</b>	90.98	2562.09
<b>Condensados</b>	53.15	935.49

*Figura 9.8. Comparación de precios de productos*

CONCEPTO	0 2014	1 2015	2 2016	3 2017	4 2018	5 2019	6 2020	7 2021	8 2022	9 2023	10 2024
Inversión, M USD	-153.830	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ingresos, M USD	0	30.219,118	30.219,118	30.219,118	30.219,118	30.219,118	30.219,118	30.219,118	30.219,118	30.219,118	30.219,118
Equipo depreciado, M USD	0	1.621	1.621	1.621	1.621	1.621	1.621	1.621	1.621	1.621	1.621
<b>UTILIDAD BRUTA, M USD</b>	<b>0</b>	<b>30.217,497</b>	<b>30.217,497</b>	<b>30.217,497</b>	<b>30.217,497</b>	<b>30.217,497</b>	<b>30.217,497</b>	<b>30.217,497</b>	<b>30.217,497</b>	<b>30.217,497</b>	<b>30.217,497</b>
Costos de Transformación, M USD	452,084	473,625	495,062	495,062	516,499	537,937	559,374	580,812	602,249	623,686	645,124
Gastos de operación, M USD	1.515	1.515	1.515	1.515	1.515	1.515	1.515	1.515	1.515	1.515	1.515
<b>UTILIDAD DE OPERACIÓN, M USD</b>	<b>0</b>	<b>29,763,899</b>	<b>29,742,357</b>	<b>29,720,920</b>	<b>29,699,483</b>	<b>29,678,045</b>	<b>29,656,608</b>	<b>29,635,171</b>	<b>29,613,733</b>	<b>29,592,296</b>	<b>29,570,859</b>
Depreciación, M USD	0	1.621	1.621	1.621	1.621	1.621	1.621	1.621	1.621	1.621	1.621
<b>UTILIDAD NETA ANTES DE INTERESES, M USD</b>	<b>0</b>	<b>29,765,520</b>	<b>29,743,979</b>	<b>29,722,542</b>	<b>29,701,104</b>	<b>29,679,667</b>	<b>29,658,230</b>	<b>29,636,792</b>	<b>29,615,355</b>	<b>29,593,917</b>	<b>29,572,480</b>
Gastos por interés, M USD	0	14,941	14,941	14,941	14,941	14,941	14,941	14,941	14,941	14,941	14,941
<b>UTILIDAD NETA ANTES DE IMPUESTOS, M USD</b>	<b>0</b>	<b>29,750,579</b>	<b>29,729,038</b>	<b>29,707,601</b>	<b>29,686,164</b>	<b>29,664,726</b>	<b>29,643,289</b>	<b>29,621,852</b>	<b>29,600,414</b>	<b>29,578,977</b>	<b>29,557,540</b>
Renta e impuestos (76%), M USD	0	22,610,440	22,594,069	22,577,777	22,561,484	22,545,192	22,528,900	22,512,607	22,496,315	22,480,022	22,463,730
<b>UTILIDAD NETA DESPUES DE IMPUESTOS, M USD</b>	<b>0</b>	<b>7,140,139</b>	<b>7,134,969</b>	<b>7,129,824</b>	<b>7,124,679</b>	<b>7,119,534</b>	<b>7,114,389</b>	<b>7,109,244</b>	<b>7,104,099</b>	<b>7,098,954</b>	<b>7,093,809</b>
Dividendos por acción (40%), M USD	0	2,856,056	2,853,988	2,851,930	2,849,872	2,847,814	2,845,756	2,843,698	2,841,640	2,839,582	2,837,524
UTILIDADES RETENIDAS, M USD	0	4,284,083	4,280,982	4,277,895	4,274,808	4,271,721	4,268,634	4,265,547	4,262,460	4,259,373	4,256,286
<b>FLUJO DE EFECTIVO, M USD</b>	<b>-153,830</b>	<b>4,284,083</b>	<b>4,280,982</b>	<b>4,277,895</b>	<b>4,274,808</b>	<b>4,271,721</b>	<b>4,268,634</b>	<b>4,265,547</b>	<b>4,262,460</b>	<b>4,259,373</b>	<b>4,256,286</b>
<b>SALDO, M USD</b>	<b>-3,287,478</b>	<b>-6,049,800</b>	<b>-8,267,112</b>	<b>-10,046,943</b>	<b>-11,475,608</b>	<b>-12,622,393</b>	<b>-13,542,913</b>	<b>-14,281,812</b>	<b>-14,874,922</b>	<b>-15,351,009</b>	<b>-15,733,161</b>

CONCEPTO	11 2025	12 2026	13 2027	14 2028	15 2029	16 2030	17 2031	18 2032	19 2033	20 2034
Inversión, M USD	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ingresos, M USD	30,219,118	30,219,118	30,219,118	30,219,118	30,219,118	30,219,118	30,219,118	30,219,118	30,219,118	30,219,118
Equipo depreciado, M USD	1,621	1,621	1,621	1,621	1,621	1,621	1,621	1,621	1,621	1,621
<b>UTILIDAD BRUTA, M USD</b>	<b>30,217,497</b>	<b>30,217,497</b>	<b>30,217,497</b>	<b>30,217,497</b>	<b>30,217,497</b>	<b>30,217,497</b>	<b>30,217,497</b>	<b>30,217,497</b>	<b>30,217,497</b>	<b>30,217,497</b>
Costos de Transformación, M USD	666,561	687,998	709,436	730,873	752,310	773,748	795,185	816,622	838,060	859,497
Gastos de operación, M USD	1,515	1,515	1,515	1,515	1,515	1,515	1,515	1,515	1,515	1,515
<b>UTILIDAD DE OPERACIÓN, M USD</b>	<b>29,549,421</b>	<b>29,527,984</b>	<b>29,506,547</b>	<b>29,485,109</b>	<b>29,463,672</b>	<b>29,442,235</b>	<b>29,420,797</b>	<b>29,399,360</b>	<b>29,377,923</b>	<b>29,356,485</b>
Depreciación, M USD	1,621	1,621	1,621	1,621	1,621	1,621	1,621	1,621	1,621	1,621
<b>UTILIDAD NETA ANTES DE INTERESES, M USD</b>	<b>29,551,043</b>	<b>29,529,605</b>	<b>29,508,168</b>	<b>29,486,731</b>	<b>29,465,293</b>	<b>29,443,856</b>	<b>29,422,419</b>	<b>29,400,981</b>	<b>29,379,544</b>	<b>29,358,107</b>
Gastos por interés, M USD	14,941	14,941	14,941	14,941	14,941	14,941	14,941	14,941	14,941	14,941
<b>UTILIDAD NETA ANTES DE IMPUESTOS, M USD</b>	<b>29,536,102</b>	<b>29,514,665</b>	<b>29,493,228</b>	<b>29,471,790</b>	<b>29,450,353</b>	<b>29,428,916</b>	<b>29,407,478</b>	<b>29,386,041</b>	<b>29,364,603</b>	<b>29,343,166</b>
Renta e impuestos (76%), M USD	22,447,438	22,431,145	22,414,853	22,398,561	22,382,268	22,365,976	22,349,683	22,333,391	22,317,099	22,300,806
<b>UTILIDAD NETA DESPUES DE IMPUESTOS, M USD</b>	<b>7,088,665</b>	<b>7,083,520</b>	<b>7,078,375</b>	<b>7,073,230</b>	<b>7,068,085</b>	<b>7,062,940</b>	<b>7,057,795</b>	<b>7,052,650</b>	<b>7,047,505</b>	<b>7,042,360</b>
Dividendos por acción (40%), M USD	2,835,466	2,833,408	2,831,350	2,829,292	2,827,234	2,825,176	2,823,118	2,821,060	2,819,002	2,816,944
UTILIDADES RETENIDAS, M USD	4,253,199	4,250,112	4,247,025	4,243,938	4,240,851	4,237,764	4,234,677	4,231,590	4,228,503	4,225,416
<b>FLUJO DE EFECTIVO, M USD</b>	<b>4,253,199</b>	<b>4,250,112</b>	<b>4,247,025</b>	<b>4,243,938</b>	<b>4,240,851</b>	<b>4,237,764</b>	<b>4,234,677</b>	<b>4,231,590</b>	<b>4,228,503</b>	<b>4,225,416</b>
<b>SALDO, M USD</b>	<b>-15,733,161</b>	<b>-16,039,912</b>	<b>-16,286,140</b>	<b>-16,483,785</b>	<b>-16,642,434</b>	<b>-16,769,780</b>	<b>-16,871,999</b>	<b>-16,954,050</b>	<b>-17,019,912</b>	<b>-17,072,778</b>

Figura 9.9. Flujo de efectivo en base a los precios de los productos obtenidos en el balance exergoeconómico



### 9.3.3 Índices exergoeconómicos

Los índices exergoeconómicos para cada bloque se muestran a continuación:

BLOQUE	DESCRIPCIÓN	Irr (kJ/h)	Z (USD/h)	C <sub>irr</sub> (USD/h)	Z + C <sub>irr</sub> (USD/h)	r (%)	FE (%)
1	FA-1	839097	71364527.2249	3.202415931	71364530.4273	0.00	99.99
2	FA-2	557988	57.4281	2.129561622	59.5577	50.23	96.42
3	FA-3A	2403	0.4545	0.009231022	0.4637	50.02	98.01
4	FA-3B	8891	1.1176	0.034170781	1.1517	50.06	97.03
5	FA-4	266894	27.5570	104.7390648	132.2960	50.00	20.83
6	FA-5	20123	2.6885	7.899328346	10.5878	50.00	25.39
7	FA-6	145166	1.9675	52.55641222	54.5239	0.00	3.61
8	DA-1/EA-2	5512093	591.1449	4351.184572	4942.3295	0.08	11.96
9	EA-1	909714	92.5309	3.546891806	96.0778	0.27	96.31
10	EA-3	801872	3179.6557	318.2831025	3497.9388	0.10	90.90
11	EA-4	544691	2224143.6886	2.865224749	2224146.5538	97.99	100.00
12	EA-5	729067	74.3159	476.2088	550.5247	0.01	13.50
13	EA-6	385529	1150032.4833	100.6819097	1150133.1652	33.60	99.99
14	EA-7	1827996	185.1161	1435.718897	1620.8350	0.01	11.42
15	EA-8	323071	33.3663	253.6039447	286.9702	0.00	11.63
16	EA-9	162095	18420.0634	63.90364724	18483.9670	1.98	99.65
17	GB/GC-1	2504586	382.7840	992.4902813	1375.2742	0.14	27.83
18	GB-2	846567	56824.9258	346.714174	57171.6399	0.26	99.39
19	GA-1	32755	2483.5106	13.41479559	2496.9254	3.91	99.46
20	GA-2	89915	5858.8950	34.03314004	5892.9281	3.90	99.42
21	GA-3	3921	792.9433	0.079634344	793.0229	66.08	99.99
22	VA-1	0	0.0105	0	0.0105	No aplica	No aplica
23	VA-2	18749	1.9062	0.071882454	1.9781	0.18	96.37
24	VA-3	1520	0.1691	0.005841852	0.1749	0.02	96.66
25	VA-4	7084	0.7332	0.027220089	0.7605	1.82	96.42
26	VA-5	606884	61.2068	238.1732853	299.3801	0.03	20.44
27	VA-6	75173	7.5950	29.50990173	37.1049	0.03	20.47
28	VA-7	970	0.1136	0.00668305	0.1203	0.01	94.44
29	VA-8	0	0.0158	0	0.0158	No aplica	No aplica
30	MX-1	0	0.0002	1.17479E-06	0.0002	0.00	99.39
31	MX-2	428	0.0433	0.003324313	0.0467	99.92	92.88
32	MX-3	326820	32.9511	256.7996	289.7507	99.89	11.37
33	MX-4	191016	29.4471	78.13006751	107.5772	99.98	27.37
34	MX-5	4075	0.4110	0.015818169	0.4268	0.00	96.29

Figura 9.10. Índices exergoeconómicos

Los costos de Irreversibilidades pueden compararse en la gráfica de la Figura 9.11. Para los costos totales ( $Z+C_{irr}$ ) se tiene que el bloque de mayor valor es el tanque FA-1 debido a su alto factor exergoeconómico. Así mismo se tienen valores altos de factor exergoeconómico en los intercambiadores EA-4 y EA-6. En lo que se refiere al factor de costo relativo también es alto este valor para el intercambiador EA-4.

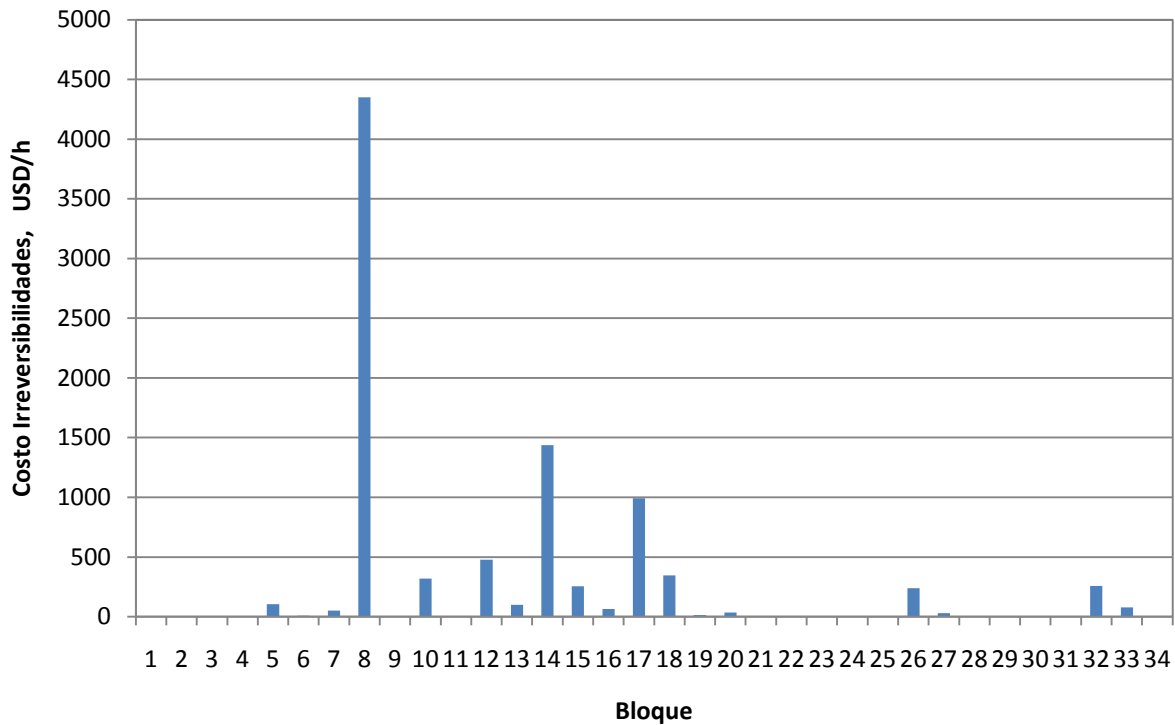


Figura 9.11. Gráfica comparativa de costo de Irreversibilidades de bloques

En lo que se refiere al costo de irreversibilidades ( $C_{irr}$ ) el bloque 8, perteneciente a la columna demetanzadora es la de mayor valor seguida del bloque 14, intercambiador EA-7. En tercer lugar se encuentra el bloque 17, turboexpansor GB/GC-1. Con esta información puede decirse que en este orden de costos por bloque se tiene mayor influencia en las pérdidas de exergia.

Sin embargo no toda la carga de los costos es debida a las Irreversibilidades, se tiene también participación debida a los costos de producción que incluyen los costos de transformación y el costo de los equipos, los cuales se pueden ver comparativamente en la gráfica de la Figura 9.12. En esta gráfica se ve claramente que el equipo FA-1 es el de mayor importancia en este rubro.

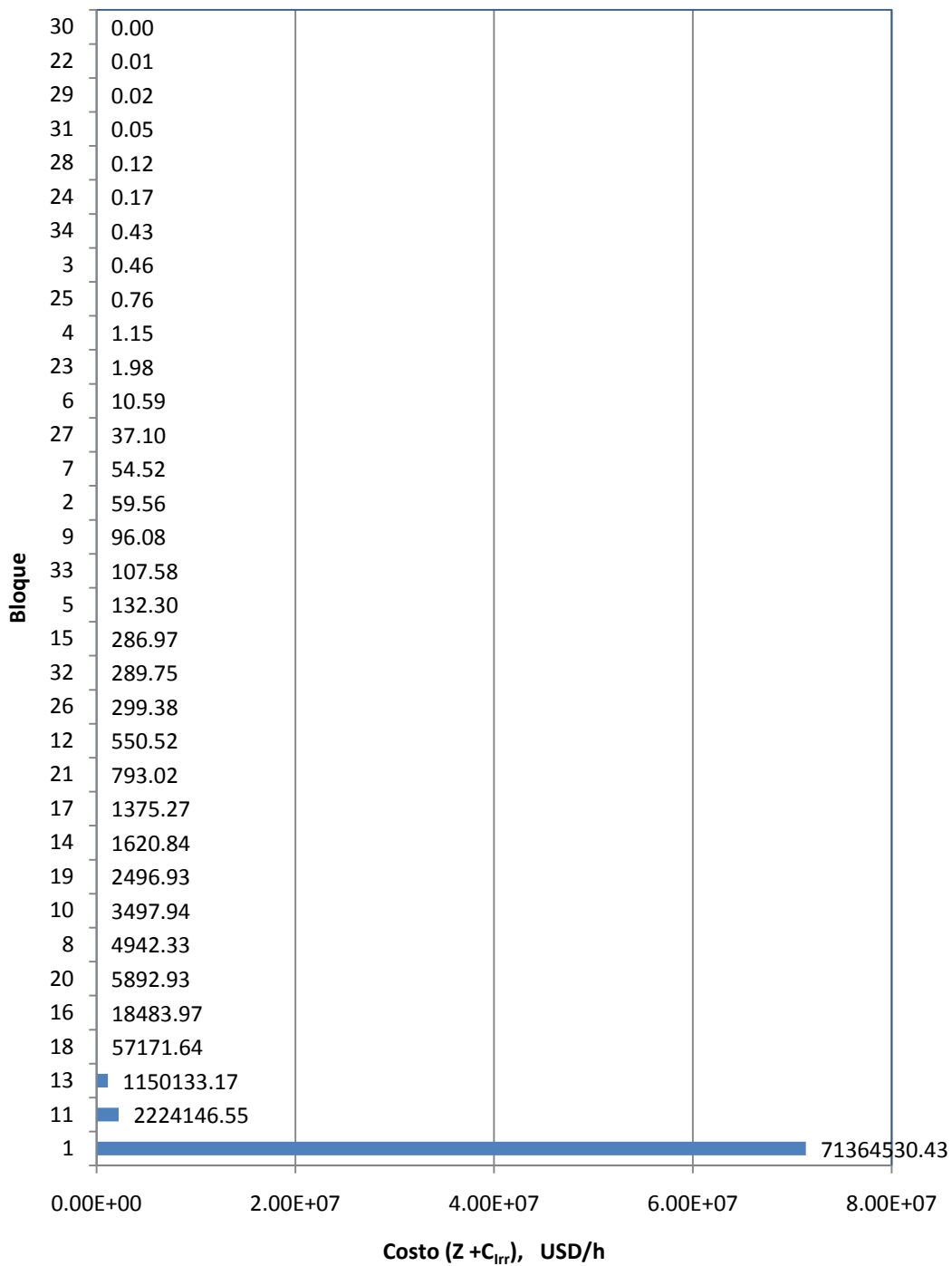


Figura 9.12. Costo Z+C<sub>irr</sub> de cada boque

## 10.DICTAMEN DEL ANÁLISIS

En este capítulo se analizan los resultados de los análisis exérgico y exergoeconómico realizado al proceso criogénico. Así mismo se analiza el comparativo de la evaluación financiera del flujo de efectivo realizado, entre el precio de mercado y el precio exérgico encontrado por medio del balance exergoeconómico. Esta información es de suma importancia para proponer mejoras de operación del proceso criogénico usando las estrategias vistas en la sección 5.3. Por último se incluyen las conclusiones a las que se ha llegado con el fin de mejorar energéticamente y económicamente el mencionado proceso.

### 10.1 Análisis de resultados

#### 10.1.1 Estudio exérgico

Las irreversibilidades de todos los bloques tuvieron el mismo valor tanto por medio del balance de donde  $Irr = Ex_{tte} - Ex_{cts}$  que con  $Irr = Ex_{nts} - Ex_{ntp}$  por lo que puede contarse han sido comprobados. Por lo que respecta la exergía útil ( $Ex_{uts}$ ), ésta corresponde a la exergía total de salida en vista que no hay corrientes efluentes de los equipos.

La Irreversibilidad total del sistema es 17,747,173 kJ/h, con una efectividad global de 28.08% y un potencial de mejoramiento de 12,763,834.2 kJ/h.

El equipo que mayor Irreversibilidades tiene es el bloque 8 (Columna demetanizadora DA-1/EA-2) equivalente a 5,512,093 kJ/h. Bloque es tal vez el más importante en la separación de hidrocarburos pesados de ligeros y el tercer equipo más caro. La optimización de los compuestos depende en gran medida de este equipo ya que es el último antes de preparar los productos a las corrientes de salida. Sin embargo la efectividad del bloque 8 es 33.28%. Este factor combinado con su alta Irreversibilidad da el potencial de mejoramiento más alto de todo el proceso para el bloque 8.

El segundo equipo en Irreversibilidades es el bloque 17 (Turboexpansor GB-GC-1) con 2,504,586 kJ/h. Aunque este equipo es el segundo en Irreversibilidades es el más caro que tiene la planta. El bloque 14 (Intercambiador EA-7) es el tercero en Irreversibilidades y el segundo en mayor costo.

Llama la atención el bloque 26 (Válvula VA-5), el cual por tratarse de un accesorio tiene un alto valor de Irreversibilidades (606, 884 kJ/h) en comparación a las otras válvulas. Así mismo, el bloque 32 (MIX-3) y el bloque 33 (MIX-4) tienen un valor alto de Irreversibilidades, con 326,280 kJ/h y 191,016 kJ/h respectivamente. Este alto valor de los mezcladores se debe a una diferencia de exergía química suministrada por las corrientes que se mezclan. En el caso del bloque 32 se mezclan las corrientes 40 y

42 con una diferencia de exergía química, es decir de composición, como se ve en la Tabla 7.11. Esto va en contra de las reglas heurísticas mencionadas en la sección 5.3.4.

En cuestión de a efectividad, ( $\epsilon$ ) los tanques tienen en general valores altos, excepto el bloque 1 (FA-1) y el bloque 7 (FA-6), los cuales no llevan a cabo una separación puesto que el proceso está en régimen transitorio. Es importante notar que estos valores pueden ser importantes para estos equipos para el proceso pero se verá más adelante.

La efectividad de los intercambiadores tiene valores altos aunque el EA-1 y el EA-9 tienen valores bajos, equipos que son enfriados con agua. Esto puede ser debido a diferencias de temperatura entre las corrientes que intercambian calor. Aunque el bloque 14 (EA-7) tiene mayores Irreversibilidades el potencial de mejoramiento es mayor para el intercambiador EA-1, con 859,146.94 kJ/h. Los bloques 11 (EA-4) y 13 (EA-6) que son enfriados con propano tienen en valores relativamente bajos de potencial de mejoramiento en comparación a los otros intercambiadores.

Las válvulas tienen una efectividad igual a cero porque ellas no realizan un trabajo o algún efecto positivo sobre el proceso lo único que hacen es regular el flujo.

La efectividad de las bombas es aceptable, alrededor de 70% por lo que puede pensarse que ellas no requieren demasiada atención en comparación a otros equipos, ya que son alimentados por una energía de tipo ordenada.

Dentro de los equipos que llaman la atención por su potencial de mejoramiento relativamente alto en importancia de equipo es el bloque 26 (Válvula 5) la cual conecta la corriente entre el tanque FA-4 y FA-5. Así mismo los mezcladores MX-3 y MX-4 tienen un potencial alto lo cual concuerda con su alta Irreversibilidad, como se había analizado previamente. Un equipo más que llama la atención es el Tanque FA-1 con un potencial de mejoramiento de 830,906.79 kJ/h, el cual por ser el tanque de alimentación requiera especial atención.

En principio, energéticamente debe empezarse por optimizar este bloque y los siguientes dos equipos sobre los que se debe trabajar son el turboexpansor GB1/GC-1 y el tanque de alimentación FA-1. Requiriendo especial atención el Intercambiador EA-1 Sin embargo debido a que el costo no es tan alto como el turboexpansor GB/GC-1 ó el compresor GB-2 debe comprobarse esto con el análisis exergoeconómico

### 10.1.2 Estudio exergoeconómico

En este análisis se ven los costos de las corrientes y en que zona del proceso se gasta más dinero para llevara a cabo el proceso criogénico. Las corrientes con mayores costos son. 28, 31 y 33, las cuales transportan gas dulce seco desde la entrada del intercambiador EA-7 hasta la salida del intercmabidore EA-8. Puede verse que en esta zona es donde mayor costo exérgico se tiene dentro del proceso. El valor económico de la corriente 33 es el más grande con 3415020.6 MUSD/h.

Con este estudio puede verse que el costo exérgico del gas propano representa un 55.5 % y el Gas dulce seco un 43.92% de los costos de Transformación. Dentro de estos costos exérgicos la electricidad y el agua de enfriamiento no tienen un costo importante relevante. Esto contrasta con los costos de Gas Dulce seco representan el 95.32% de los costos operativos durante los 20 que operará la planta para amortizar su costo (tomando en cuenta el precio de mercado de los productos). Por lo que puede verse que el costo exérgico aproxima a un valor mayor de participación de propano en los costos de transformación.

Con base en los índices exergoeconómico el bloque con mayor costo es el bloque 1 porque su valor de irreversibilidades más el costo de producción asciende a un valor de 71,364,530.43 M USD. Con esto se corrobora que el principal equipo en optimizar es el tanque FA-1, seguido del bloque 11 y 13 que corresponde a los intercambiadores alimentados con gas propano, como servicio auxiliar. En este orden, el bloque 8 ocupa el 7º lugar en ser optimizado.

Es de particular importancia la diferencia de costo relativo ( $r$ ) del intercambiador EA-4 y los mezcladores MX-2, MX-3 y MX-4, con lo cual se comprueba lo visto en el análisis exérgico.

En el caso del factores exergoeconómicos ( $FE$ ) del bloque 8 se tiene un valor de 11.96 % lo cual no es demasiado alto por lo cual puede buscarse optimizar este equipo mejorando su eficiencia energética en lugar de un cambio estructural como en el caso del Tanque FA-1, el cual tiene un  $FE$  alto. Para otros equipos como los mezcladores y las válvulas puede hacerse un cambio estructural porque esto no afecta gravemente las finanzas de proyecto, no así el intercambiador EA-4 el cual tiene un alto  $FE$ .

### 10.1.3 Viabilidad financiera

La Inversión total del proyecto IPC (Ingeniería, Procura, Construcción) es de 153,829.24 MUSD con un alcance de un proyecto tipo llave en mano y un financiamiento bajo una estructura de financiamiento de PIDIRIEGAS. La tasa de interés del presta es e 7.37 % considerando que la planta operará con la venta de productos al precio de mercado.

Los costos operativos totales por los 20 años estimados de operación tienen un valor de 13,147,035.79 M USD, dentro de los cuales el 95.1 % son de Gas dulce seco.

El costo de producción total por los 20 años es de 13,478,275.69 M USD los cuales anualizados representan 673,913.78 M USD /año.

La diferencia de VPN entre el flujo de efectivo que considera los precios de productos de mercado y los obtenidos por el método exérgico es de 16, 966, 530 M USD, considerando la misma TIR, 24.49%. Así mismo el periodo de recuperación en el caso de los precios de mercado es de 5 años y en el segundo es de 1 año. Esto representa un pago de intereses más rápidamente y una efectividad en las finanzas del proyecto.

El precio exérgico de Gas Natural Puro es de 2, 562.09 M USD/h mientras que con el precio de mercado es 90.98 M USD/h. Para los condensados el precio exérgico es 935.49 M USD/h y con el precio de mercado es 53.15 M USD/h.

## 10.2 Estrategias de mejora

En base al análisis de la anterior sección puede decirse que deben tomarse las siguientes medidas de mejora energética y económica:

1. Asemejar la composición de las corrientes mezcladas 40 y 42 en el bloque MX- 3 para evitar pérdidas de exergia.
2. Asemejar la composición de las corrientes mezcladas 44 y 49 en el bloque MX- 3 para evitar pérdidas de exergia.
3. Disminuir la caída de presión en la válvula VA-5, con el fin de evitar pérdidas de exergia en dicho accesorio.
4. Considerar un cambio de diseño del Tanque FA-1 con el fin de volver más eficiente dicho equipo.
5. Realizar una optimización estructural del bloque 8 (DA-1/EA-2). En base a la diferencia de costo relativo es probable que se requiera un arreglo en el diseño del equipo.

6. Nivelar el costo de combustible y de producto del Intercambiador EA-4, con el fin de tener costos parecidos en el tren de intercambiadores. Esto puede hacerse variando algún factor operacional, como presión, temperatura, flujo o composición, para lo cual se requiere de realizar una optimización matemática de dicho bloque.
7. En el caso del Recompresor GB-2 debe realizarse una optimización energética con el fin de saber si puede cambiarse algún parámetro operacional, como presión, temperatura, flujo o composición

### **10.3 Conclusiones finales**

Por medio de los métodos exérgicos es posible determinar donde y como se esta utilizando la energía del proceso criogénico. En términos de pérdidas Irreversibles el bloque DA-1/EA-2 es el de mayor valor, sin embargo debe ponerse especial atención en los accesorios, tales como la válvula VA-5, el Mezclador MX-3 y MX-4, los cuales por su bajo costo y alto potencial de mejoramiento deben ser atendidos primeramente.

Siguiendo las recomendaciones hechas en la estrategia de mejora puede llegar a tenerse un proceso criogénico que cumpla con un modelo que combine efectividad energética y económica.

A partir de este estudio puede concluirse que el precio del Gas Natural Puro y los Condensados esta devaluado en el mercado. La diferencia entre el VPN obtenido con el para los productos con el precio de mercado y el precio exérgico es 16, 966, 530 M USD. Esto demuestra que muchas veces por no seguirse criterios basados en conceptos termodinámicas, tales como el análisis exérgico se puede llevar decisiones erróneas. En este caso el precio de mercado lo determinan diversas organizaciones y éste no puede ser cambiado fácilmente ya que ello afectaría la economía mundial.

## **ANEXOS**

### **1A. Información para el dimensionamiento de equipo**

### **1B. Información para el estimado de inversión**

### **2A. Lista de actividades**

### **2B. Memoria de cálculo de estimación de equipos**

En el ANEXO 1A se presentan las gráficas y tablas usadas para el diseño de los equipos que intervienen en el proceso criogénico.

En el ANEXO 1B están las tablas de relaciones y porcentajes para obtener los costos relacionados con la inversión, tales como porcentajes de suministro e instalación de equipo y materiales.

En el ANEXO 2A se muestra la lista de actividades muestra los documentos a realizar, en concreto, durante la etapa de Ingeniería del proyecto del proceso criogénico. Se muestran los documentos de Ingeniería básica y de detalle.

En el ANEXO 2B se muestra la memoria de cálculo de los equipos relacionados con el proceso criogénico. Para los tanques a presión se muestran los cálculos para obtener el peso y posteriormente el costo traído a valor presente. Para los intercambiadores de calor solo se requirió el área de transferencia de calor, la cual fue obtenida de la simulación del proceso, así como mismo la potencia de los equipos dinámicos.

El costo de los equipos se estimó para el año 2011 con una inflación de 6% [70]. Las dimensiones de los equipos fueron estimadas en base a [71], [72], [73], [74] y [75]. El costo de los equipos se estimó con [75] y [76].



### 1A. INFORMACIÓN PARA DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS

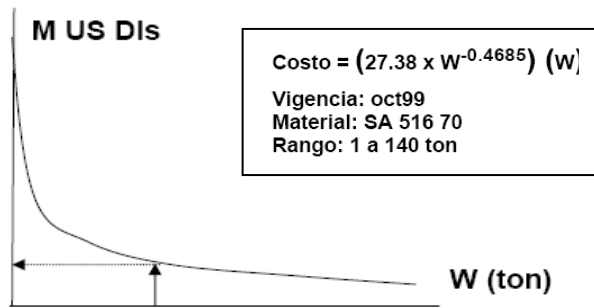


Figura 1A. Relación de costo de recipientes horizontales a presión [75]

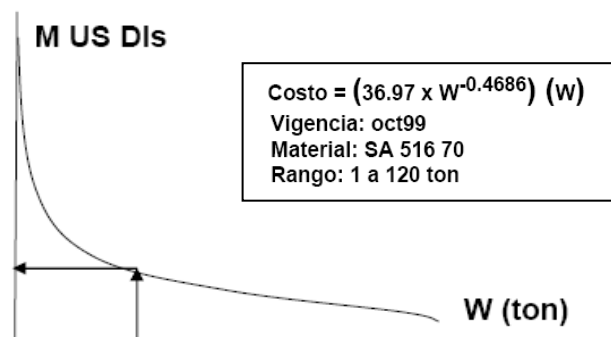


Figura 2A. Relación de costo de recipientes verticales a presión [75]

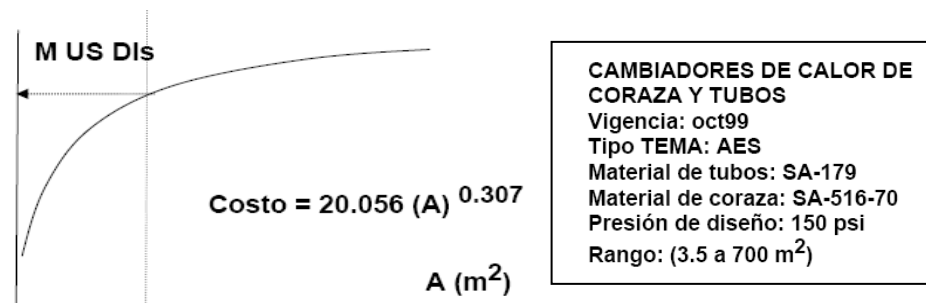


Figura 3A. Relación de costo de intercambiadores de calor de Tubos y coraza [75]

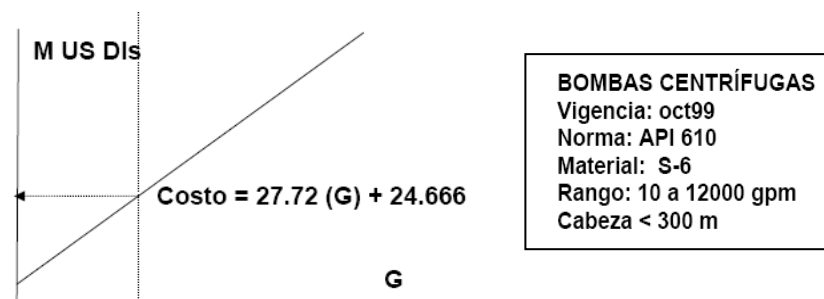


Figura 4A. Relación de costo de bombas centrífugas [75]

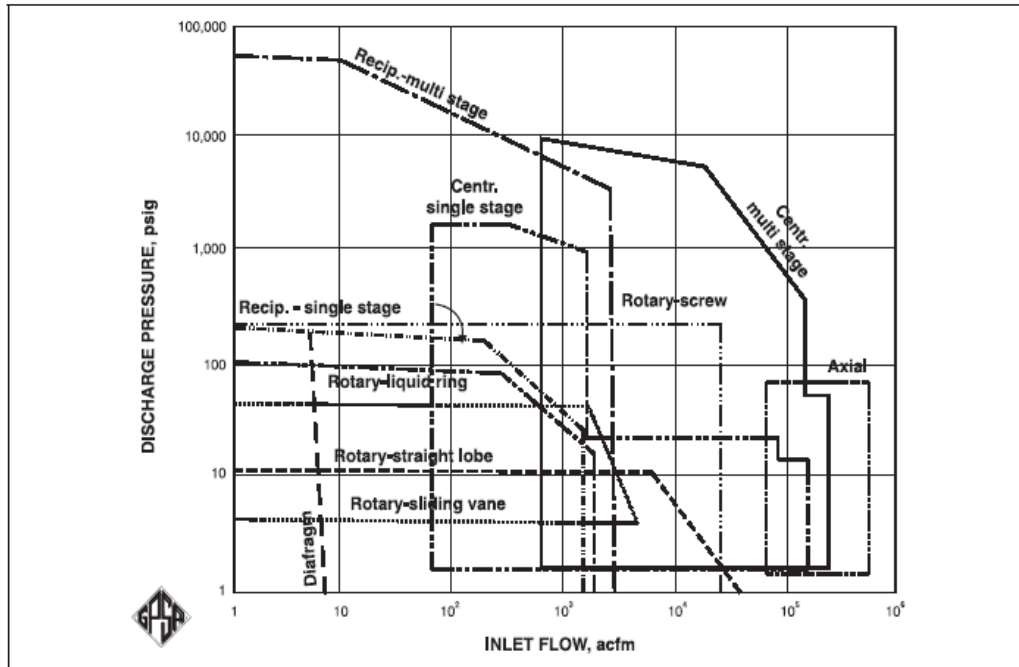


Figura 5A. Grafica para selección de compresores [71]

**Design Basis:**  
 1<sup>st</sup> Quarter 1998 Dollars  
 Material: Carbon Steel  
 Inlet Temperature: 68 °F  
 Inlet Pressures: 14.7/ 14.7/ 190 psia  
 Pressure Ratios: 3:1/ 10:1/ 10:1  
 Molecular Weight: 29  
 Specific Heat Ratio: 1.4

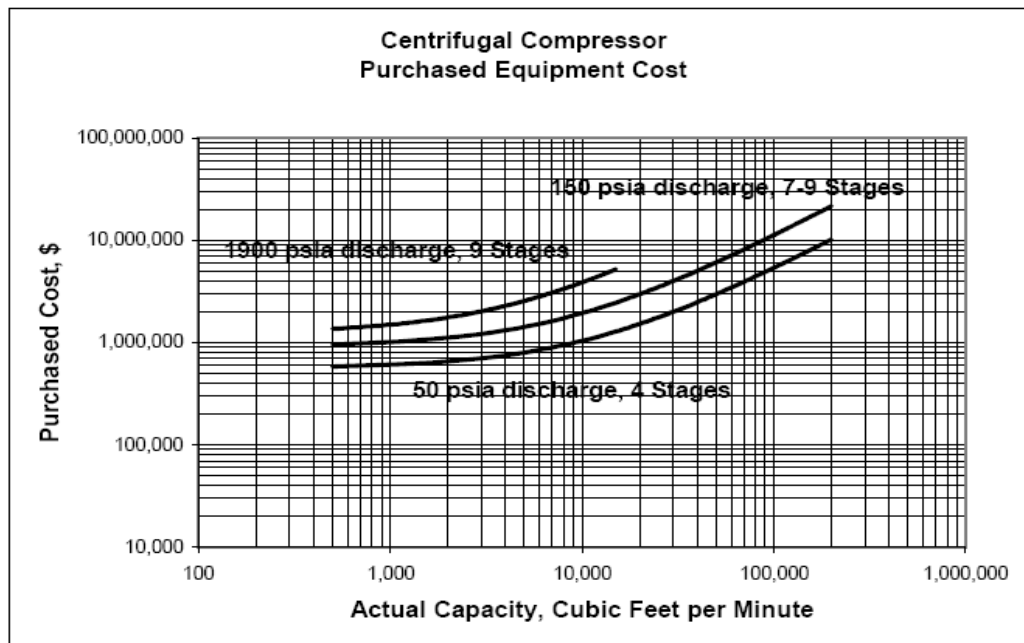


Figura 6A. Relación de costos para Compresores centrífugos [76]

Design Basis:  
 1<sup>st</sup> Quarter 1998 Dollars  
 Material: Carbon Steel

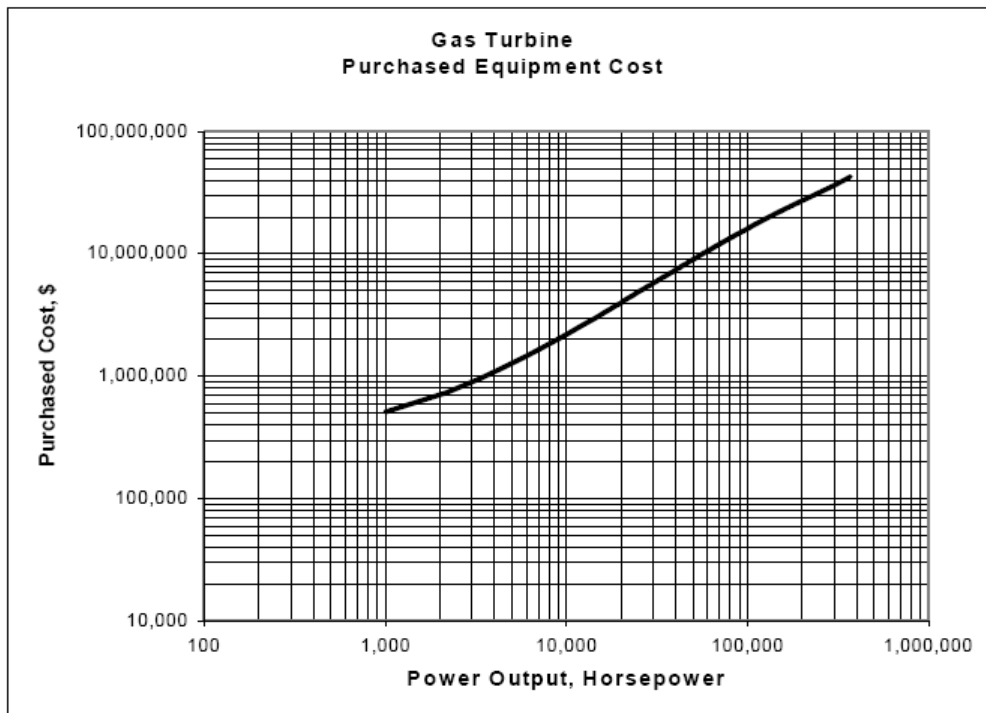


Figura 7A. Relación de costos para Turbina [76]

Typical K & C Factors for Sizing Woven Wire Demisters

Separator Type	K Factor (ft/sec)	C Factor (ft/hr)
Horizontal	0.40 to 0.50	1440 to 1800
Vertical	0.18 to 0.35	650 to 1260
Spherical	0.20 to 0.35	720 to 1260
Wet Steam	0.25	900
Most vapors under vacuum	0.20	720
Salt & Caustic Evaporators	0.15	540
Adjustment of K & C Factor for Pressure - % of design value <sup>15</sup>		
Atmospheric		100
150 psi		90
300 psi		85
600 psi		80
1150 psi		75

- For glycol and amine solutions, multiply K by 0.6 - 0.8
- Typically use one-half of the above K or C values for approximate sizing of vertical separators without wire demisters
- For compressor suction scrubbers and expander inlet separators multiply K by 0.7 - 0.8

Tabla 1A. Factor para dimensiones de recipientes a presión [71]

## 1B. INFORMACIÓN PARA ESTIMADO DE INVERSIÓN

EQUIPO	VARIABLE	RANGO DE TAMAÑO	EXPONENTE $\alpha$
Enfriadores de aire	Area superficial	28-650 m <sup>2</sup>	0.75
Calentadores (alimentados con gas, aceite o carbón)	Carga térmica	1.5-80 MW	0.73
		50-2000 MW	0.85
Compresores (axial, centrifugo, reciprocante)	Potencia	0.05-8 MW	0.95
Torres de enfriamiento	Velocidad de agua de enfriamiento	0.05-9 m <sup>3</sup> /s	0.93
Evaporadores	Area superficial	10-1000 m <sup>2</sup>	0.54
Hornos	Carga térmica	0.5-10 MW	0.78
Sistemas de turbina de gas	Potencia neta	0.01-15 MW	0.65
		70-200 MW	0.89
Cambiadores de calor de Tubos y coraza	Area superficial	0.2-6 m <sup>2</sup>	0.16
Cambiadores de calor de doble tubo	Area superficial	15-400 m <sup>2</sup>	0.66
Bombas (reciprocantes, incluyen motor)	Potencia	0.02-0.3 kW	0.25
Tanques (cabeza plana)	Volumen	0.4-40 m <sup>3</sup>	0.49

Tabla 1B. Valores de exponentes para escalar capacidades para diversos equipos [75]

EQUIPO	FACTOR (%)
HORNOS	10
CAMBIADORES DE CALOR	12
ENFRIADORES DE AIRE	9
RECIPIENTES	12
TANQUES	12
TORRES	12
REACTORES	14
BOMBAS Y ACCIONADORES	14
COMPRESORES Y TURBINAS	14
ESFERAS DE ALMACENAMIENTO	20
PLATOS FRACCIONADORES	12
ELIMINADORES DE NIEBLA	12
EMPAQUES	12

Tabla 2B. Factores estadísticos de instalación [75]

MATERIAL	FACTOR (%)
TUBERÍA	70
CONCRETO	70
ACERO	60
INSTRUMENTACIÓN	70
ELÉCTRICO	60
AISLAMIENTO	60
PINTURA	90

Tabla 4B. Factores estadísticos de instalación de materiales [75]

EQUIPO	SUMINISTRO						
	TUBERÍA	CONCRETO	ACERO	INSTRUMENT.	ELÉCTRICO	AISLAMIEN.	PINTURA
HORNOS	14.80%	8.40%		4.80%	2.00%	1.50%	
CALDERAS	6.80%	5.20%		3.20%	2.30%	0.40%	0.10%
TORRES	59.40%	9.80%	7.80%	11.40%	4.90%	8.00%	1.30%
INTERNOS DE TORRE							
REACTORES	59.40%	9.80%	7.80%	11.40%	4.90%	8.00%	1.30%
RECIPIENTES VERTICALES	59.40%	9.80%	7.80%	11.40%	4.90%	8.00%	1.30%
RECIPIENTES HORIZONTALES	39.70%	6.00%		6.00%	5.00%	5.00%	0.50%
FOSAS	4.30%	2.80%		2.60%	0.80%		0.30%
TANQUES <40 M GAL	12.80%	8.60%		3.80%	0.60%		1.20%
ESFERAS	12.80%	8.60%		3.80%	0.60%		1.20%
CAMBIADORES DE CALOR	44.70%	5.00%	3.00%	10.00%	20.00%	4.70%	0.50%
ENFRIADORES POR AIRE	14.00%	1.00%		4.00%	9.00%		1.00%
BOMBAS	29.30%	3.90%		2.90%	30.30%	2.80%	0.80%
COMPRESORES	14.10%	4.30%		1.30%	6.80%	0.50%	
TURBINAS DE VAPOR	14.10%	4.30%		1.30%	6.80%	0.50%	
AGITADORES					15.00%		
EQUIPO PAQUETE	29.30%	3.90%		2.90%	30.90%	2.80%	0.80%

Tabla 3B. Factores estadísticos para estimar el costo de suministro de materiales [75]

## 2A. LISTA DE ACTIVIDADES PARA REALIZAR INGENIERÍA

IDENT.	ACTIVIDADES POR DISCIPLINA	CANTIDAD DE DOCUMENTOS	H-H/DOC.	H-H EST.
<b>ESTIMADO DE HORAS-HOMBRE DE INGENIERÍA BÁSICA</b>				
<b>USO EFICIENTE DE ENERGÍA E ING. AMBIENTAL</b>				
221V-01	Análisis de exérgia	1	90	90
221V-02	Análisis exergoeconómico	1	45	45
222V-01	Optimización de energía	1	90	90
		3		225
<b>ARQUITECTURA</b>				
231C-04	Distribución General de la Planta	1	120	120
		1		120
<b>ING. PROCESO</b>				
251A-01	Bases de Diseño	1	40	40
251U-01	Filosofía del Proceso	1	40	40
251B-01	Diagrama de Flujo de Proceso (DFP)	1	80	80
252B-01	Diagrama de Flujo de Servicio (DFS)	1	80	80
253T-01	Simulación del proceso	1	90	90
251T-01	Balance de Materia y Energía	1	40	40
253B-01	Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI's) preliminares	19	90	1710
253C-04	Lista de instrumentos	1	35	35
		26		2115
<b>ING. MECÁNICA</b>				
262Q-01	HD Tanque de alimentación (FA-1)	1	40	40
262Q-02	HD Tanque de alimentación al tren (FA-2)	1	40	40
262Q-03	HD Tanque de separación de líquido (FA-3A)	1	40	40
262Q-04	HD Tanque de separación de líquido (FA-3B)	1	40	40
262Q-05	HD Tanque alimentador del expansor (FA-4)	1	40	40
262Q-06	HD Tanque alimentador del demetanzador (FA-5)	1	40	40
262Q-07	HD Tanque receptor de producto (FA-6)	1	40	40
262Q-08	HD Demetanzador (DA-1)	1	40	40
263Q-01	HD Intercambiador de alimentación (EA-1)	1	40	40
263Q-02	HD Rehervidor de demetanzador (EA-2)	1	40	40
263Q-03	HD Condensador 1 (EA-3)	1	40	40
263Q-04	HD Condensador 2 (EA-4)	1	40	40
263Q-05	HD Condensador 3 (EA-5)	1	40	40
263Q-06	HD Condensador 4 (EA-6)	1	40	40
263Q-07	HD Condensador 5 (EA-7)	1	40	40
263Q-08	HD Condensador 6 (EA-8)	1	40	40
263Q-09	HD Intercambiador de condensados (EA-9)	1	40	40
263Q-10	HD Turbocompresor de Gas Natural (GB/GC-1)	1	40	40
263Q-11	HD Recompresor de gas residual (GB-2)	1	40	40
263Q-12	HD Bomba de tanque de recepción de líquido (GA-1)	1	40	40
263Q-13	HD Bomba de rehervidor de demetanzador (GA-2)	1	40	40
263Q-14	HD Bomba de producto (GA-3)	1	40	40
		22		880
<b>ING. ELÉCTRICA</b>				
272D-01	Tensión de alimentación de Motores, monofásicos menores a 1 HP	1	28	28
271D-01	Tensión de alimentación de Motores, monofásicos mayores de 1 HP	2	28	56
273D-01	Sistema general de tierras	1	28	28
		4		112
<b>ING. TUBERÍAS Y FLEXIBILIDAD</b>				
281C-02	Lista de equipo principal	1	18	18
281C-03	Lista de datos de Proceso para Diseño de Tuberías	1	30	30
		2		48
	<b>TOTAL ING. BÁSICA</b>	<b>58</b>		<b>3500</b>

ESTIMADO DE HORAS-HOMBRE DE INGENIERÍA DE DETALLE				
	<b>USO EFICIENTE DE ENERGÍA E ING. AMBIENTAL</b>			
	ESTUDIO DE IMPACTO AMBIENTAL			
323V-01	Estudio de Análisis de Riesgo Ambiental	1	300	300
323V-02	Estudio de Impacto Ambiental	1	300	300
	CONTAMINANTES Y RESIDUOS			
324V-01	Estudio de Lógica de residuos	1	100	100
324W-01	Tramites de Licencia de Funcionamiento	1	100	100
324W-02	Trámites de Registros de Descargas de aguas residuales	1	180	180
		5		980
	<b>ARQUITECTURA</b>			
	ANTEPROYECTO ARQUITECTÓNICO			
332A-01	Bases de Diseño	1	65	65
	DISEÑO ARQUITECTÓNICO			
332D-01	Especificación	5	20	100
332E-01	Plano de Arreglo General	1	60	60
332E-02	Plano Arquitectónico de Compresor (GB-2)	1	50	50
332E-03	Plano Arquitectónico de Turbocompresor (GB/GC-1)	1	50	50
332E-04	Plano Arquitectónico de Columna Demetanizadora (DA-1)	1	50	50
332E-05	Plano Arquitectónico, Cuarto de Monitoreo	1	50	50
332S-01	Diseño de Maqueta Electrónica	1	120	120
332G-01	Lista de Materiales	1	9	9
	ACABADOS			
333D-01	Especificación de Acabados	5	20	100
333E-01	Planos de Acabados	2	50	100
333G-01	Lista de Materiales	1	9	9
	INSTALACIONES HIDRAÚLICAS SANITARIAS			
334D-01	Especificación	3	20	60
334T-01	Hidráulicos	1	80	80
347E-01	Plano de drenajes	1	80	80
334E-01	Planos de Instalación, Hidráulico Sanitarios	1	50	50
334G-01	Lista de Materiales	1	9	9
		28		1042
	<b>ING. CIVIL-ESTRUCTURAL</b>			
	GEOTECNIA			
341E-01	Plano Topográfico	1	120	120
341V-01	Estudio de Mecánica de Suelos	2	50	100
	DESARROLLO DE SITIO			
343D-01	Especificación de Materiales	3	13	39
343E-01	Plano de nivelaciones	1	90	90
343E-02	Plano de caminos y accesos	1	90	90
	CIMENTACIONES			
344T-01	Cimentación de Turbocompresor (GC/GB-1)	1	100	100
344T-02	Cimentación de Cuarto de control	1	100	100
344T-03	Cimentación de Tanque de alimentación (FA-1)	1	100	100
344T-04	Cimentación de Condensadores	7	100	700
344T-05	Cimentación de Intercambiador de condensados (EA-1)	1	100	100
344T-06	Cimentación de Recompresor de gas natural (GB-2)	1	100	100
344T-07	Cimentación de Bombas	3	100	300
344T-08	Cimentación de Tanque de recepción de líquido (FA-6)	1	100	100
344T-09	Cimentación de Demetanizador (DA-1)	1	100	100
344T-10	Cimentación de Alimentador del demetanizador (FA-4)	1	100	100
344T-11	Cimentación de Tanque de alimentación del expansor (EA-5)	1	100	100
344T-12	Cimentación de Tanque de separación de líquido (FA-3A)	1	100	100
344T-13	Cimentación de Tanque receptor de producto (FA-6)	1	100	100
344T-14	Cimentación de Intercambiador EA-9	1	100	100
344T-15	Cimentación de Rehervidor de demetanizador (EA-2)	1	100	100
344T-16	Cimentación de Recompresor de gas residual (GB-2)	1	100	100
344G-01	Lista de materiales	1	100	100

ESTRUCTURAS DE CONCRETO				
345D-01	Especificación para construcción de concreto	1	20	20
345T-01	Cuarto de control	1	80	80
345T-02	Mochetas y soportes de concreto	1	80	80
345T-03	Barda perimetral de de la planta	1	80	80
345T-04	Oficinas	1	80	80
345G-01	Lista de materiales	1	80	80
ESTRUCTURAS METÁLICAS				
346D-01	Especificación para construcción de estructuras	1	22	22
346T-01	Cobertizo de Cuarto de Compresores	5	100	500
346T-02	Estructura de Torre Demetanizadora (DA-1)	3	100	300
346T-03	Estructura de Separadores	5	100	500
346T-05	Estructura de Tanques de almacenamiento	1	100	100
346G-01	Lista de materiales	2	12	24
INSTALACIONES SUBTERRÁNEAS				
347D-01	Especificación	1	22	22
347E-01	Plano de Trincheras, tubería agua de enfriamiento	5	100	500
347G-01	Lista de Materiales	1	12	12
		63		5339
ING. PROCESO				
FLUIDOS DE PROCESO				
351U-01	Filosofía de Control	1	60	60
351B-01	Revisión de Diagramas de Flujo de Proceso	1	40	40
351B-02	Revisión de Diagramas de Tubería e Instrumentación de proceso	19	40	760
351C-01	Índice de Líneas de Proceso	1	100	100
FLUIDOS DE SERVICIO				
352B-03	Revisión de Diagrama de Flujo de Servicios	1	70	70
352B-03	Diagramas de Tubería e Instrumentación de servicios	5	70	350
352C-01	Índice de Líneas de Servicio	1	100	100
SIMULACIÓN DE PROCESO				
353T-01	MC Simulación de Proceso	1	90	200
DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS				
354Q-01	HD de Recipientes y Tanques	7	60	420
354Q-02	HD de Intercambiadores de Calor	9	60	540
354Q-03	HD de Torres Absorbedora	1	60	60
354Q-04	HD de Equipo rotatorio	6	60	360
HAZOP				
355V-01	Estudio de Análisis de Riesgos Nivel I	1	45	45
355V-02	Estudio de Análisis de Riesgos Nivel 2	1	120	120
SISTEMA DE MANEJO DE MATERIALES				
356D-02	Especificaciones de materiales	1	50	50
356I-02	Manual de manejo de materiales	1	50	50
		57		3325
ING. MECÁNICA				
DISEÑO DE PAILERÍA				
361A-01	Bases de Diseño	1	40	40
TANQUES Y RECIPIENTES				
362T-01	MC Tanque de alimentación (FA-1)	1	40	40
362T-02	MC Tanque de alimentación al tren (FA-2)	1	40	40
362T-03	MC Tanque de separación de líquido (FA-3A)	1	40	40
362T-04	MC Tanque de separación de líquido (FA-3B)	1	40	40
362T-05	MC Tanque alimentador del expansor (FA-4)	1	40	40
362T-06	MC Tanque alimentador del demetanizador (FA-5)	1	40	40
362T-07	MC Tanque receptor de producto (FA-6)	1	40	40
362T-08	MC Desmetanizador (DA-1)	1	40	40
EQUIPOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR				
363T-01	MC Intercambiador de alimentación (EA-1)	1	60	60
363T-02	MC Rehervidor de demetnizador (EA-2)	1	60	60
363T-03	MC Condensador 1 (EA-3)	1	60	60
363T-04	MC Condensador 2 (EA-4)	1	60	60
363T-05	MC Condensador 3 (EA-5)	1	60	60
363T-06	MC Condensador 4 (EA-6)	1	60	60

363T-07	MC Condensador 5 (EA-7)	1	60	60
363T-08	MC Condensador 6 (EA-8)	1	60	60
363T-09	MC Intercambiador de condensados (EA-9)	1	60	60
	<b>EQUIPOS ROTATORIOS</b>			
364T-01	MC Recompresor de gas residual (GB-2)	1	200	200
364T-02	MC Turbocompresor de gas natural (GB/GC-1)	1	200	200
364T-03	MC Bomba de tanque de recepción de líquido (GA-1)	1	80	80
364T-04	MC Bomba de rehervidor de demetanizador (GA-2)	1	80	80
364T-05	MC Bomba de producto (GA-3)	1	80	80
364T-06	Lista de Equipo	1	18	18
	<b>HVAC</b>			
365D-01	Especificaciones	5	25	125
365A-01	Bases de Diseño	1	25	25
365E-01	Planos de Arreglos de ductos	1	90	90
365G-01	Lista de Materiales	1	20	20
	<b>INGENIERIA DE SISTEMAS Y EQUIPOS PAQUETE</b>			
366B-01	Integración de equipo paquete	1	20	20
366C-01	Tie'ins de líneas de equipo paquete	1	20	20
366C-02	Índice de líneas de equipo paquete	1	20	20
	<b>LOCALIZACION DE EQUIPO</b>			
367E-01	Layout de la planta	1	50	50
		36		1928
	<b>ING. ELÉCTRICA</b>			
	<b>CLASIFICACION DE AREAS</b>			
371E-01	Clasificación de áreas	1	50	50
	<b>SISTEMAS DE DISTRIBUCION ALTA TENSION</b>			
372V-01	Plano de Clasificación de Áreas	1	90	90
372B-01	Diagrama unifilar de alta tensión	1	90	90
372B-02	Diagrama unifilar de la Subestación	1	90	90
372B-03	Diagrama elemental para equipos e servicio	1	90	90
372E-01	Plano con ruta de las charolas para cables	1	70	70
372E-02	Plano de Arreglo del equipo de subestación	1	60	60
372E-03	Plano de Arreglo de tableros de distribución	1	60	60
372G-01	Lista de Materiales	1	12	12
372D-01	Especificaciones de cable(cédula)	1	25	25
372Q-01	Hoja de Datos (HD) Transformador de potencia	1	30	30
372Q-02	HD Tablero de distribución de alta tensión	1	60	60
372U-01	Filosofía de Protección de equipo eléctrico	1	60	60
	<b>SISTEMAS DE DISTRIBUCION BAJA TENSION</b>			
373B-01	Diagrama Unifilar de baja tensión	1	90	90
373E-01	Plano Cuarto de Control de Motores	1	65	65
373E-02	Plano Rutas de charolas para cables	1	70	70
373D-01	Especificaciones de cableado	1	30	30
373D-02	Especificaciones de tubo conduit	1	30	30
373E-03	Plano de Contactos	1	60	60
373E-04	Plano de Tableros de distribución de baja tensión	1	60	60
373D-03	Especificaciones de motores	2	30	60
373G-01	Lista de Materiales	1	12	12
	<b>SISTEMA DE TIERRAS Y PARARRAYOS</b>			
374E-01	Plano General de localización de electrodos para tierra	1	60	60
374E-02	Plano de Red de tierras de subestación	1	90	90
374E-03	Plano de Cuarto de tableros de distribución de baja tensión	1	90	90
374E-04	Plano de Instalación de tierras y pararrayos	1	90	90
374D-01	Especificación de Materiales	1	30	30
374G-01	Lista de Materiales	1	10	10
	<b>ALUMBRADO</b>			
375E-01	Plano de alumbrado interior	1	90	90
375E-02	Plano de alumbrado exterior	1	90	90
375D-01	Especificación de luminarias y balastras	1	25	25
375E-03	Plano de Localización de luminarias	1	55	55
375F-01	Detalle de instalación de luminarias	1	40	40
375G-01	Lista de Materiales	1	12	12
	<b>ALARMAS Y SEGURIDAD</b>			
376V-01	Almas de Seguridad	1	30	30



375V-02	Circuito cerrado de televisión	1	30	30
		37		2006
	<b>ING. TUBERÍAS Y FLEXIBILIDAD</b>			
	<b>ARREGLO DE TUBERIAS</b>			
381D-01	Especificación de tuberías de proceso	5	45	225
381D-02	Especificación de tuberías de servicio	1	60	60
381D-03	Planos de localización de líneas	5	55	275
381D-04	Detalles de instalación de boquillas, desfuegos, valvulas de control, etc	5	9	45
381D-05	Isometrico Tanque de alimentación (FA-1)	4	14	56
381D-06	Isometrico Tanque de alimentación al tren (FA-2)	4	14	56
381D-07	Isometrico Tanque de separación de líquido (FA-3A)	4	14	56
381D-08	Isometrico Tanque de separación de líquido (FA-3B)	4	14	56
381D-09	Isometrico Tanque alimentador del expansor (FA-4)	4	14	56
381D-10	Isometrico Tanque alimentador del demetanzador (FA-5)	4	14	56
381D-11	Isometrico Tanque receptor de producto (FA-6)	4	14	56
381D-12	Isometrico Demetanzador (DA-1)	9	14	126
381D-13	Isometrico Intercambiador de alimentación (EA-1)	5	14	70
381D-14	Isometrico Rehervidor de demetanzador (EA-2)	5	14	70
381D-15	Isometrico Condensador 1 (EA-3)	5	14	70
381D-16	Isometrico Condensador 2 (EA-4)	5	14	70
381D-17	Isometrico Condensador 3 (EA-5)	5	14	70
381D-18	Isometrico Condensador 4 (EA-6)	5	14	70
381D-19	Isometrico Condensador 5 (EA-7)	5	14	70
381D-20	Isometrico Condensador 6 (EA-8)	5	14	70
381D-21	Isometrico Intercambiador de condensados (EA-9)	5	14	70
381D-22	Isometrico Turbocompresor de Gas Natural (GB/GC-1)	10	14	140
381D-23	Isometrico Recompresor de gas residual (GB-2)	7	14	98
381D-24	Isometrico Bomba de tanque de recepción de líquido (GA-1)	3	14	42
381D-25	Isometrico Bomba de rehervidor de demetanzador (GA-2)	3	14	42
381D-26	Isometrico Bomba de producto (GA-3)	3	14	42
381D-27	Isométrico de las líneas de desfogue	10	14	140
	<b>ANALISIS DE ESFUERZOS</b>			
382V-01	Estudio de análisis de esfuerzos de tuberías de proceso	5	50	250
382V-02	Estudio de análisis de esfuerzos de tuberías de servicio	5	50	250
	<b>FLEXIBILIDAD Y SOPORTERÍA</b>			
383V-01	Estudio de análisis de flexibilidad tubo de proceso	10	15	150
383V-02	Estudio de clasificación de líneas críticas de proceso	20	15	300
	<b>INGENIERÍA DE MATERIALES</b>			
384D-01	Especificación de soldadura	1	45	45
384G-01	Lista de materiales	10	45	450
	<b>AISLAMIENTO</b>			
385D-01	Especificación de aislamiento de tubería	4	30	120
385G-01	Lista de materiales de aislamiento	1	45	45
	<b>SISTEMA CONTRAINCENDIO</b>			
386A-01	Criterios de diseño	1	30	30
386D-01	Especificación de sistemas contraincendio	2	18	36
386H-01	Isométrico de agua contraincendio	5	120	600
386C-01	Índice de Líneas	1	70	70
386E-01	Plano de distribución de hidrantes	4	70	280
386G-01	Lista de Materiales	1	50	50
		204		4933
	<b>ING. INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL</b>			
	<b>ARQUITECTURA DE CONTROL</b>			
391D-01	Especificaciones	6	30	180
391B-02	Diagramas lógicos de control de Proceso	6	10	60
391B-02	Diagramas lógicos de control de Servicios	6	90	540
391C-01	Índice de Instrumentos de Proceso	1	12	12
391C-02	Índice de Instrumentos de control de Servicios	1	12	12
	<b>TÍPICOS DE INSTALACIÓN</b>			
392F-01	Válvulas de Control	5	5	25
392F-02	Medidores de Presión	3	5	15
392F-03	Medidores de Temperatura	3	5	15
392F-04	Medidores de Flujo	5	5	25

392F-05	Medidores de Nivel	5	5	25
392F-06	Válvula de relevo	5	5	25
392F-07	Discos de ruptura	3	5	15
392F-08	Válvulas de desfogue	1	5	5
<b>SISTEMA DE CONTROL DISTRIBUIDO</b>				
393U-01	Filosofía del Sistema de Control Distribuido	1	40	40
<b>TABLEROS</b>				
394F-01	Detalle de Instalación de Tableros	1	60	60
394B-01	Diagramas de conexionado	6	60	360
394E-01	Planos de distribución de Tableros	2	60	120
<b>TELECOMUNICACIONES</b>				
395D-01	Especificación de Líneas Telefónicas	3	20	60
395B-01	Diagrama de Red Telefónica	2	28	56
395T-01	Diseño de radiofrecuencia	1	28	28
395G-01	Lista de materiales	1	18	18
		67		1696
	<b>TOTAL ING. DETALLE</b>	<b>497</b>		<b>21249</b>

	H-H POR ETAPA	CANTIDAD DE DOCUMENTOS	H-H EST.
	<b>INGENIERÍA BÁSICA</b>	<b>58</b>	<b>3500</b>
	<b>INGENIERÍA DE DETALLE</b>	<b>497</b>	<b>21249</b>
	<b>TOTAL</b>	<b>555</b>	<b>24749</b>

## 2B. MEMORIA DE CÁLCULO DE ESTIMACIÓN DE EQUIPOS

EQUIPO: TANQUE DE ALIMENTACION FA-1

BLOQUE: 1

DATOS DE PROCESO	
SERVICIO:	Separador horizontal de gas
PRESION DE OPERACIÓN (psia):	564.7
TEMPERATURA (°F):	100
FLUJO MÁSIICO(lb/h):	400,614
FLUJO (MM FSCD):	173.5
PROPIEDADES DE COMPUESTO	
PESO MOLECULAR:	21.03
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD:	0.8786
DENSIDAD DE LÍQUIDO (lb/ft <sup>3</sup> ):	37.11

### 1.-DIMENSIONES DE EQUIPO

Las dimensiones se obtienen siguiendo la metodología de velocidad terminal [71]:

$$\text{Densidad de gas: } \rho_g = \frac{P \text{ (MW)}}{RTZ} = \frac{565 \cdot 21.03}{10.73 \cdot [560] \cdot 0.8786} = 2.249 \text{ lb/ft}^3 \quad (1).$$

$$\text{Flujo Másiico: } M = \frac{173.5 \cdot [10^6] \cdot 21.03}{379 \cdot [24] \cdot 3600} = 111.43 \text{ lb/s} \quad (2).$$

$$\text{Flujo de gas: } Q_A = \frac{M}{\rho_g} = \frac{111.4}{2.2495} = 49.536 \text{ ft}^3/\text{s} \quad (3).$$

$$\text{Velocidad terminal: } V_t = K \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}} \quad (4).$$

De la tabla 1A del ANEXO 1A, la constante K para separadores horizontales es de 0.4. Debido a que este equipo se encuentra antes de un compresor, este factor debe ser multiplicado por un factor de 0.7 a 0.8.

Por lo tanto se tiene que  $K = 0.4 \cdot 0.7 = 0.28$

$$V_t = 0.28 \sqrt{\frac{37.11 - 2.249}{2.249}} = 1.102 \text{ ft/s}$$

Asumiendo un diámetro del tanque ( $D_v$ ) =  $\frac{6 \text{ ft}}{1} = \frac{72 \text{ in}}{1} = \frac{1.83 \text{ m}}{1}$

$$\text{Longitud del tanque (L): } L = \frac{4 Q_A}{\pi V_t D_v} = \frac{4 \cdot [49.536]}{\pi \cdot [1.102] \cdot 6} = 9.54 \text{ ft} \quad (5).$$

Redondeando el anterior valor, se tiene que el tanque tiene una longitud T-T=  $\frac{10 \text{ ft}}{1} = \frac{3.05 \text{ m}}{1}$   
 $= \frac{120 \text{ in}}{1}$

### 2.-CALCULO DE PESO DEL EQUIPO

#### A) SELECCIÓN DE MATERIAL

El equipo manejará gases de hidrocarburos con trazas de azufre e hidratos de agua. Para dicho servicio se recomienda que la envolvente del tanque utilice Acero al carbon SA-516-70 [75].

#### B) PESO DE ENVOLVENTE

El espesor del envolvente se estima en base a las siguiente ecuación:

$$t = \frac{PR}{SE - 0.6P} + C \quad (6).$$

Donde:

t = Espesor (in)	
P = Presion de diseño (psi)	= $\frac{594.7}{1}$
R = Radio (in)	= $\frac{36}{1}$
S = Esfuerzo permisible (lb/in)	= $\frac{20000}{1}$
E = Junta de eficiencia	= $\frac{1.0}{1}$
C = Corrosión	= $\frac{3.2 \text{ mm} : [0.125 \text{ in}]}{1}$

Sustituyendo los valores en la ecuación anterior tenemos:

$$t = \frac{594.7 \left[ \frac{36}{20000} \right] - 0.6 \left[ \frac{594.7}{1.0} \right]}{2} + 0.125 = 1.2 \text{ in}$$

El material comercial para el espesor (t) que se acaba de calcular corresponde a un A.C. de:  $1'' \left[ \frac{1.00 \text{ in}}{1} \right]$

La densidad ( $\rho$ ) del dicho material es de  $7842 \text{ kg/m}^3$ , por lo tanto el peso ( $P_{env}$ ) de la envolvente es:

$$P_{env} = V * \rho = \pi * D_v * L * t * \rho \quad (7).$$

Sustituyendo los valores en la ecuación anterior tenemos:

$$P_{env} = \left[ \pi \right] \left[ 1.83 \right] \left[ 3.05 \right] \left[ 1.00 * 0.0254 \right] 7842 \text{ kg}$$

$$P_{env} = 3,490 \text{ kg}$$

### C) PESO DE CABEZAL

Puesto que el espesor del envolvente del separador es mayor a  $1''$  los cabezales tienen forma elíptica, el cual se puede evaluar con la siguiente ecuación [73]:

$$t = \frac{PD}{2SE - 0.2P} + C \quad (8).$$

Sustituyendo los datos en la ecuación anterior se tiene:

$$t = \frac{\left[ \frac{594.7}{2} \right] \left[ \frac{72}{20000} \right]}{\left[ \frac{1.0}{1.0} \right] - 0.2 \left[ \frac{594.7}{1.0} \right]} + 0.125 = 1.2 \text{ in}$$

El material comercial para el espesor (t) que se acaba de calcular corresponde a un A.C. de:  $1'' \left[ \frac{1.00 \text{ in}}{1} \right]$

El área del cabezal superior se calcula con la Ecuación siguiente [73]:

$$A = 1.09 * D^2 \quad (9).$$

$$A = 1.09 * \left[ 1.83 \right]^2 = 3.6474$$

Tomando en cuenta que se trata del mismo material que la envolvente, la densidad es  $7842 \text{ kg/m}^3$  [75] y por lo tanto el peso del cabezal es ( $P_{cab}$ ) es:

$$P_{cab} = A * t * \rho$$

$$P_{cab} = \left[ 3.6474 \right] \left[ 1.00 * 0.0254 \right] 7842 = 726 \text{ kg}$$

### D) PESO DE SOPORTES

Un soporte de para un tanque de  $72 \text{ in}$  de diámetro, pesa:  $148 \text{ kg}$  [72]

### E) PESO TOTAL

$$\begin{aligned} \text{Peso total} &= P_{env} + 2 (P_{cab}) + 2 (P_{soportes}) \\ &= 3,490 + 2 \left[ 726 \right] + 2 \left[ 148 \right] = 5238.7 \text{ kg} \end{aligned} \quad (10).$$

### 3.- ESTIMACIÓN DE COSTO DE EQUIPO

De la Figura 1A del ANEXO 1A, el costo del separador en Octubre 1999 es:

$$\text{Costo}_{1999} = \left[ 27.38 \right] \left[ 5.239 \right]^{-0.4685} \left[ 5.239 \right] = 66 \text{ M USD} \quad (11).$$

El factor por corrección de tipo de material es 1.0 por lo que se tiene que:

El costo del separador en el año 2011, tomando en cuenta una inflación de 6% [70] se tiene un valor de:

$$\text{Costo}_{2011} = 66 * \left[ 1 + 0.06 \right]^{12} = 132.85 \text{ M USD} \quad (12).$$

## DIMENSIONAMIENTO Y EVALUACIÓN DE COSTO DE EQUIPO

EQUIPO: TANQUE DE ENTRADA AL TREN FA-2

BLOQUE: 2

DATOS DE PROCESO	
SERVICIO:	Tanque de separación vertical
PRESION DE OPERACIÓN (psia):	560
TEMPERATURA (°F):	69
FLUJO MÁSIICO (lb/h):	400614
FLUJO (MM FSCD):	173.5
PROPIEDADES DE COMPUESTO	
PESO MOLECULAR:	21.03
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD:	0.8786
DENSIDAD DE LÍQUIDO (lb/ft <sup>3</sup> ):	35.98

## 1.-DIMENSIONES DE EQUIPO

Las dimensiones se obtienen siguiendo la metodología de velocidad terminal [71]:

$$\text{Densidad de gas: } \rho_g = \frac{P (MW)}{RTZ} = \frac{560 \cdot 21.03}{10.73 [529] \cdot 0.8786} = 2.361 \text{ lb/ft}^3 \quad (1)$$

$$\text{Flujo Másiico: } M = \frac{173.5 [10^6] \cdot 21.03}{379 [24] \cdot 3600} = 111.43 \text{ lb/s} \quad (2)$$

$$\text{Flujo volumétrico: } Q_A = \frac{M}{\rho_g} = \frac{111.4}{2.3615} = 47.186 \text{ ft}^3/\text{s} \quad (3)$$

Velocidad terminal:

Un factor K para separadores verticales es de 0.2 , ver Figura 1A del ANEXO 1A. Por lo que se tiene:

$$V_t = K \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}} = 0.28 \sqrt{\frac{35.98 - 2.361}{2.361}} = 1.056 \text{ ft/s} \quad (4)$$

$$\text{Asumiendo un diametro del tanque (D}_v\text{)} = \underline{6 \text{ ft}} = \underline{72 \text{ in}} = \underline{1.83 \text{ m}}$$

$$\text{Longitud del tanque (L): } L = \frac{4 Q_A}{\pi V_t D_v} = \frac{4 [47.186]}{\pi [1.056] \cdot 6} = 9.48 \text{ ft} \quad (5)$$

$$\text{Redondeando el anterior valor, se tiene que el tanque tiene una longitud T-T} = \frac{10 \text{ ft}}{120 \text{ in}} = \underline{3.05 \text{ m}}$$

## 2.-CALCULO DE PESO DEL EQUIPO

## A) SELECCIÓN DE MATERIAL

El equipo manejará gases de hidrocarburos con trazas de azufre e hidratos de agua. Para dicho servicio se recomienda que la envolvente del tanque utilice Acero al carbon SA-516-70 [75]

## B) PESO DE ENVOLVENTE

El espesor del envolvente se estima en base a las siguiente ecuación:

$$t = \frac{PR}{SE - 0.6P} + C \quad (6)$$

Donde:

$$\begin{aligned} t &= \text{Espesor (in)} \\ P &= \text{Presion de diseño (psi)} &= \underline{590} \\ R &= \text{Radio (in)} &= \underline{36} \\ S &= \text{Esfuerzo permisible (lb/in)} &= \underline{20000} \\ E &= \text{Junta de eficiencia} &= \underline{1.0} \\ C &= \text{Corrosión} &= \underline{3.2 \text{ mm} = 0.125 \text{ in}} \end{aligned}$$

Sustituyendo los valores en la ecuacion anterior tenemos:

$$t = \frac{590 [36]}{[20000] [1.0] - 0.6 [590]} + 0.125 = 1.2 \text{ in}$$

El material comercial para el espesor (t) que se acaba de calcular corresponde a un A.C. de: 1" [1.00 in]

La densidad ( $\rho$ ) del dicho material es de 7842 kg/m<sup>3</sup>, por lo tanto el peso ( $P_{env}$ ) de la envolvente es:

$$P_{env} = V * \rho = \pi * D_v * L * t * \rho \quad (7).$$

Sustituyendo los valores en la ecuación anterior tenemos:

$$P_{env} = [ \pi ] [ 1.83 ] [ 3.05 ] [ 1.00 * 0.0254 ] 7842 = 3,490 \text{ kg}$$

### C) PESO DE CABEZAL

Puesto que el espesor del envolvente del separador es mayor a 1" los cabezales tienen forma elíptica, el cual se puede evaluar con la siguiente ecuación:

$$t = \frac{PD}{2SE - 0.2P} + C \quad (8).$$

Sustituyendo los datos en la ecuación anterior se tiene:

$$t = \frac{[ 590 ] [ 72 ]}{2 [ 20000 ] [ 1.0 ] - 0.2 [ 590 ]} + 0.125 = 1.19 \text{ in}$$

El material comercial para el espesor (t) que se acaba de calcular corresponde a un A.C. de: 1" [ 1.00 in ]

El área del cabezal superior se calcula con la Ecuación siguiente:

$$A = 1.09 * D^2 \quad (9).$$

$$A = 1.09 * [ 1.83 ]^2 = 3.6474$$

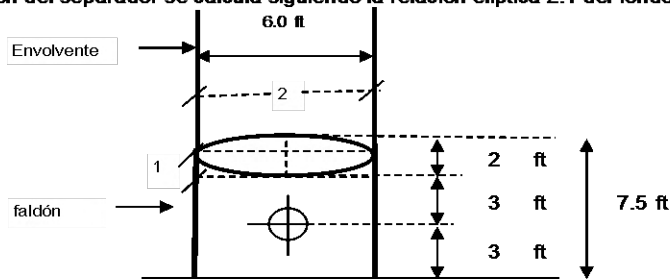
Tomando en cuenta que se trata del mismo material que la envolvente, la densidad es 7842 kg/m<sup>3</sup> y por lo tanto el peso del cabezal es (P<sub>cab</sub>) es:

$$P_{cab} = A * t * \rho \quad (10).$$

$$P_{cab} = [ 3.6474 ] [ 1.00 * 0.0254 ] 7842 = 726 \text{ kg}$$

### D) PESO DE FALDON

El faldon del separador se calcula siguiendo la relación elíptica 2:1 del fondo, donde:



El área del faldon se calcula de la siguiente manera:

$$A = \Pi * D * h$$

$$A = 3.1416 [ 6.0 ] [ 7.50 ] = 141.37 \text{ ft}^2 = 13 \text{ m}^2 \quad (11).$$

Considerando que el espesor del faldon es igual al de la envolvente, es decir: 1.00 in . El peso del faldon es:

$$P_{faldon} = [ 13 ] [ 1.00 * 0.025 ] 7842 = 2576.1 \text{ kg}$$

### E) PESO TOTAL

$$\begin{aligned} \text{Peso total} &= P_{env} + 2 (P_{cab}) + P_{faldon} \\ &= 3,490 + 2 [ 726 ] + [ 2576 ] = 7519 \text{ kg} \end{aligned} \quad (12).$$

### 3.- EVALUACION DE COSTO

En base a la gráfica 2A del ANEXO 1A, el costo del separador en Octubre 1999:

$$\text{Costo}_{1999} = [ 36.97 ] [ 7.519 ]^{0.4686} [ 7.519 ] = 108 \text{ M USD} \quad (13).$$

El material utilizado en la construcción del separador es Acero al carbón por tanto el factor de corrección es 1.0. El factor de corrección por presión es 1.0 ya que la presión a la que trabaja es alrededor de 500 psi. Por lo tanto el costo del Separador para el 2011, tomando en cuenta una inflación de 6% [70], con un diferencia de 12 años, es:

$$\text{Costo}_{2011} = 108 * [ 1 + 0.06 ]^{12} = 205.02 \text{ M USD} \quad (14).$$

## DIMENSIONAMIENTO Y EVALUACIÓN DE COSTO DE EQUIPO

EQUIPO: TANQUE DE SEPARACION DE LIQUIDO A FA-3A

BLOQUE: 3

DATOS DE PROCESO	
SERVICIO:	Separador vertical
PRESION DE OPERACIÓN (psia):	365
TEMPERATURA (°F):	63
FLUJO MÁSIICO (lb/h):	13156
FLUJO (MM FSCD):	5.7
PROPIEDADES DE COMPUESTO	
PESO MOLECULAR:	59
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD:	0.8786
DENSIDAD DE LÍQUIDO (lb/ft <sup>3</sup> ):	37.36

## 1.-DIMENSIONES DE EQUIPO

Las dimensiones se obtienen siguiendo la metodología de velocidad terminal [71]:

$$\text{Densidad de gas: } \rho_g = \frac{P \text{ (MW)}}{RTZ} = \frac{365 \cdot 59}{10.73 [523] \cdot 0.8786} = 4.333 \text{ lb/ft}^3 \quad (1)$$

$$\text{Flujo Másiico: } M = \frac{5.7 [10^6] \cdot 58.57}{379 [24] \cdot 3600} = 10.19 \text{ lb/s} \quad (2)$$

$$\text{Flujo volumétrico: } Q_A = \frac{M}{\rho_g} = \frac{10.2}{4.333} = 2.352 \text{ ft}^3/\text{s} \quad (3)$$

## Velocidad terminal:

De la tabla 1A del ANEXO 1A el factor K para separadores verticales es de 0.28, por lo que se tiene:

$$V_t = K \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}} = 0.28 \sqrt{\frac{37.36 - 4.333}{4.333}} = 0.773 \text{ ft/s} \quad (4)$$

$$\text{Asumiendo un diametro del tanque (D}_v\text{)} = 1.5 \text{ ft} = 18 \text{ in} = 0.46 \text{ m}$$

$$\text{Longitud del tanque (L): } L = \frac{4 Q_A}{\pi V_t D_v} = \frac{4 [2.352]}{\pi [0.773] \cdot 1.5} = 2.58 \text{ ft} \quad (5)$$

$$\text{Redondeando el anterior valor, se tiene que el tanque tiene una longitud T-T} = \frac{3 \text{ ft}}{36 \text{ in}} = 0.91 \text{ m}$$

## 2.-CALCULO DE PESO DEL EQUIPO

## A) SELECCIÓN DE MATERIAL

El equipo manejará gas gases de hidrocarburos. Para dicho servicio se recomienda que la envolvente del tanque uti Acero al carbon SA-516-70 [75]

## B) PESO DE ENVOLVENTE

El espesor del envolvente se estima en base a las siguiente ecuación:

$$t = \frac{PR}{SE - 0.6P} + C \quad (6)$$

Donde:

t = Espesor (in)

P = Presion de diseño (psi) = 395

R = Radio (in) = 9

S = Esfuerzo permisible ( lb/in ) = 20000

E = Junta de eficiencia = 1.0

C = Corrosión = 3.2 mm = 0.125 in

Sustituyendo los valores en la ecuacion anterior tenemos:

$$t = \frac{394.7 [9]}{[20000] [1.0] - 0.6 [394.7]} + 0.125 = 0.305 \text{ in}$$

El material comercial para el espesor (t) que se acaba de calcular corresponde a un A.C. de: 1/2" [ 0.50 in ]

La densidad ( ρ ) del dicho material es de 7842 kg/m<sup>3</sup>, por lo tanto el peso (P<sub>env</sub>) de la envolvente es:

$$P_{env} = V * \rho = \pi * D_v * L * t * \rho \quad (7).$$

Sustituyendo los valores en la ecuación anterior tenemos:

$$P_{env} = \left[ \pi \right] \left[ 0.46 \right] \left[ 0.91 \right] \left[ 0.50 * 0.0254 \right] 7842 = 131 \text{ kg}$$

### C) PESO DE CABEZAL

Puesto que el espesor del envoltente del separador es menor a 1" los cabezales tienen forma toriésferica, los cuales pueden evaluarse con la siguiente ecuación:

$$t = \frac{0.885 P L}{SE - 0.1 P} + 0.125 \quad (8).$$

Sustituyendo los datos en la ecuación anterior se tiene:

$$t = \frac{0.885 \left[ 395 \right] \left[ 18 \right]}{\left[ 20000 \right] \left[ 1.0 \right] - 0.1 \left[ 395 \right]} + 0.125 = 0.440 \text{ in}$$

El material comercial para el espesor (t) que se acaba de calcular corresponde a un A.C. de:  $\frac{1}{2}" \left[ 0.50 \text{ in} \right]$

El área del cabezal superior se calcula con la Ecuación siguiente:

$$A = 0.918 * D^2 \quad (9).$$

$$A = 0.918 * \left[ 0.46 \right]^2 = 0.192$$

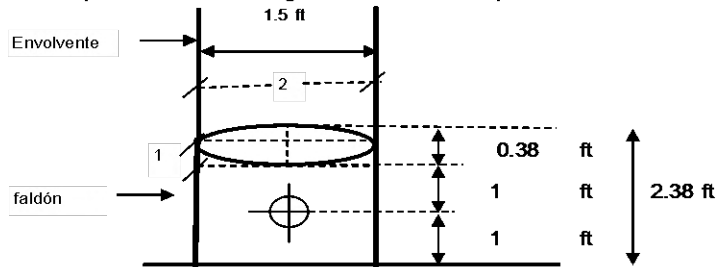
Tomando en cuenta que se trata del mismo material que la envoltente, la densidad es  $7842 \text{ kg/m}^3$  [73] y por lo tanto el peso del cabezal es ( $P_{cab}$ ) es:

$$P_{cab} = A * t * \rho \quad (10).$$

$$P_{cab} = \left[ 0.192 \right] \left[ 0.50 * 0.0254 \right] 7842 = 19 \text{ kg}$$

### D) PESO DE FALDON

El faldón del separador se calcula siguiendo la relación elíptica 2:1 del fondo. Donde:



El área del faldón se calcula de la siguiente manera:

$$A = \Pi * D * h \quad (11).$$

Sustituyendo:

$$A = 3.1416 \left[ 1.5 \right] \left[ 2.38 \right] = 11.192 \text{ ft}^2 = 1 \text{ m}^2$$

Considerando que el espesor del faldón es igual al de la envoltente, es decir:  $0.50 \text{ in}$ . El peso del faldón es:

$$P_{faldon} = \left[ 1 \right] \left[ 0.50 * 0.025 \right] 7842 = 101.97 \text{ Kg}$$

### E) PESO TOTAL

$$\text{Peso total} = P_{env} + 2(P_{cab}) + P_{faldon} \quad (12).$$

$$= 131 + 2 \left[ 19 \right] + \left[ 102 \right] = 271 \text{ kg}$$

## 3.- EVALUACION DE COSTO

En base a la gráfica 2A del ANEXO 1A, el costo del separador en Octubre 1999:

$$\text{Costo}_{1999} = \left[ 36.97 \right] \left[ 0.271 \right]^{-0.4686} \left[ 0.271 \right] = 18 \text{ M USD} \quad (13).$$

El material utilizado en la construcción del separador es Acero al carbón por tanto el factor de corrección es 1.0. El factor de corrección por presión es 1.0 ya que la presión a una presión menor a 500 psi. Por lo tanto el costo del equipo para el 2011, tomando en cuenta una inflación de 6% [70], con un diferencia de 12 años, es:

$$\text{Costo}_{2011} = 18 * \left[ 1 + 0.06 \right]^{12} = 37.18 \text{ M USD} \quad (14).$$



## DIMENSIONAMIENTO Y EVALUACIÓN DE COSTO DE EQUIPO

EQUIPO: TANQUE DE SEPARACION DE LIQUIDO B FA-3B

BLOQUE: 4

DATOS DE PROCESO	
SERVICIO:	Separador
PRESION DE OPERACIÓN (psia):	190
TEMPERATURA (°F):	55
FLUJO MÁSICO (lb/h):	12678
FLUJO (MM FSCD):	5.5
PROPIEDADES	
PESO MOLECULAR:	63
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD:	0.8786
DENSIDAD DE LÍQUIDO (lb/ft <sup>3</sup> ):	37.36

## 1.-DIMENSIONES DE EQUIPO

Las dimensiones se obtienen siguiendo la metodología de velocidad terminal [71]:

$$\text{Densidad de gas: } \rho_g = \frac{P \text{ (MW)}}{RTZ} = \frac{190 \cdot 63}{10.73 [515] \cdot 0.8786} = 2.447 \text{ lb/ft}^3 \quad (1)$$

$$\text{Flujo Másico: } M = \frac{5.5 [10^6] \cdot 62.63}{379 [24] \cdot 3600} = 10.501 \text{ lb/s} \quad (2)$$

$$\text{Flujo volumétrico: } Q_A = \frac{M}{\rho_g} = \frac{10.5}{2.447} = 4.291 \text{ ft}^3/\text{s} \quad (3)$$

Velocidad terminal:

De la tabla 1A del ANEXO 1A el factor K para separadores verticales es de 0.28, por lo que se tiene:

$$V_t = K \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}} = 0.28 \sqrt{\frac{37.36 - 2.447}{2.447}} = 1.058 \text{ ft/s} \quad (4)$$

$$\text{Asumiendo un diametro del tanque (D}_v\text{)} = \underline{1.5 \text{ ft}} = \underline{18 \text{ in}} = \underline{0.46 \text{ m}}$$

$$\text{Longitud del tanque (L): } L = \frac{4 Q_A}{\pi V_t D_v} = \frac{4 [4.291]}{\pi [1.058] \cdot 1.5} = 3.44 \text{ ft} \quad (5)$$

$$\text{Redondeando el anterior valor, se tiene que el tanque tiene una longitud T-T} = \frac{3.5 \text{ ft}}{42 \text{ in}} = \underline{1.07 \text{ m}}$$

## 2.-CALCULO DE PESO DEL EQUIPO

## A) SELECCIÓN DE MATERIAL

El equipo manejará gas gases de hidrocarburos con trazas de azufre e hidratos de agua. Para dicho servicio se recomienda que la envolvente del tanque utilice Acero al carbon SA-516-70 [75]

## B) PESO DE ENVOLVENTE

El espesor del envolvente se estima en base a las siguiente ecuación:

$$t = \frac{PR}{SE - 0.6P} + C \quad (6)$$

Donde:

$$\begin{aligned} t &= \text{Espesor (in)} \\ P &= \text{Presion de diseño (psi)} = \underline{220} \\ R &= \text{Radio (in)} = \underline{9} \\ S &= \text{Esfuerzo permisible ( lb/in)} = \underline{20000} \\ E &= \text{Junta de eficiencia} = \underline{1.0} \\ C &= \text{Corrosión} = \underline{3.2 \text{ mm}} = \underline{0.125 \text{ in}} \end{aligned}$$

Sustituyendo los valores en la ecuacion anterior tenemos:

$$t = \frac{219.7 [9]}{[20000] [1.0] - 0.6 [219.7]} + 0.125 = 0.225 \text{ in}$$

El material comercial para el espesor (t) que se acaba de calcular corresponde a un A.C. de:  $\underline{1/2''}$  [ 0.50 in ]La densidad ( ρ ) del dicho material es de 7842 kg/m<sup>3</sup>, por lo tanto el peso (P<sub>env</sub>) de la envolvente es:

$$P_{env} = V * \rho = \pi * D_v * L * t * \rho \quad (7).$$

Sustituyendo los valores en la ecuación anterior tenemos:

$$P_{env} = \left[ \pi \right] \left[ 0.46 \right] \left[ 1.07 \right] \left[ 0.50 * 0.0254 \right] 7842 = 153 \text{ kg}$$

### C) PESO DE CABEZAL

Puesto que el espesor del envoltorio del separador es menor a 1" los cabezales tienen forma toriésferica, los cuales pueden evaluarse con la siguiente ecuación:

$$t = \frac{0.885 P L}{SE - 0.1 P} + 0.125 \quad (8).$$

Sustituyendo los datos en la ecuación anterior se tiene:

$$t = \frac{0.885 \left[ \frac{220}{20000} \right] \left[ \frac{18}{1.0} \right]}{\left[ \frac{220}{20000} \right] \left[ \frac{18}{1.0} \right] - 0.1 \left[ \frac{220}{20000} \right]} + 0.125 = 0.300 \text{ in}$$

El material comercial para el espesor (t) que se acaba de calcular corresponde a un A.C. de:  $\frac{1}{2}"$  (0.50 in)

El área del cabezal superior se calcula con la Ecuación siguiente:

$$A = 0.918 * D^2 \quad (9)$$

$$A = 0.918 * \left[ 0.46 \right]^2 = 0.192$$

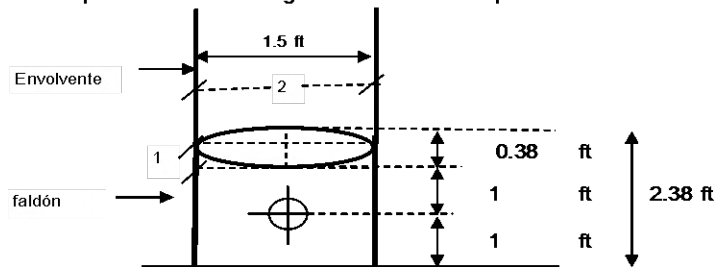
Tomando en cuenta que se trata del mismo material que la envoltorio, la densidad es 7842 kg/m<sup>3</sup> [75] y por lo tanto el peso del cabezal es (P<sub>cab</sub>) es:

$$P_{cab} = A * t * \rho \quad (10).$$

$$P_{cab} = \left[ 0.192 \right] \left[ 0.50 * 0.0254 \right] 7842 = 19 \text{ kg}$$

### D) PESO DE FALDON

El faldón del separador se calcula siguiendo la relación elíptica 2:1 del fondo. Donde:



El área del faldón se calcula de la siguiente manera:

$$A = \pi * D * h \quad (11).$$

$$A = 3.1416 \left[ 1.5 \right] \left[ 2.38 \right] = 11.192 \text{ ft}^2 = 1 \text{ m}^2$$

Considerando que el espesor del faldón es igual al de la envoltorio, es decir:  $\frac{0.50}{2}$  in. El peso del faldón es:

$$P_{faldón} = \left[ 1 \right] \left[ 0.50 * 0.025 \right] 7842 = 101.97 \text{ Kg}$$

### E) PESO TOTAL

$$\text{Peso total} = P_{env} + 2(P_{cab}) + P_{faldón} \quad (12).$$

$$= 153 + 2 \left[ 19 \right] + \left[ 102 \right] = 293 \text{ kg}$$

## 3.- EVALUACION DE COSTO

En base a la gráfica 2A del ANEXO 1A, el costo del separador en Octubre 1999:

$$\text{Costo}_{1999} = \left[ 36.97 \right] \left[ 0.293 \right]^{-0.4686} \left[ 0.293 \right] = 19 \text{ M USD} \quad (13).$$

El material utilizado en la construcción del separador es Acero al carbón por tanto el factor de corrección es 1.0. El factor de corrección por presión es 1.0 ya que la presión a una presión menor a 500 psi. Por lo tanto el costo del equipo para el 2011, tomando en cuenta una inflación de 6% [70], con un diferencia de 12 años, es:

$$\text{Costo}_{2011} = 19 * \left[ 1 + 0.06 \right]^{12} = 38.74 \text{ M USD} \quad (14).$$

## DIMENSIONAMIENTO Y EVALUACIÓN DE COSTO DE EQUIPO

EQUIPO: TANQUE ALIMENTADOR DE EXPANSOR FA-4

BLOQUE: 5

DATOS DE PROCESO	
SERVICIO:	Depurador horizontal
PRESION DE OPERACIÓN (psia):	536
TEMPERATURA (°F):	-63
FLUJO MÁSICO(lb/h):	387458
FLUJO (MM FSCD):	167.8
PROPIEDADES	
PESO MOLECULAR:	21
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD:	0.8786
DENSIDAD DE LÍQUIDO (lb/ft <sup>3</sup> ):	30.51

## 1.-DIMENSIONES DE EQUIPO

Las dimensiones se obtienen siguiendo la metodología de velocidad terminal [71]:

$$\text{Densidad de gas: } \rho_g = \frac{P \text{ (MW)}}{RTZ} = \frac{536 \cdot 20.58}{10.73 \cdot [397] \cdot 0.8786} = 2.948 \text{ lb/ft}^3 \quad (1)$$

$$\text{Flujo Másico: } M = \frac{167.8 \cdot [10^6] \cdot 20.58}{379 \cdot [24] \cdot 3600} = 105.47 \text{ lb/s} \quad (2)$$

$$\text{Flujo de gas: } Q_A = \frac{M}{\rho_g} = \frac{105.5}{2.9475} = 35.783 \text{ ft}^3/\text{s} \quad (3)$$

$$\text{Velocidad terminal: } V_t = K \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}} \quad (4)$$

De la tabla 1A del ANEXO 1A el factor K para separadores verticales es de 0.28, por lo que se tiene:

$$V_t = 0.40 \sqrt{\frac{30.51 - 2.948}{2.948}} = 1.223 \text{ ft/s}$$

$$\text{Asumiendo un diametro del tanque (D}_v\text{)} = 4 \text{ ft} = 48 \text{ in} = 1.22 \text{ m}$$

$$\text{Longitud del tanque (L): } L = \frac{4 Q_A}{\pi V_t D_v} = \frac{4 \cdot [35.783]}{\pi \cdot [1.223] \cdot 4} = 9.31 \text{ ft} \quad (5)$$

$$\text{Redondeando el anterior valor, se tiene que el tanque tiene una longitud T-T} = \frac{10 \text{ ft}}{120 \text{ in}} = 3.05 \text{ m}$$

## 2.-CALCULO DE PESO DEL EQUIPO

## A) SELECCIÓN DE MATERIAL

El equipo manejará gas gases de hidrocarburos con trazas de azufre e hidratos de agua. Para dicho servicio se recomienda que la envolvente del tanque utilice Acero al carbon SA-516-70 [75]

## B) PESO DE ENVOLVENTE

El espesor del envolvente se estima en base a las siguiente ecuación:

$$t = \frac{PR}{SE - 0.6P} + C \quad (6)$$

Donde:

t = Espesor (in)	
P = Presion de diseño (psi)	= 566
R = Radio (in)	= 24
S = Esfuerzo permisible ( lb/in)	= 20000
E = Junta de eficiencia	= 1.0
C = Corrosión	= 3.2 mm = 0.125 in

Sustituyendo los valores en la ecuación anterior tenemos:

$$t = \frac{566 \left[ \frac{24}{20000} \right] \left[ \frac{1.0}{1.0} \right] - 0.6 \left[ \frac{566}{566} \right]}{0.125} = 0.816 \text{ in}$$

El material comercial para el espesor (t) que se acaba de calcular corresponde a un A.C. de:  $1 \frac{1}{4}''$  (1.25 in)

La densidad ( $\rho$ ) del dicho material es de 7842 kg/m<sup>3</sup>, por lo tanto el peso ( $P_{env}$ ) de la envolvente es:

$$P_{env} = V * \rho = \pi * D_v * L * t * \rho \quad (7).$$

Sustituyendo los valores en la ecuación anterior tenemos:

$$P_{env} = \left[ \pi \right] \left[ 1.22 \right] \left[ 3.05 \right] \left[ 1.25 \right] * 0.0254 \left[ 7842 \right]$$

$$P_{env} = 2,908 \text{ kg}$$

### C) PESO DE CABEZAL

Puesto que el espesor del envolvente del separador es mayor a 1" los cabezales tienen forma elíptica, el cual se puede evaluar con la siguiente ecuación:

$$t = \frac{PD}{2SE - 0.2P} + C \quad (8).$$

Sustituyendo los datos en la ecuación anterior se tiene:

$$t = \frac{\left[ \frac{566}{20000} \right] \left[ \frac{48}{1.0} \right] - 0.2 \left[ \frac{566}{566} \right]}{0.125} = 0.806 \text{ in}$$

El material comercial para el espesor (t) que se acaba de calcular corresponde a un A.C. de:  $1 \frac{1}{4}''$  (1.25 in)

El área del cabezal superior se calcula con la Ecuación siguiente:

$$A = 1.09 * D^2 \quad (9).$$

$$A = 1.09 * \left[ 1.22 \right]^2 = 1.6211$$

Tomando en cuenta que se trata del mismo material que la envolvente, la densidad es 7842 kg/m<sup>3</sup> y por lo tanto el peso del cabezal es ( $P_{cab}$ ) es:

$$P_{cab} = A * t * \rho$$

$$P_{cab} = \left[ 1.6211 \right] \left[ 1.25 \right] * 0.0254 \left[ 7842 \right] = 404 \text{ kg}$$

### D) PESO DE SOPORTES

Un soporte de para un tanque de 48 in de diámetro, pesa: 91 kg [72]

### E) PESO TOTAL

$$\text{Peso total} = P_{env} + 2(P_{cab}) + 2(P_{soportes}) \quad (10).$$

$$= 2,908 + 2 \left[ 404 \right] + 2 \left[ 91 \right] = 3,897 \text{ kg}$$

## 3.- EVALUACION DE COSTO

En base a la gráfica 1A del ANEXO 1A, el costo del separador en Octubre 1999:

$$\text{Costo}_{1999} = \left[ 27.38 \right] \left[ 3.897 \right]^{-0.4685} \left[ 3.897 \right] = 56 \text{ M USD} \quad (11).$$

El material utilizado en la construcción del separador es Acero al carbón por tanto el factor de corrección es 1.0. El factor de corrección por presión es 1.0 ya que la presión a una presión es poco mayor a 500 psi. Por lo tanto el costo del equipo para el 2011, tomando en cuenta una inflación de 6% [70], con un diferencia de 12 años, es:

$$\text{Costo}_{2011} = 56 * \left[ 1 + 0.06 \right]^{12} = 113.53 \text{ M USD} \quad (12).$$

## DIMENSIONAMIENTO Y EVALUACIÓN DE COSTO DE EQUIPO

EQUIPO: TANQUE ALIMENTADOR DEL DEMETANIZADOR FA-5 BLOQUE: 6

DATOS DE PROCESO	
SERVICIO:	Separador
PRESIÓN DE OPERACIÓN (psia):	260
TEMPERATURA (°F):	-92
FLUJO MÁSCO (lb/h):	131131
FLUJO (MM FSCD):	56.8
PROPIEDADES DE COMPUESTO	
PESO MOLECULAR:	31.36
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD:	0.8786
DENSIDAD DE LÍQUIDO (lb/ft <sup>3</sup> ):	35

## 1.-DIMENSIONES DE EQUIPO

Las dimensiones se obtienen siguiendo la metodología de velocidad terminal [71]:

$$\text{Densidad de gas: } \rho_g = \frac{P \text{ (MW)}}{RTZ} = \frac{260 \cdot 31.36}{10.73 \cdot [368.26] \cdot 0.8786} = 2.346 \text{ lb/ft}^3 \quad (1)$$

$$\text{Flujo Másico: } M = \frac{56.8}{379} \left[ \frac{10^6}{24} \right] \frac{31.36}{3600} = 54.385 \text{ lb/s} \quad (2)$$

$$\text{Flujo volumétrico: } Q_A = \frac{M}{\rho_g} = \frac{54.4}{2.3456} = 23.186 \text{ ft}^3/\text{s} \quad (3)$$

$$\text{Velocidad terminal: } V_t = K \sqrt{\frac{P_l - P_g}{\rho_g}} \quad (4)$$

De la tabla 1A del ANEXO 1A el factor K para separadores verticales es de 0.28, por lo que se tiene:

$$V_t = 0.18 \sqrt{\frac{34.54 - 2.346}{2.346}} = 0.667 \text{ ft/s}$$

Asumiendo un diametro del tanque (D<sub>v</sub>) = 4 ft = 48 in = 1.22 m

$$\text{Longitud del tanque (L): } L = \frac{4 Q_A}{\pi V_t D_V} = \frac{4 \cdot [23.186]}{\pi \cdot [0.667] \cdot 4} = 11.07 \text{ ft} \quad (5)$$

Redondeando el anterior valor, se tiene que el tanque tiene una longitud T-T =  $\frac{12 \text{ ft}}{144 \text{ in}} = \frac{3.66 \text{ m}}{144 \text{ in}}$ 

## 2.-CALCULO DE PESO DEL EQUIPO

## A) SELECCIÓN DE MATERIAL

El equipo manejará gas gases de hidrocarburos, para dicho servicio se recomienda que la envolvente del tanque utilice Acero al carbon SA-516-70 [75]

## B) PESO DE ENVOLVENTE

El espesor del envolvente se estima en base a las siguiente ecuación:

$$t = \frac{PR}{SE - 0.6P} + C \quad (6)$$

Donde:

t = Espesor (in)	=	290
P = Presion de diseño (psi)	=	24
R = Radio (in)	=	20000
S = Esfuerzo permisible ( lb/in)	=	1.0
E = Junta de eficiencia	=	3.2 mm : 0.125 in
C = Corrosión	=	

Sustituyendo los valores en la ecuacion anterior tenemos:

$$t = \frac{290 \cdot [24]}{[20000] \cdot [1.0] - 0.6 \cdot [289.7]} + 0.125 = 0.476 \text{ in}$$

El material comercial para el espesor (t) que se acaba de calcular corresponde a un A.C. de:  $\frac{1}{5}''$  [ 0.50 in ]La densidad ( ρ ) del dicho material es de 7842 kg/m<sup>3</sup>, por lo tanto el peso (P<sub>env</sub>) de la envolvente es:

$$P_{env} = \left[ \pi \right] \left[ 1.22 \right] \left[ 3.66 \right] \left[ 0.50 * 0.0254 \right] 7842$$

$$P_{env} = 1,396 \text{ kg}$$

**C) PESO DE CABEZAL**

Puesto que el espesor del envoltente del separador es menor a 1" los cabezales deberían tener forma toriesferica, sin embargo se diseñarán bajo la forma elíptica porque el proceso trabaja con presiones mayores, por lo tanto:

$$t = \frac{PD}{2SE - 0.2P} + C \quad (8).$$

Sustituyendo los datos en la ecuación anterior se tiene:

$$t = \frac{\left[ 290 \right] \left[ 48 \right]}{2 \left[ 20000 \right] \left[ 1.0 \right] - 0.2 \left[ 290 \right]} + 0.125 = 0.473 \text{ in}$$

El material comercial para el espesor (t) que se acaba de calcular corresponde a un A.C. de:  $\frac{1}{2}"$  (0.50 in)

El área del cabezal superior se calcula con la Ecuación siguiente:

$$A = 1.09 * D^2 \quad (9).$$

$$A = 1.09 * \left[ 1.22 \right]^2 = 1.6211$$

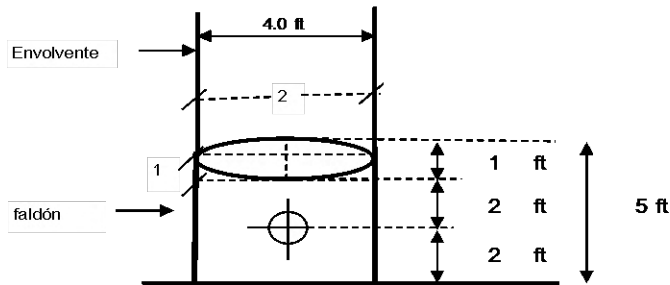
Tomando en cuenta que se trata del mismo material que la envoltente, la densidad es 7842 kg/m<sup>3</sup> y por lo tanto el peso del cabezal es (P<sub>cab</sub>) es:

$$P_{cab} = A * t * \rho \quad (10).$$

$$P_{cab} = \left[ 1.6211 \right] \left[ 0.50 * 0.0254 \right] 7842 = 161 \text{ kg}$$

**D) PESO DE FALDON**

El faldón del separador se calcula siguiendo la relación elíptica 2:1 del fondo. Donde:



El área del faldón se calcula de la siguiente manera:

$$A = \Pi * D * h$$

$$A = 3.1416 \left[ 4.0 \right] \left[ 5.00 \right] = 62.832 \text{ ft}^2 = 6 \text{ m}^2 \quad (11).$$

Considerando que el espesor del faldón es igual al de la envoltente, es decir:  $\frac{0.50}{in}$ . El peso del faldón es:

$$P_{faldon} = \left[ 6 \right] \left[ 0.50 * 0.025 \right] 7842 = 572.47 \text{ Kg}$$

**E) PESO TOTAL**

$$\text{Peso total} = P_{env} + 2(P_{cab}) + P_{faldon} \quad (12).$$

$$= 1,396 + 2 \left[ 161 \right] + \left[ 572 \right] = 2,291 \text{ kg}$$

**3.- EVALUACION DE COSTO**

En base a la gráfica 2A del ANEXO 1A, el costo del separador en Octubre 1999:

$$\text{Costo}_{1999} = \left[ 36.97 \right] \left[ 2.291 \right]^{-0.4686} \left[ 2.291 \right] = 57 \text{ M USD} \quad (13).$$

El material utilizado en la construcción del separador es Acero al carbón por tanto el factor de corrección es 1.0. El factor de corrección por presión es 1.0 ya que la presión a una presión menor a 500 psi. Por lo tanto el costo del equipo para el 2011, tomando en cuenta una inflación de 6% [70], con un diferencia de 12 años, es:

$$\text{Costo}_{2011} = 57 * \left[ 1 + 0.06 \right]^{12} = 115.57 \text{ M USD} \quad (14).$$

## DIMENSIONAMIENTO Y EVALUACIÓN DE COSTO DE EQUIPO

EQUIPO: TANQUE RECEPTOR DE PRODUCTO FA-6

BLOQUE: 7

DATOS DE PROCESO	
SERVICIO:	Tanque de balance
PRESION DE OPERACIÓN (psia):	330
TEMPERATURA (°F):	83
FLUJO MÁSCICO(lb/h):	117977
FLUJO (MM FSCD):	51.1
PROPIEDADES	
PESO MOLECULAR:	45
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD:	0.8234
DENSIDAD DE LÍQUIDO (lb/ft <sup>3</sup> ):	30.70

## 1.-DIMENSIONES DE EQUIPO

Las dimensiones se obtienen siguiendo la metodología de velocidad terminal [71]:

$$\text{Densidad de gas: } \rho_g = \frac{P (MW)}{RTZ} = \frac{330 \cdot 44.68}{10.73 [542.95] 0.8234} = 3.071 \text{ lb/ft}^3 \quad (1).$$

$$\text{Flujo Máscico: } M = \frac{51.1 [10^6]}{379 [24]} \frac{44.68}{3600} = 69.718 \text{ lb/s} \quad (2).$$

$$\text{Flujo de gas: } Q_A = \frac{M}{\rho_g} = \frac{69.7}{3.0707} = 22.704 \text{ ft}^3/\text{s} \quad (3).$$

$$\text{Velocidad terminal: } V_t = K \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}} \quad (4).$$

De la tabla 1A del ANEXO 1A el factor K para separadores verticales es de 0.28, por lo que se tiene:

$$V_t = 0.40 \sqrt{\frac{30.70 - 3.071}{3.071}} = 1.200 \text{ ft/s}$$

$$\text{Asumiendo un diametro del tanque (D}_v\text{)} = 4 \text{ ft} = 48 \text{ in} = 1.22 \text{ m}$$

$$\text{Longitud del tanque (L): } L = \frac{4 Q_A}{\pi V_t D_v} = \frac{4 [22.704]}{\pi [1.200] 4} = 6.02 \text{ ft} \quad (5).$$

$$\text{Redondeando el anterior valor, se tiene que el tanque tiene una longitud T-T} = \frac{10 \text{ ft}}{120 \text{ in}} = \frac{3.05 \text{ m}}{120 \text{ in}}$$

## 2.-CALCULO DE PESO DEL EQUIPO

## A) SELECCIÓN DE MATERIAL

El equipo manejará son condensados de hidrocarburos pesados. Para dicho servicio se recomienda que la envolvente del tanque utilice Acero al carbon SA-516-70

## B) PESO DE ENVOLVENTE

El espesor del envolvente se estima en base a las siguiente ecuación:

$$t = \frac{PR}{SE - 0.6P} + C \quad (6).$$

Donde:

t = Espesor (in)	=	<u>359.7</u>
P = Presion de diseño (psi)	=	<u>24</u>
R = Radio (in)	=	<u>20000</u>
S = Esfuerzo permisible ( lb/in	=	<u>1.0</u>
E = Junta de eficiencia	=	<u>3.2 mm = 0.125 in</u>
C = Corrosión	=	

Sustituyendo los valores en la ecuación anterior tenemos:

$$t = \frac{360 \left[ \frac{24}{20000} \right] \left[ \frac{1.0}{1.0} - 0.6 \left[ \frac{360}{360} \right] \right]}{0.125} = 0.561 \text{ in}$$

El material comercial para el espesor (t) que se acaba de calcular corresponde a un A.C. de: 3/4" (0.75 in)

La densidad ( $\rho$ ) del dicho material es de 7842 kg/m<sup>3</sup>, por lo tanto el peso ( $P_{env}$ ) de la envolvente es:

$$P_{env} = V * \rho = \pi * D_v * L * t * \rho \quad (7).$$

Sustituyendo los valores en la ecuación anterior tenemos:

$$P_{env} = \left[ \pi \right] \left[ 1.22 \right] \left[ 3.05 \right] \left[ 0.75 * 0.0254 \right] 7842 \text{ kg}$$

$$P_{env} = 1,745 \text{ kg}$$

### C) PESO DE CABEZAL

Puesto que el espesor del envolvente del separador es mayor a 1" los cabezales tienen forma elíptica, el cual se puede evaluar con la siguiente ecuación:

$$t = \frac{PD}{2SE - 0.2P} + C \quad (8).$$

Sustituyendo los datos en la ecuación anterior se tiene:

$$t = \frac{\left[ \frac{360}{20000} \right] \left[ \frac{48}{1.0} \right]}{2 \left[ \frac{1.0}{1.0} \right] - 0.2 \left[ \frac{360}{360} \right]} + 0.125 = 0.557 \text{ in}$$

El material comercial para el espesor (t) que se acaba de calcular corresponde a un A.C. de: 3/4" (0.75 in)

El área del cabezal superior se calcula con la Ecuación siguiente:

$$A = 1.09 * D^2 \quad (9).$$

$$A = 1.09 * \left[ 1.22 \right]^2 = 1.6211$$

Tomando en cuenta que se trata del mismo material que la envolvente, la densidad es 7842 kg/m<sup>3</sup> y por lo tanto el peso del cabezal es ( $P_{cab}$ ) es:

$$P_{cab} = A * t * \rho$$

$$P_{cab} = \left[ 1.6211 \right] \left[ 0.75 * 0.0254 \right] 7842 = 242 \text{ kg}$$

### D) PESO DE SOPORTES

Un soporte de para un tanque de 48 in de diámetro, pesa: 91 kg [72]

### E) PESO TOTAL

$$\begin{aligned} \text{Peso total} &= P_{env} + 2 (P_{cab}) + 2 (P_{soportes}) \\ &= 1,745 + 2 \left[ 242 \right] + 2 \left[ 91 \right] = 2,411 \text{ kg} \end{aligned} \quad (10).$$

## 3.- EVALUACION DE COSTO

En base a la gráfica 1A del ANEXO 1A, el costo del separador en Octubre 1999:

$$\text{Costo}_{1999} = \left[ 27.38 \right] \left[ 2,411 \right]^{-0.4685} \left[ 2,411 \right] = 44 \text{ M USD} \quad (11).$$

El material utilizado en la construcción del separador es Acero al carbón por tanto el factor de corrección es 1.0. El factor de corrección por presión es 1.0 ya que la presión a una presión menor a 500 psi. Por lo tanto el costo del equipo para el 2011, tomando en cuenta una inflación de 6% [70], con un diferencia de 12 años, es:

$$\text{Costo}_{2011} = 44 * \left[ 1 + 0.06 \right]^{12} = 87.96 \text{ M USD} \quad (12).$$



## DIMENSIONAMIENTO Y EVALUACIÓN DE COSTO DE EQUIPO

EQUIPO: TORRE DEMETANIZADORA DA-1

BLOQUE: 8

DATOS DE PROCESO	
SERVICIO:	Separador de gas
PRESION DE OPERACIÓN (psia):	240
TEMPERATURA (°F):	-116
FLUJO MÁSSICO (lb/h):	371500
FLUJO (MM FSCD):	160.9
PROPIEDADES	
PESO MOLECULAR:	17.5
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD:	0.8234
DENSIDAD DE LÍQUIDO (lb/ft <sup>3</sup> ):	30.70
ALTURA (ft):	91
DIAMETRO (in):	84

## 1.-CALCULO DE PESO DEL EQUIPO

## A) SELECCIÓN DE MATERIAL

El equipo manejará son condensados de hidrocarburos pesados. Para dicho servicio se recomienda que la envolvente del tanque utilice Acero al carbon SA-516-70 [75]

## B) PESO DE ENVOLVENTE

El espesor del envolvente se estima en base a las siguiente ecuación:

$$t = \frac{PR}{SE - 0.6P} + C \quad (1).$$

Donde:

t = Espesor (in)	=	
P = Presion de diseño (psi)	=	240
R = Radio (in)	=	42
S = Esfuerzo permisible ( lb/in)	=	20000
E = Junta de eficiencia	=	1.0
C = Corrosión	=	3.2 mm = 0.125 in

Sustituyendo los valores en la ecuacion anterior tenemos:

$$t = \frac{240 \left[ \frac{42}{1.0} - 0.6 \left[ \frac{240}{20000} \right] \right]}{20000 \left[ \frac{42}{1.0} - 0.6 \left[ \frac{240}{20000} \right] \right]} + 0.125 = 0.633 \text{ in}$$

El material comercial para el espesor (t) que se acaba de calcular corresponde a un A.C. de: 1" (0.84 in)

La densidad ( $\rho$ ) del dicho material es de 7842 kg/m<sup>3</sup>, por lo tanto el peso ( $P_{env}$ ) de la envolvente es:

$$P_{env} = V * \rho = \pi * D_v * L * t * \rho \quad (2).$$

Sustituyendo los valores en la ecuacion anterior tenemos:

$$P_{env} = \left[ \pi \right] \left[ 42.00 \right] \left[ 91.00 \right] \left[ 0.84 * 0.0254 \right] 7842$$

$$P_{env} = 2,006,538 \text{ kg}$$

## C) PESO DE CABEZAL

Puesto que el espesor del envolvente del separador es mayor a 1" los cabezales tienen forma eliptica, el cual se puede evaluar con la siguiente ecuación:

$$t = \frac{PD}{2SE - 0.2P} + C \quad (3).$$

Sustituyendo los datos en la ecuación anterior se tiene:

$$t = \frac{\left[ \frac{240}{20000} \right] \left[ \frac{84}{1.0} \right]}{2 \left[ \frac{240}{20000} \right] \left[ \frac{84}{1.0} \right] - 0.2 \left[ \frac{240}{20000} \right]} + 0.125 = 0.630 \text{ in}$$

El material comercial para el espesor (t) que se acaba de calcular corresponde a un A.C. de: 3/4" (0.75 in)

El área del cabezal superior se calcula con la Ecuación siguiente:

$$A = 1.09 * D^2 \quad (4).$$

$$A = 1.09 * (84.00)^2 = 7691 \text{ in}^2$$

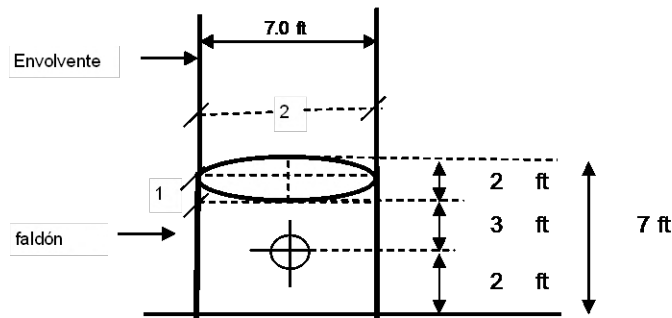
Tomando en cuenta que se trata del mismo material que la envolvente, la densidad es  $7842 \text{ kg/m}^3$  y por lo tanto el peso del cabezal es ( $P_{cab}$ ) es:

$$P_{cab} = A * t * \rho$$

$$P_{cab} = (7691) (0.75) (0.0254) 7842 = 1,148,921 \text{ kg}$$

#### D) PESO DE FALDON

El faldón del separador se calcula siguiendo la relación elíptica 2:1 del fondo. Donde:



El área del faldón se calcula de la siguiente manera:

$$A = \pi * D * h$$

$$A = 3.1416 (7.0) (7.0) = 153.94 \text{ ft}^2 = 14 \text{ m}^2 \quad (5).$$

Considerando que el espesor del faldón es igual al de la envolvente, es decir:  $1.00 \text{ in}$ . El peso del faldón es:

$$P_{faldón} = (14) (1.00 * 0.025) 7842 = 2805 \text{ kg}$$

#### E) PESO TOTAL

$$\begin{aligned} \text{Peso total} &= P_{env} + 2(P_{cab}) + P_{faldón} \\ &= 2,006,538 + 2(1,148,921) + 2805 = 4,307,186 \text{ kg} \quad (6). \end{aligned}$$

### 3.- EVALUACION DE COSTO

En base a la gráfica 2A del ANEXO 1A, el costo del separador en Octubre 1999:

$$\text{Costo}_{1999} = 36.97 (4,307)^{0.4686} (4,307) = 3155 \text{ M USD} \quad (7).$$

El material utilizado en la construcción del separador es Acero al carbón por tanto el factor de corrección es 1.0. El factor de corrección por presión es 1.0 ya que la presión a la que trabaja es alrededor de 500 psi. Por lo tanto el costo del Separador para el 2011, tomando en cuenta una inflación de 6% [70], con un diferencia de 12 años, es:

$$\text{Costo}_{2011} = 3155 * (1 + 0.06)^{12} = 5,989.97 \text{ M USD} \quad (8).$$

## DIMENSIONAMIENTO Y EVALUACIÓN DE COSTO DE EQUIPO

EQUIPO: INTERCAMBIADOR DE CALOR EA-1

BLOQUE: 9

DATOS DE PROCESO	
SERVICIO:	
TIPO DE CAMBIADOR	AES
CARGA TERMICA (kJ/h)	1,930,892
TEMPERATURA GAS ENTRADA (°C):	55.9
TEMPERATURA GAS SALIDA (°C):	50.6
TEMPERATURA AGUA ENTRADA (°C):	32.2
TEMPERATURA AGUA SALIDA (°C):	53.1
U (kJ/h m <sup>2</sup> °C):	3,883

## 1.-ÁREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR

El área del intercambiador se obtiene con la formula siguiente [74]:

$$Q = UA LMTD \quad (1)$$

Donde:

$$LMTD = \frac{[55.9 - 53.1] - [50.6 - 32.2]}{\ln \frac{[55.9 - 53.1]}{[50.6 - 32.2]}} = 8.243 \text{ } ^\circ\text{C} \quad (2)$$

Despejando A de la Ecuación 1, se tiene:

$$A = \frac{Q}{U LMTD} = \frac{1,930,892}{[3,883] \cdot 8.2} = 60.3 \text{ m}^2$$

## 2- ESTIMACIÓN DE COSTO DE EQUIPO

En base a la gráfica 3A del ANEXO 1A, el costo del intercambiador en Octubre 1999 se obtiene con la ecuación:

$$\text{Costo}_{\text{Oct-1999}} = 20.056 (A)^{0.307} \quad (3)$$

El área del intercambiador es: 60.3 m<sup>2</sup> De esa manera, el costo para el año 1999 es:

$$\text{Costo}_{1999} = 20.056 [60.3]^{0.307} = 70.61 \text{ M USD}$$

Considerando el tipo de material es Acero al carbon SA-570-70 [75] el factor de material es 1.0. Considerando el diseño del intercambiador es AES el factor por diseño es 1.0. Por lo tanto el costo del Separador para el 2011, tomando en cuenta una inflación de 6% [70], con un diferencia de 12 años, es:

$$\text{Costo}_{2011} = 71 [1 + 0.06]^{12} = \underline{142.08 \text{ M USD}} \quad (4)$$

## DIMENSIONAMIENTO Y EVALUACION DE COSTO DE EQUIPO

EQUIPO: INTERCAMBIADOR DE CALOR EA-2

BLOQUE: 8

DATOS DE PROCESO	
<b>SERVICIO:</b>	
TIPO DE CAMBIADOR	AES
CARGA TÉRMICA (kJ/h)	13,222,705
TEMPERATURA GAS ENTRADA (°C):	50.6
TEMPERATURA GAS SALIDA (°C):	21.1
TEMPERATURA AGUA ENTRADA (°C):	12.9
TEMPERATURA AGUA SALIDA (°C):	25.0
U (kJ/h m <sup>2</sup> °C):	3,883

Siguiendo el procedimiento del intercambiador de calor EA-1, se tiene:

## 1.-ÁREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR

$$LMTD = 15.3 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$A = 222.5 \text{ m}^2$$

## 2.- ESTIMACIÓN DE COSTO DE EQUIPO

$$\text{Costo}_{1999} = 20.056 \left[ 222.5 \right]^{0.307} = 105.40 \text{ M USD}$$

Considerando el tipo de material es Acero al carbon SA-570-70 [75] el factor de material es 1.0. Considerando el diseño del intercambiador es AES el factor por diseño es 1.0. Por lo tanto el costo del Separador para el 2011, tomando en cuenta una inflación de 6% [70], con un diferencia de 12 años, es:

$$\text{Costo}_{2011} = 105.40 \left[ 1 + 0.06 \right]^{12} = \underline{212.09 \text{ M USD}}$$

EQUIPO: INTERCAMBIADOR DE CALOR EA-3

BLOQUE: 10

DATOS DE PROCESO	
<b>SERVICIO:</b>	
TIPO DE CAMBIADOR	AES
CARGA TÉRMICA (kJ/h)	6,536,148
TEMPERATURA GAS ENTRADA (°C):	20.4
TEMPERATURA GAS SALIDA (°C):	7.6
TEMPERATURA AGUA ENTRADA (°C):	-11.2
TEMPERATURA AGUA SALIDA (°C):	11.6
U (kJ/h m <sup>2</sup> °C):	8,321.92

Siguiendo el procedimiento del intercambiador de calor EA-1, se tiene:

## 1.-ÁREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR

$$LMTD = 13.1 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$A = 59.8 \text{ m}^2$$

## 2.- ESTIMACIÓN DE COSTO DE EQUIPO

$$\text{Costo}_{1999} = 20.056 \left[ 59.8 \right]^{0.307} = 70.41 \text{ M USD}$$

Considerando el tipo de material es Acero al carbon SA-570-70 [75] el factor de material es 1.0. Considerando el diseño del intercambiador es AES el factor por diseño es 1.0. Por lo tanto el costo del Separador para el 2011, tomando en cuenta una inflación de 6% [70], con un diferencia de 12 años, es:

$$\text{Costo}_{2011} = 70.41 \left[ 1 + 0.06 \right]^{12} = \underline{141.68 \text{ M USD}}$$

## DIMENSIONAMIENTO Y EVALUACION DE COSTO DE EQUIPO

EQUIPO: INTERCAMBIADOR DE CALOR EA-4

BLOQUE: 11

DATOS DE PROCESO	
SERVICIO:	
TIPO DE CAMBIADOR	AES
CARGA TÉRMICA (kJ/h)	9,495,505
TEMPERATURA GAS ENTRADA (°C):	7.6
TEMPERATURA GAS SALIDA (°C):	-8.4
TEMPERATURA AGUA (°C):	-13.3
TEMPERATURA CORRIENTE 59 t2 (°F):	-6.7
U (kJ/h m <sup>2</sup> °C):	11,486

Siguiendo el procedimiento del intercambiador de calor EA-1, se tiene:

## 1.-ÁREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR

$$LMTD = 8.8 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$A = 94.0 \text{ m}^2$$

## 2.- ESTIMACIÓN DE COSTO DE EQUIPO

$$\text{Costo}_{1999} = 20.056 \left[ 94.0 \right]^{0.307} = 80.90 \text{ M USD}$$

Considerando el tipo de material es Acero al carbon SA-570-70 [75] el factor de material es 1.0. Considerando el diseño del intercambiador es AES el factor por diseño es 1.0. Por lo tanto el costo del Separador para el 2011, tomando en cuenta una inflación de 6% [70], con un diferencia de 12 años, es:

$$\text{Costo}_{2011} = 80.90 \left[ 1 + 0.06 \right]^{12} = \underline{162.79 \text{ M USD}}$$

EQUIPO: INTERCAMBIADOR DE CALOR EA-5

BLOQUE: 12

DATOS DE PROCESO	
SERVICIO:	
TIPO DE CAMBIADOR	AES
CARGA TÉRMICA (kJ/h)	6,643,188
TEMPERATURA GAS ENTRADA (°C):	-8.4
TEMPERATURA GAS SALIDA (°C):	-18.3
TEMPERATURA AGUA ENTRADA (°C):	-34.4
TEMPERATURA AGUA SALIDA (°C):	-11.2
U (kJ/h m <sup>2</sup> °C):	14,651

Siguiendo el procedimiento del intercambiador de calor EA-1, se tiene:

## 1.-ÁREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR

$$LMTD = 7.6 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$A = 59.9 \text{ m}^2$$

## 2.- ESTIMACIÓN DE COSTO DE EQUIPO

$$\text{Costo}_{1999} = 20.056 \left[ 59.9 \right]^{0.307} = 70.46 \text{ M USD}$$

Considerando el tipo de material es Acero al carbon SA-570-70 [75] el factor de material es 1.0. Considerando el diseño del intercambiador es AES el factor por diseño es 1.0. Por lo tanto el costo del Separador para el 2011, tomando en cuenta una inflación de 6% [70], con un diferencia de 12 años, es:

$$\text{Costo}_{2011} = 70.46 \left[ 1 + 0.06 \right]^{12} = \underline{141.78 \text{ M USD}}$$

## DIMENSIONAMIENTO Y EVALUACION DE COSTO DE EQUIPO

EQUIPO: INTERCAMBIADOR DE CALOR EA-6

BLOQUE: 13

DATOS DE PROCESO	
SERVICIO:	
TIPO DE CAMBIADOR	AES
CARGA TÉRMICA (kJ/h)	9,527,192
TEMPERATURA GAS ENTRADA (°C):	-18.3
TEMPERATURA GAS SALIDA (°C):	-31.6
TEMPERATURA AGUA ENTRADA (°C):	-37.2
TEMPERATURA AGUA SALIDA (°C):	-23.3
U (kJ/h m <sup>2</sup> °C):	16,615

Siguiendo el procedimiento del intercambiador de calor EA-1, se tiene:

## 1.-ÁREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR

$$LMTD = 5.3 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$A = 108.2 \text{ m}^2$$

## 2.- ESTIMACIÓN DE COSTO DE EQUIPO

$$\text{Costo}_{1999} = 20.056 \left[ 108.2 \right]^{0.307} = 84.48 \text{ M USD}$$

Considerando el tipo de material es Acero al carbon SA-570-70 [75] el factor de material es 1.0. Considerando el diseño del intercambiador es AES el factor por diseño es 1.0. Por lo tanto el costo del Separador para el 2011, tomando en cuenta una inflación de 6% [70], con un diferencia de 12 años, es:

$$\text{Costo}_{2011} = 84.48 \left[ 1 + 0.06 \right]^{12} = \underline{169.98 \text{ M USD}}$$

EQUIPO: INTERCAMBIADOR DE CALOR EA-7

BLOQUE: 14

DATOS DE PROCESO	
SERVICIO:	
TIPO DE CAMBIADOR	AES
CARGA TÉRMICA (kJ/h)	13,213,433
TEMPERATURA GAS ENTRADA (°C):	-31.6
TEMPERATURA GAS SALIDA (°C):	-48.6
TEMPERATURA AGUA ENTRADA (°C):	-79.7
TEMPERATURA AGUA SALIDA (°C):	-34.4
U (kJ/h m <sup>2</sup> °C):	18,581

Siguiendo el procedimiento del intercambiador de calor EA-1, se tiene:

## 1.-ÁREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR

$$LMTD = 11.7 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$A = 60.7 \text{ m}^2$$

## 2.- ESTIMACIÓN DE COSTO DE EQUIPO

$$\text{Costo}_{1999} = 20.056 \left[ 60.7 \right]^{0.307} = 70.73 \text{ M USD}$$

Considerando el tipo de material es Acero al carbon SA-570-70 [75] el factor de material es 1.0. Considerando el diseño del intercambiador es AES el factor por diseño es 1.0. Por lo tanto el costo del Separador para el 2011, tomando en cuenta una inflación de 6% [70], con un diferencia de 12 años, es:

$$\text{Costo}_{2011} = 70.73 \left[ 1 + 0.06 \right]^{12} = \underline{142.33 \text{ M USD}}$$

## DIMENSIONAMIENTO Y EVALUACION DE COSTO DE EQUIPO

EQUIPO: INTERCAMBIADOR DE CALOR EA-8

BLOQUE: 15

DATOS DE PROCESO	
SERVICIO:	
TIPO DE CAMBIADOR	AES
CARGA TÉRMICA (kJ/h)	3,395,291
TEMPERATURA GAS ENTRADA (°C):	-48.6
TEMPERATURA GAS SALIDA (°C):	-52.8
TEMPERATURA AGUA ENTRADA (°C):	-69.1
TEMPERATURA AGUA SALIDA (°C):	-51.4
U (kJ/h m <sup>2</sup> °C):	7,900

Siguiendo el procedimiento del intercambiador de calor EA-1, se tiene:

## 1.-ÁREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR

$$\text{LMTD} = 7.7 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$A = 56.2 \text{ m}^2$$

## 2.- ESTIMACIÓN DE COSTO DE EQUIPO

$$\text{Costo}_{1999} = 20.056 \left[ 56.2 \right]^{0.307} = 69.08 \text{ M USD}$$

Considerando el tipo de material es Acero al carbon SA-570-70 [75] el factor de material es 1.0. Considerando el diseño del intercambiador es AES el factor por diseño es 1.0. Por lo tanto el costo del Separador para el 2011, tomando en cuenta una inflación de 6% [70], con un diferencia de 12 años, es:

$$\text{Costo}_{2011} = 69.08 \left[ 1 + 0.06 \right]^{12} = \underline{138.99 \text{ M USD}}$$

EQUIPO: INTERCAMBIADOR DE CALOR EA-9

BLOQUE: 16

DATOS DE PROCESO	
SERVICIO:	
TIPO DE CAMBIADOR	AES
CARGA TÉRMICA (kJ/h)	469,308
TEMPERATURA GAS ENTRADA (°C):	32.2
TEMPERATURA GAS SALIDA (°C):	28.9
TEMPERATURA AGUA ENTRADA (°C):	26.1
TEMPERATURA AGUA SALIDA (°C):	29.4
U (kJ/h m <sup>2</sup> °C):	3,797

Siguiendo el procedimiento del intercambiador de calor EA-1, se tiene:

## 1.-ÁREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR

$$\text{LMTD} = 2.8 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$A = 44.4 \text{ m}^2$$

## 2.- ESTIMACIÓN DE COSTO DE EQUIPO

$$\text{Costo}_{1999} = 20.056 \left[ 44.4 \right]^{0.307} = 64.26 \text{ M USD}$$

Considerando el tipo de material es Acero al carbon SA-570-70 [75] el factor de material es 1.0. Considerando el diseño del intercambiador es AES el factor por diseño es 1.0. Por lo tanto el costo del Separador para el 2011, tomando en cuenta una inflación de 6% [70], con un diferencia de 12 años, es:

$$\text{Costo}_{2011} = 64.26 \left[ 1 + 0.06 \right]^{12} = \underline{129.31 \text{ M USD}}$$

## DIMENSIONAMIENTO Y EVALUACIÓN DE COSTO DE EQUIPO

EQUIPO: TURBOEXPANSOR GB/GC-1

BLOQUE: 17

DATOS COMPRESOR GB-1	
SERVICIO:	Compresión
PESO MOLECULAR DE GAS:	21
PRESION DE DESCARGA (psia):	680
PRESION DE ENTRADA (psia):	540
TEMPERATURA ENTRADA (°F):	98
FLUJO (MM FCD):	173.50
FLUJO (FCM):	120,486
DATOS EXPANSOR GC-1	
SERVICIO:	Expansión
POTENCIA (HP)	2,300

**1.-COSTO DE COMPRESOR:**

De acuerdo a la grafica 5A del ANEXO 1A, el compresor es de tipo centrífugo

El costo de este equipo se estima con la correlación de la gráfica 6A del ANEXO 1A, para lo cual es necesario contar con el flujo a las condiciones de dicha gráfica. La conversión a las condición de ella se obtiene con:

$$V_2 = V_1 \left( \frac{P_1}{P_2} \right) \left( \frac{T_2}{T_1} \right) \left( \frac{n_2}{n_1} \right) \quad (1)$$

Sustituyendo valores:

$$V_2 = 120,486 \left( \frac{540 \text{ psia}}{150 \text{ psia}} \right) \left( \frac{528 \text{ R}}{558 \text{ R}} \right) \left( \frac{29}{21} \right) = 410,232 \text{ FCM}$$

De la gráfica 6A del ANEXO 1A se tiene un costo de: 10,000 MUSD

El valor de referencia dela gráfica es para el año 1998. Al traer a valor del año 2011 el costo del separador, tomando en cuenta una inflación de 6% se tiene:

$$\text{Costo}_{2011} = 10000 * [1 + 0.06]^{13} = 21329.28 \text{ M USD} \quad (2)$$

El material utilizado en la construcción del separador es Acero al carbón por tanto no el factor es 1.0.

**2.-COSTO DE LA TURBINA:**

El costo de la Turbina se estima con la correlación de la gráfica 7A del ANEXO 1A, evaluado en el primer cuarto de 1998, para un material de referencia de Acero al Carbón.

De la gráfica mencionada, para una potencia de 2,300 HP se tiene un costo: 700 M USD

El costo traído al año 2011, considerando la inflación de 6%, es:

$$\text{Costo}_{2011} = 700 * [1 + 0.06]^{13} = 1,493.05 \text{ M USD} \quad (3)$$

**3.-COSTO DEL TURBOCOMPRESOR:**

El costo es igual a la suma del compresor más el compresor

$$C_{\text{Turbocompresor } 2011} = C_{\text{Comp } 2011} + C_{\text{Turb. } 2011} \quad (4)$$

$$C_{\text{Turbocompresor } 2011} = 21,329.28 + 1,493.05$$

$$C_{\text{Turbocompresor } 2011} = 22,822.33 \text{ M USD}$$



## DIMENSIONAMIENTO Y EVALUACIÓN DE COSTO DE EQUIPO

EQUIPO: RECOMPRESOR DE GAS RESIDUAL GB-2

BLOQUE: 18

DATOS	
SERVICIO:	Compresor de gas
PESO MOLECULAR:	17.5
PRESION DE DESCARGA (psia):	298
PRESION DE ENTRADA (psia):	222
TEMPERATURA ENTRADA (°F):	53
FLUJO (MM FCD):	74.53
FLUJO (FCM):	51,757

## 1.-FLUJO DE GAS

De acuerdo a la Figura 5A del ANEXO 1A, el compresor es de tipo: Centrífuo multietapa..

El costo del compresor se evalúa con la grafica de la Figura 6A del ANEXO 1A. El equipo de referencia fue evaluado en el priemr cuarto de 1998. Tiene las siguientes características: Material Acero al Carbón, Temperatura de entrada 68°F, Presion entrada psia, Peso molecular: 29

El flujo del compresor a las unidades de la gráfica son:

$$V_2 = V_1 \left( \frac{P_1}{P_2} \right) \left( \frac{T_2}{T_1} \right) \left( \frac{n_2}{n_1} \right) \quad (1)$$

Sustiuyendo valores:

$$V_2 = 51,757 \left( \frac{298 \text{ psia}}{150 \text{ psia}} \right) \left( \frac{528 \text{ R}}{560 \text{ R}} \right) \left( \frac{29}{17.5} \right) = 96,948 \text{ FCM}$$

## 2.- ESTIMACIÓN DE COSTO DE EQUIPO

De la Figura 6A del ANEXO 1A, el costo del equipx 8,000 MUSD

El material utilizado en la construcción del separador es Acero al carbón por tanto no el factor de corrección es 1.0.

El valor de referencia dela gráfica es para el año 1998. Al traer a valor del año 2011 el costo del separador, tomando en cuenta una inflación de 6% se tiene:

$$\text{Costo}_{2011} = 8000 * [1 + 0.06]^{13} = \underline{17,063.43 \text{ M USD}} \quad (2)$$

## EQUIPO: MEZCLADORES

El costo de los mezcladores fue obtenido con la base de datos [77] para un material de referencia de acero al carbón  
El costo ajustado para 2011 se hace con una inflación de 6%.

BLOQUE	MEZCLADOR	DESCRIPCIÓN	COSTO <sub>2006</sub> (MUSD)	COSTO <sub>2011</sub> (MUSD)
30	MX-1	TEE PAREJA DE ACERO SOLDABLE CEDULA 40, 102 MM (4")	0.023	0.028
31	MX-2	TEE PAREJA DE ACERO SOLDABLE CEDULA 40, 102 MM (4")	0.023	0.028
32	MX-3	TEE PAREJA DE ACERO SOLDABLE CEDULA 40, 102 MM (4")	0.023	0.028
33	MX-4	TEE PAREJA DE ACERO SOLDABLE CEDULA 40, 102 MM (4")	0.023	0.028
34	MX-5	TEE PAREJA DE ACERO SOLDABLE CEDULA 40, 102 MM (4")	0.023	0.028

**DIMENSIONAMIENTO Y EVALUACIÓN DE COSTO DE EQUIPO**  
**EQUIPO: BOMBAS CENTRIFUGAS**

DATOS			
BLOQUE	BOBMA	GASTO (gpm)	CABEZA (m)
19	GA-1	444	186
20	GA-2	485	459
21	GA-3	404	193

### 1.-ESTIMACIÓN DE COSTO

Las bombas que se ocupan en el proceso son de tipo centrífugas. Ellas manejan hidrocarburos condensables a diferentes gastos. El costo de las bombas centrífugas se estima con la gráfica 4A del ANEXO 1A para lo cual se debe determinar el costo en función del gasto con la Ecuación:

$$\text{Costo}_{1999} = 27.72 (\text{gpm}) + 24.666 \quad (1).$$

La gráfica 4A funciona para bombas centrífuga en un rango de 10 a 12 000 gpm y con una cabeza menor a 300 m. Esta referida para el mes de Octubre de 1999, está basada en la norma API 610 y un material de Acero al Carbón S-6.

El costo traído al año 2011 y considerando un inflación de 6% se ajusta con la ecuación:

$$\text{Costo}_{2011} = \text{Costo}_{1999} [1 + 0.06]^{12} \quad (2).$$

El costo para cada bomba es:

BLOQUE	BOBMA	COSTO <sub>1999</sub> (MUSD)	COSTO <sub>2011</sub> (MUSD)
19	GA-1	12.35	19.77
20	GA-2	13.47	21.56
21	GA-3	11.24	17.99

**EQUIPO: VÁLVULAS**

Las válvulas manejan condensables y gases que dependiendo el diametro y material varía el costo. El costo para cada válvula fue obtenido de una base de datos [77] referida a 2006. El costo ajustado para 2011 se hace con una inflación de 6%. El factor por material es 1.0.

BLOQUE	VALVULA	DESCRIPCIÓN	COSTO <sub>2006</sub> (MUSD)	COSTO <sub>2011</sub> (MUSD)
22	VA-1	VÁL. REGULADORA DE PRESION-TEMP. PARA VAPOR BRIDADA (3")	1.51	1.83
23	VA-2	VÁL. REGULADORA DE PRESION-TEMP. PARA VAPOR BRIDADA (4")	2.28	2.77
24	VA-3	VÁL. REGULADORA DE PRESION-TEMP. PARA VAPOR BRIDADA (4")	2.28	2.77
25	VA-4	VÁL. REGULADORA DE PRESION-TEMP. PARA VAPOR BRIDADA (6")	2.74	3.33
26	VA-5	VÁL. REGULADORA DE PRESION-TEMP. PARA VAPOR BRIDADA (6")	2.74	3.33
27	VA-6	VÁL. REGULADORA DE PRESION-TEMP. PARA VAPOR BRIDADA (4")	2.28	2.77
28	VA-7	VÁL. REGULADORA DE PRESION-TEMP. PARA VAPOR BRIDADA (4")	2.28	2.77
29	VA-8	VÁL. REGULADORA DE PRESION-TEMP. PARA VAPOR BRIDADA (4")	2.28	2.77

## REFERENCIAS

- [1] Checkland, P., Scholes, J.; **La metodología de sistemas suaves en acción**; Ed. Noriega, México, 1994.
- [2] Rivero, R., Del Río, R.; **An advanced Technological strategy for energy and the environment**; Strategic Planning for energy and the environment (ISSN: 1048-5236). Vol. 19, No. 4, Winter 1999-2000. pp. 9-24.
- [3] Szargut, J.; **Exergy Method, Technical and ecological applications**; (ISBN: 1-85312-753-1). WIT PRESS, Southampton, Boston, 2005.
- [4] Carnot, S.; **Réflexiones sur la puissance motrice du feu et sur les machines**; Chez Bachelier, Paris, 1824.
- [5] Rant, Z.; **Exergy, a new word for "technical available work"** (in German). Forsch, Ing,-Wes.; 22(1), pp. 36-37, 1956.
- [6] Rivero, R., Montero, G., Pulido, R.; **Terminología para la aplicación del método de Exergia**; Revista del Instituto Mexicano de Ingenieros Químicos, Año XXXII, Vol. 17, Septiembre-Octubre 1990. pp.7-11.
- [7] Colmenres, F.; **Petroleo y lucha de clases en México 1864-1982**; (ISBN: 968-6011-41-2). Ed. El Caballito, México, 1982.
- [8] Levine, I.; **Fisicoquímica** (ISBN: 968-451-028-4); Ed. McGraw-Hill, España, 1990.
- [9] Bird, R.; Stewart, W.; Lightfoot, E.; **Fenómenos de transporte**; Ed. Reverté. Barcelona, 1964.
- [10] Smith, J.; Van Ness, H.; Abbott, M.; **Introducción a la termodinámica en Ingeniería química**; Ed. Mc. Graw-Hil, 5ª edición, 1996.
- [11] Alvarenga, B., Maximo, A.; **Física general**; Harla, México, Tercera Ed. 1983.
- [12] García-Colín, L.; Velasco, R.; **Josiah Willard Gibbs** (ISBN: 968-6664-48-6);. El Colegio Nacional, México, 1991.
- [13] **Castellan, G.W.**; "Fisicoquímica" (2ª Edición); Addison Wesley Longman (1998). • Gordon M. Barrow; "Química Física (1)" (4ª Edición) Editorial Reverté.
- [14] Ahern, A.; **The exergy method of energy systems analysis**; John Wiley & Sons, New York, 1984.
- [15] Brodianski, V.M.; **El móvil perpetuo antes y ahora**; 3ª Ed., URSS, Ed. Mir
- [16] Patel, M. R.; **Wind and Solar Power Systems**, Florida, CRC Press, 1999.
- [17] Brodyansky, V.; Sorin, M.; Le Goff, P.; **The efficiency of industrial processes: exergy analysis and optimization** (ISBN: 0-444-89996-0); ELSEVIER, Amsterdam-London-New York-Tokyo, 1994.
- [18] Rivero, R.; Anaya, A.; **Exergy analysis of industrial processes. Energy-Economy-Ecology**; Latin American Applied Research (ISSN: 0327-0793), Vol. 27, No. 4, 1997. pp. 191-205.
- [19] Rivero, R.; **Tridimensional exergy diagram**; in Energy Systems and ecology, Vol.1, Polish minister of national education, ASME, Cracow, 1993, pp. 305-312

- [20] Grassman, P.; **The exergy and the flow diagram of the technically available power** (in German). Allgemeine Wärmetchn. 9(4/5), pp 79-86, 1959.
- [21] Rivero, R.; **L'Analyse d'Exergie: Application à la Distillation Diabatique et aux Pompes à Chaleur à Absorption**. Thèse de Doctorat. Institut National Polytechnique de Lorraine. Nancy 1993
- [22] Kotas, T.; **The exergy method of thermal plant analysis**; (ISBN: 0-89464-941-9); 2ª Ed. Malabar Florida, 1995.
- [23] Szagrut, J.; **Thermodynamic and economic analysis of processes (Analiza termodynamiczna w energetyce przemysłowej)**; Warszawa: Wydawnictwo Naukowo-Techniczne; 1983.
- [24] Rivero, R.; Garfias, M.; **Standard chemical exergy of elements updated**; Energy (ISSN: 0360-5442). Vol 31, 2006. pp. 3310-3326.
- [25] Szargur, J., Morris, D.R., Steward, F.R.; **Exergy analysis of thermal chemical and metallurgical processes**; ISBN 0-89116-574-6. Hemisphere Publishing corporation, New York, 1988.
- [26] Montero G.; Rivero, R.; **Corrección de exergias estándar para diferentes condiciones de referencia**; Revista del IMIQ (ISSN: 0188-73 19) Año XL, Vol. 7-9, Julio 1999 pp. 15-20
- [27] Rivero, R.; **El análisis exergético**; Revista del IMIQ (ISSN: 0188-73 19) Afro XXXV, Vol. II, Noviembre 1994 pp. 14-27
- [28] Reistad, G. M.; **Availability: Concepts and applications**. Ph. D. Thesis, The University of Wisconsin, University Microfilms Inc., Ann Arbor, 1970.
- [29] Santos, J.; **Criterios de mejora operacional en proyectos de plantas criogénicas**; Tesis de licenciatura, Universidad Nacional Autónoma de México, 2007
- [30] Douglas, J.; **Conceptual design of chemical processes**; McGrawHill Company, 1998
- [31] Esner, H.; **Essentials of projects and systems engineering management**, John Wiley and Sons, 1999.
- [32] Covey, S.; **Los siete hábitos de la gente altamente efectiva**; Ed. Grijalbo, México, 2001.
- [33] **Guía de los fundamentos de la dirección de proyectos**, Norma Nacional Americana ANSI/PMI 99-001-2004 (ISBN:1-930699-73-5), Project Management Institute Inc., 3ª. Edición, 2004
- [34] Bennis, W.G.; **Desarrollo organizacional: su naturaleza, sus orígenes y perspectivas**; EUA, Fondo Educativo Interamericano, 1987.
- [35] Peters, T.; **Del Caos a la excelencia. Manual para una revolución en la dirección y administración de empresas**; Ed. Folio, 1990.
- [36] Flores, E. L.; **Primer curso de contabilidad** (ISBN: 968-24-4765-8); 13 edición, México Ed. Trillas,1993.
- [37] Rincón, E. A., Castellanos, J., A., Reyes, L.; **Fundamentos para el análisis matemático**; UNITEC Colección matemáticas licenciatura, México, 2007.
- [38] **Principios de contabilidad generalmente aceptados**; Instituto mexicano de contadores públicos, Versión estudiantil, 19ª Ed.; México, 2004.
- [39] Castañeda, M., A., et. al.; **Información financiera**; UNITEC Colección eje de contabilidad, México, 2007.
- [40] Jelen, F.C.; **Cost and optimization engineering**, McGraw Hill, New York, 1970.

- [41] Landau, R.; **La planta química**; Ed. CECSA, México, 1975
- [42] Peters, M., Klaus, Timmerhaus ; **Diseño de Plantas y su Evaluación Económica para Ing. Químicos**, Ed. Gémnis, 1978
- [43] Adrian Bejan, George Tsatsaronis, Michel Moran; **Thermal design and optimization**, John Wiley & Sons, New York, 1996
- [44] Szargut, J, Morris, D. R.; **Cumulative exergy consumption and cumulative degree of perfection of chemical processes. Energy Research**, 11(11), pp.245-261, 1987.
- [45] Valero, A.; Lozano M.; **Curso de Termoeconomía, Vol. II**. Centro politécnico superior de Ingenieros, Universidad de Zaragoza. Julio, 1994.
- [46] Rivero, R., Rendonc, C., Gallegos, S.; **Exergy and exergoeconomic analysis of a crude oil combined distillation unit**. Energy 29 (2004) pp 1909-1927, 2004.
- [47] El Sayed, Y., M.; **The thermoeconomics of energy conversion** (ISBN: 0-08-043631); Advanced Energy systems analysis, California , USA; 2003.
- [48] Rivero, R., Anaya, A. **El método de Exergía: Sistemas Energéticos, Económicos y Eficientes**. Memorias del Seminario sobre aplicaciones factibles de conservación y ahorro de energía en fase de Proyecto, pp. 57-72, PEMEX, México 1985.
- [49] Ramos, E.; **Programación lineal y Métodos de optimización**. UNED, 1993.
- [50] Linnhoff, F., Hindmarsh, E.; **The Pinch design method for heat exchanger networks**; Chemical engineering science, Vol.38, No. 5, pp.745-763, 1983.
- [51] **Protocolo de Kyoto de la Convención Marco de las Naciones Unidas sobre el cambio climático**, Naciones Unidas, Kyoto, 1997.
- [52] **Constitución política de los Estados Unidos Mexicanos**. 2002 Ed. Trillas
- [53] **La OPEP hace recorte histórico**. Publicado en Energía Hoy Ruta de Negocios, Febrero 2009, pp.10
- [54] **Energía y desarrollo en América Latina y el Caribe: Guía para la formulación de políticas energéticas**. OLADE. Quito Ecuador. Julio 2000
- [55] PEMEX, procesos industriales: <http://www.gas.pemex.com/NR/rdonlyres/05E98E6D-E390-4A3D-AAC7-5E170558FA20/0/PROCESOSINDUSTRIALESnoviembre06.pdf>
- [56] PEMEX, gas natural: <http://www.gas.pemex.com/pgpb/Productos%20y%20Servicios/Gas%20Natural/>
- [57] Perry, H.; Green, D. **Perry's Chemical Engineer's handbook**. McGraw-Hill Handbooks, 1999.
- [58] Stephenson, R. **Introducción a los procesos químicos industriales**, CECSA, México 1980
- [59] Lynch, J.; Pitman, R.; **Retrofitting the Williams energy services Ignacio Plant for higher throughput and recovery**. Presented at the 78<sup>th</sup> annual convention of the Gas Processors Association; ORTLOFF, Nashville, Tennessee, 1999
- [60] Ewan, D. N., Lawrence, J. B., et al; **Why Cryogenic processing (Investigating the feasibility of a cryogenic Turbo-expander Plant)**. Presented at 54<sup>th</sup> GPA Annual Convention, March 10-12, 1975, GPA, Houston
- [61] Lynch, J.; Pitman, R.; **Improving throughput and ethane recovery at GPM's goldsmith gas plant**. Presented at 75<sup>th</sup> annual convention of the gas processors association, March 12, 1996, Denver, Colorado.

- [62] PEMEX: <http://desarrollosustentable.pemex.com/portal/index.cfm?action=content&sectionID=31&catID=484&contentID=258>
- [63] PEMEX: <http://www.pemex.com/index.cfm?action=content&sectionID=1&catID=6>
- [64] **Balance Nacional de Energía**, SENER, Subsecretaría de planeación energética y desarrollo tecnológico, México, 2007.
- [65] Secretaría de Energía, Estados Unidos Mexicanos. **Prospectiva del mercado de gas natural 2007-2016**. Primera Edición 2007, México.
- [66] Secretaría de Energía, Estados Unidos Mexicanos. **Prospectiva del mercado de gas licuado de petróleo 2007-2016**. Primera Edición 2007, México.
- [67] INEGI, Clima de Tabasco:  
<http://cuentame.inegi.gob.mx/monografias/informacion/tab/territorio/clima.aspx?tema=me&e=27> y presión
- [68] **HYSYS 2004.2 Tutorials and applications**; Aspen Tech, Cambridge, USA, 2005.
- [69] Twu, Ch. H., Coon, J. E.; **Selection of equations of state models for process simulations**; Simulations Science Inc., USA, 1994.
- [70] Guzmán, M., M.; **Resultados de la encuesta del Banco de México**; El Economista, 5 Mayo, 2009.
- [71] **Engineering data book** (Electronic version), Vol. I y II, Gas processor supplied association, 11ª Ed., 1998.
- [72] Leon, J.M.; **Diseño y cálculo de recipientes a presión**, Manuales LEON, 2001.
- [73] Megyesy, E., F.; **Manual de recipientes a presión, Diseño y cálculo**; Ed. Limusa, México, 2002.
- [74] Leon, J.M.; **Diseño y cálculo mecánico de intercambiadores de calor tubulares**, Manuales LEON, 1983
- [75] **Apuntes de curso de Ingeniería de Costos**. Impartido por el Mto. Manuel López Ramos, Maestría en Ingeniería y Administración de Proyectos, Universidad Nacional Autónoma de México, Semestre 2007-II (Septiembre-Diciembre de 2007).
- [76] Loh, H.P., Lyons, J., White, Ch., W.; **Process equipment cost Final report**; DOE/NETL, Enero 2002.
- [77] Quiminet: <http://www.costonet.com.mx/valvula/>
- [78] Anuario estadístico 2005, PEMEX Gas y Petroquímica Básica, 2005.
- [79] Informe estadístico de labores, PEMEX Gas y Petroquímica Básica, 199-2003
- [80] Comisión federal de electricidad
- [81] Rivero, R., Rendon, C., Galegos, S.; Exergy and exergoeconomic analysis of a crude oil combined distillation unit, Energy 29 (2004) 1909-1927.
- [82] PIDIRIEGAS 2007-2008, Temas relevantes sobre finanzas públicas, CEFP/083/2007, H. Camara de diputados LX Legistlaura, Comité de centro de estudios de finanzas públicas, Centro de estudios de finanzas públicas, México, Diciembre, 2007
- [83] Questconsult: [http://www.questconsult.com/thermo\\_intro.html](http://www.questconsult.com/thermo_intro.html)