

CAPÍTULO I

INTRODUCCIÓN

1.1. ANTECEDENTES

La flexibilidad de operar los procesos ya sea para recuperar o rechazar etano sin sacrificar la recuperación de propano, es frecuentemente un factor crítico para determinar el aprovechamiento de una planta procesadora de gas. Con las frecuentes variaciones en los precios del etano es de vital importancia para los procesadores de gas responder a las fluctuaciones del mercado para maximizar los beneficios.

Para la obtención de etano a partir del gas natural se parte de dos procesos fundamentales, el proceso de absorción y el proceso criogénico con turboexpansor. (Recuperación de Licuables del Gas Natural I (2010)).

1.1.1. Nivel Internacional

1.1.1.1. Proceso Absorción

Las primeras plantas de absorción refrigeraban el gas para separar etano con aceite pobre. El concepto de aceite pobre se expandió significativamente a finales de los años 50 y a principios de los años 60 refrigerando el aceite pobre circulante y utilizando el aceite más ligero para mejorar la eficiencia de absorción. Los procesos de absorción con solventes ligeros convencionales operan con solvente con un peso molecular que varía de 140 a 180 g/gmol.

En 1997, Advancedestaction Technologies Inc., Houston, reintrodujo comercialmente un solvente mejorado para absorción, incorporando mejoras en la presaturación y en las ubicaciones de enfriamiento. Esta incorporación permitió el uso del C_5^+ como componentes de líquidos del gas natural para emplearse como solvente preferido.

Esta tecnología para procesos de absorción mejorada que utiliza como solventes C_5^+ está diseñada para recuperar en corrientes de gas natural hasta 96% de etano. (Recuperación de Licuables del Gas Natural I (2010)).

1.1.1.2. Proceso Criogénico con Turboexpansor

Los procesos criogénicos con turboexpansor ingresaron comercialmente al mercado en los años 60 con sus diseños iniciales teniendo la mínima integración de calor y poco o ningún reflujo.

Durante la década del '70 se desarrollaron varios procesos para la recuperación de líquidos que fueron más eficientes y más tolerantes al Dióxido de Carbono. La principal característica de estos procesos fue el concepto denominado "split-vapor", que consiste en dividir la corriente de gas de entrada al proceso (feed gas) para generar reflujo en las torres demetanizadora o deetanizadora.

En esta década Ortloff desarrolló y patentó varios procesos para la recuperación de líquidos más eficientes y tolerantes al CO₂. En el caso de la recuperación de etano Ortloff desarrollo el Proceso de Gas Subenfriado (GSP).

Durante los años 80 estos procesos fueron mejorados aumentando su eficiencia en las recuperaciones de etano. (Recuperación de Licuables del Gas Natural I (2010)).

1.1.2. Nivel Latinoamérica

En el polo de Bahía Blanca en Argentina la empresa encargada de separar los líquidos del gas natural es Mega Compañía en la cual existe una Planta Separadora que es abastecida por gas natural proveniente de la Cuenca Neuquina. El producto de esta Planta es el Líquido del Gas Natural, rico en etano, propano, butano y gasolina natural y el gas no retenido denominado Gas Residual.

El proceso de recuperación de los líquidos del gas natural consta básicamente de dos etapas, el acondicionamiento y recuperación propiamente dicha.

Las bajas temperaturas requeridas para llevar a cabo la recuperación de los componentes ricos del gas natural se logran aprovechando la energía de las corrientes de proceso en un claro ejemplo de integración energética y utilizando un turboexpansor. El turboexpansor baja bruscamente la presión del gas natural hasta los valores requeridos para realizar la demetanización. A su vez, la energía disipada por el turboexpansor es aprovechada para accionar un compresor que minimiza el gas combustible requerido para la recompresión del gas residual.

El proceso de demetanización se lleva a cabo en una columna de destilación en la que se recuperan los líquidos del gas natural como producto de fondo, mientras que el gas que abandona la misma por el tope constituye el gas residual.

El líquido del gas natural que arriba a Bahía Blanca ingresa a la Planta Fraccionadora para ser sometido a una serie de procesos de destilación. Este proceso consta fundamentalmente de 3 etapas, deetanización, depropanización y debutanización.

Durante la deetanización se separa el etano de un líquido formado por propano, butano y gasolina natural. El etano es acondicionado para su envío en forma gaseosa a la planta de Dow Argentina donde se produce etileno, materia prima de polietilenos y PVC.

Este mismo proceso de separación por medio de la turboexpansión seguido de un fraccionamiento realiza la empresa Barskem en los polos petroquímicos brasileros.

En México PEMEX para separar etano utiliza el proceso de absorción la cual se realiza en trenes absorbedores, utilizando un aceite absorbente de elevado peso molecular, el cual después de la sección de absorción donde se obtiene el gas natural, pasa a un reabsorbedor donde se produce gas combustible por la parte superior y el aceite con los líquidos absorbidos por la parte inferior, posteriormente pasan a una sección de vaporización y finalmente a la sección de destilación donde se separan los hidrocarburos ligeros obteniéndose al final una corriente líquida de etano más pesados, similar a las de las plantas criogénicas, la cual pasa a la sección de fraccionamiento. Por el fondo de la torre de destilación se obtiene el aceite absorbente pobre, que pasa a un proceso de deshidratación para retornar nuevamente a las torre absorbedora y reabsorbedora para continuar con el proceso de absorción.

El proceso de fraccionamiento consiste en varias etapas de separación que se logran a través de la destilación. Con lo anterior se logra la separación de cada uno de los productos.

En la primera columna se separa el etano, en la segunda el gas licuado (propano y butano), y en caso necesario, en la columna despropanizadora se puede separar también el propano y butano y finalmente la nafta (pentanos, hexanos más pesados). El etano se comercializa con Pemex Petroquímica como carga de las plantas de etileno. (Pemex Gas y Petroquímicas Básicas. Procesos Industriales (2010)).

1.1.3. Nivel Nacional

Las primeras plantas de extracción de gas licuado de petróleo (GLP) que Bolivian Gulf Oil Company instaló en Bolivia fueron las plantas de Río Grande y Colpa, posteriormente YPFB instaló las plantas Vuelta Grande y Carrasco y las últimas instaladas fueron Paloma por la empresa Maxus y, después de la capitalización, fue instalada la planta Kanata por la empresa Chaco.

En Bolivia existen tres tipos de tecnología de extracción de GLP a partir del gas natural: Absorción con aceite y refrigeración con propano en Río Grande, Turbo expansión en Carrasco, Kanata, Paloma y Vuelta Grande, y Refrigeración con propano en Colpa.

Los primeros esbozos de la industrialización del gas natural (GN) en Bolivia, se dieron en la década de los 70, en el marco del Pacto Andino, hoy Comunidad Andina de Naciones (CAN), en esa época a Bolivia se le asignaron la producción de una serie de productos petroquímicos, los cuales Bolivia no los podía producir por falta de infraestructura, pero fundamentalmente por la falta de un Plan Nacional de Desarrollo de la Industria Petroquímica, y una clara Política Nacional de Industrialización del GN.

La utilización del GN como materia prima, estaba orientada a los siguientes proyectos petroquímicos:

Proyecto 1. La utilización de metano para la producción de amoníaco y de urea para fertilizantes.

Proyecto 2. La utilización de etano (60% etano, 30% propano y 10% butano) para la producción de polietileno de alta densidad, estireno y fenol.

Proyecto 3. La utilización del etano para la producción de polietileno de alta y baja densidad, estireno, fenol y polipropileno.

Posteriormente hubo muchos intentos para desarrollar la industrialización del gas natural pero todos ellos quedaron en simples cartas de intenciones y memorándums de entendimiento, no materializándose hasta la fecha ningún proyecto. (Estrategia Boliviana de Hidrocarburos. (2008)).

Se proyecta la instalación de una planta de extracción de líquidos o licuables en la provincia de Yacuiba del departamento de Tarija, como también la instalación de una planta de etileno y polietileno.

Por lo tanto el presente trabajo será una referencia a la parte de extracción de etano que se realizará en esta región.

1.2. OBJETIVOS

1.2.1. Objetivo General

Diseñar una planta de extracción de Etano a partir de gas natural para la Planta Gran Chaco.

1.2.2. Objetivos Específicos

- Realizar un estudio de mercado del producto que se obtendrá a partir del proceso de extracción de Etano del Gas Natural de la Planta Gran Chaco.
- Evaluar y seleccionar la alternativa para el diseño de la Planta de Extracción de Etano.
- Diseñar el principal equipo de extracción de Etano del Gas Natural.
- Evaluar técnica y económicamente la Planta de Extracción de Etano a partir del Gas Natural de la Planta Gran Chaco, usando los indicadores macroeconómicos.

1.3. JUSTIFICACIÓN

El presente trabajo de “Pre factibilidad para una Planta de Extracción de Etano”, se justifica porque se trata de sacar provecho de uno de los componentes que se obtiene del Gas Natural, que es el etano, principal materia prima para una gran industria como la petroquímica.

El sector de los hidrocarburos en Bolivia, es poco desarrollado a comparación de otros países Latinoamericanos y el resto del mundo, goza de características que pueden hacer que el Gas Natural que se extrae sea único. Debidamente desarrollado puede traer grandes beneficios al País y al sector en su conjunto.

Una de estas características, es que gran parte del Gas Natural que se extrae; es gas con un gran contenido de hidrocarburos ligeros, tal es el caso del metano que es una fuente de energía limpia. Como también el etano que es fuente de una gran gama de productos petroquímicos.

Tarija es una de las zonas con mayor potencial de Bolivia para la explotación de hidrocarburos teniendo una producción de 364.428 MMpca de Gas Natural. El potencial del sector hidrocarburífico del departamento de Tarija, es interesante debido a la estructura geográfica característica de reservorios de gas pobre con un gran contenido de hidrocarburos líquidos livianos. Aproximadamente 18.221,4 MMpca corresponden a Etano, el cual en la actualidad no se extrae y se lo manda junto al metano como gas de exportación.

Debido a que en el departamento de Tarija en la zona del Chaco boliviano solo existen plantas de tratamiento y adecuación del Gas Natural a condiciones establecidas a los contratos de exportación, ésta sería la primera planta de extracción de etano comercial en la zona, acción que justifica plenamente el presente proyecto.

Bolivia de acuerdo a los convenios establecidos de exportación de gas natural no suscribió el precio del porcentaje de Etano, por lo cual de una u otra manera afecta al país en la fuga de divisas.

Este proyecto apertura el desarrollo industrial de Bolivia en el campo de los hidrocarburos y la petroquímica a nivel regional. Con una petroquímica del etano en Bolivia se puede producir productos petroquímicos derivados del etano que abastecerían el consumo nacional, aminorando las importaciones. Por todo lo expuesto anteriormente, este trabajo se justifica por el:

Impacto Técnico Científico: Debido a que se sigue determinadas etapas de destilación, evaporación, condensación, compresión y expansión que aportan como referencia a futuras investigaciones y procesos en otros ámbitos.

Impacto Socio Económico: Al extraer Etano del gas de exportación, se obtienen beneficios económicos y de relevancia social en los mercados de consumo de este producto a nivel departamental y nacional.

CAPÍTULO II

ESTUDIO DE MERCADO

2.1. INTRODUCCIÓN

El tener un buen estudio de mercado es importante debido a que los capítulos posteriores que se desarrollen dependen de este, además es importante el estudio de mercado porque es la base del dimensionamiento y escala del proyecto, como para el análisis financiero y económico del proyecto.

Se realizara el capitulo, considerando las situaciones actuales de oferta y demanda.

2.2. GENERALIDADES

El etano es un hidrocarburo parafínico intermedio importante para la producción de las olefinas, en especial para la producción de etileno. Es el segundo miembro de los alcanos y es removido del gas natural.

Como un constituyente del gas natural, el etano es normalmente quemado con el metano como gas de combustión. La relación del etano con la petroquímica se da por el craqueo a etileno. El cual es el precursor de una gama amplia de productos petroquímicos.

2.3. ESTRUCTURA DEL MERCADO REGIONAL, NACIONAL E INTERNACIONAL

El mercado del etano a nivel regional como nacional por el momento no existe, debido a que las plantas separadoras de líquidos y las refinerías instaladas en el país no extraen etano de forma comercial, teniendo prioridad la extracción de los hidrocarburos más pesados que este ya sea para abarcar la demanda de GLP, gasolinas, kerosene, y otros tipos de combustibles que la población boliviana demanda, dada la matriz energética actual.

La Planta de Carburantes de las refinerías Gualberto Villarroel y Guillermo Elder Bell cuentan con la tecnología para producir gasolina especial, gasolina Premium, gasolina de aviación, diesel oil, fuel oil, kerosene y gas licuado de petróleo. Estos productos, denominados productos regulados, se destinan al abastecimiento del mercado interno.

La refinería G. Villarroel produce crudo reducido, nafta liviana y crudo re-constituido y otros productos, conocidos como no regulados. Asimismo la refinería Gualberto Villarroel de la ciudad de Cochabamba cuenta con una planta de lubricantes, misma que produce aceites bases, aceites automotrices, aceites industriales, grasas automotrices, grasas industriales, parafinas y asfaltos, a todos estos productos también se los denomina productos no regulados.

En la refinería Guillermo Elder Bell no existe una planta de lubricantes, sin embargo de su planta de carburantes también se obtiene productos no regulados tal como el crudo reducido, la nafta liviana y el crudo reconstituido.

Por otro, lado se encuentran las refinerías “pequeñas” como Oro Negro que produce diesel y gasolina especial cuyo principal mercado es la ciudad de Santa Cruz de la Sierra, y también produce GLP, agro fuel y los productos no regulados como el crudo reducido, gasolina blanca y el crudo reconstituido. La refinería Reficruz produce diesel cuyo principal mercado es la ciudad de Santa Cruz de la Sierra, adicionalmente también produce crudo reconstituido y gasolina blanca. Finalmente, la refinería Parapetí produce diesel cuyo principal mercado es la provincia Cordillera del departamento de Santa Cruz, también produce gasolina blanca y crudo reconstituido. (Estrategia Boliviana de Hidrocarburos. 2008).

En el caso de las plantas como la de Rio Grande o la de Colpa se produce gas licuado de petróleo (GLP) y gasolina.

Tanto en la Tabla II-1 como en la Tabla II-2, se puede observar que ni refinerías ni plantas de extracción tienen como producto final al etano. Como se mencionó anteriormente la demanda del país de estos productos es para satisfacer la parte industrial, parque automotor, generación de energía y la parte domiciliaria. En los cuales usan ya sea GLP, Gasolina, Diesel Oil, etc.

Tabla II-1**Productos Regulados y No Regulados****REFINERIAS**

Refinería	Ubicación	Productos	
		Regulados	No Regulados
Gualberto Villarroel	Cochabamba Valle Hermoso	GLP Gasolina Especial Gasolina Premium Gasolina de Aviación Jet Fuel Kerosene Diesel Oil	Crudo Reducido Nafta Liviana Aceites Base Aceites Terminados Grasas Parafinas Asfaltos Crudo Reconstituido
Guillermo Elder	Santa Cruz Palmasola	GLP Gasolina Especial Gasolina Premium Gasolina de Aviación Jet Fuel Kerosén Diesel Oil	Crudo Reducido Nafta Liviana Crudo Reconstituido
Oro Negro	Santa Cruz Capo La Peña	GLP Gasolina Especial Diesel Oil Agro Fuel	Crudo Reducido Gasolina Blanca Crudo Reconstituido
Reficruz	Santa Cruz Capo La Peña	Diesel Oil	Gasolina Blanca Crudo Reconstituido
Parapetí	Santa Cruz Camiri-Cañada	Diesel Oil	Gasolina Blanca Crudo Reconstituido

Fuente: Estrategia Boliviana de Hidrocarburos (2008)

Tabla II-2**Producción de Campos con Facilidades de extracción de GLP y Gasolina Natural**

Composición	Planta Vuelta Grande	Planta Río Grande	Planta Colpa	Planta Paloma
N ₂ (%)	1,7061	0,9793	0,9010	1,1470
CO ₂ (%)	0,0606	1,0391	0,4971	0,2143
C ₁ (%)	85,1733	86,6528	83,3080	84,1358
C ₂ (%)	8,9040	7,9258	9,1341	9,4269
GLP (%)	3,3846	2,9791	5,0780	4,1286
Gasol. Nat. (%)	0,7752	0,4239	1,0817	0,9424
Gas Alim (MMpc)	79	160	37	40
Prod. GLP (tmd)	146	269	21	93
Prod. Gasol. Nat. (bpd)	648	594	280	424
Prod. Cond. (bpd)	474	698	702	7.393

Fuente: Estrategia Boliviana de Hidrocarburos (2008)

Todas estas refinerías como las plantas de separación de líquidos mencionadas extraen etano no con fines de darle un valor agregado, sino para utilizarlo como combustible en la misma planta.

No existe una planta de extracción de líquidos en el departamento de Tarija, por esto se proyecta la instalación de una planta de separación de líquidos, extracción comercial de etano y producción de derivados del etileno en la provincia de Yacuiba para poder aprovechar la ventaja que se tiene con el gas exportado a Argentina.

2.4. DESCRIPCIÓN Y ESPECIFICACIONES DE MATERIA PRIMA Y PRODUCTOS

2.4.1. Materia Prima

La materia prima para obtener el etano como producto es el gas natural y el petróleo.

Se denomina gas natural al formado por los miembros más volátiles de la serie parafínica de hidrocarburos, principalmente metano, cantidades menores de etano, propano y butano y, finalmente, puede contener porcentajes muy pequeños de compuestos más pesados. Además, es posible conseguir en el gas natural cantidades variables de otros gases no hidrocarbúricos, como dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno (ácido sulfhídrico), nitrógeno, helio, vapor de agua, etc. (Palacio, R. (1995)).

El gas natural puede obtenerse como tal en yacimientos de gas libre o asociado en yacimientos de petróleo y de condensado (porciones volátiles de petróleo). (Palacio, R. (1995)).

El gas con el que se trabaja para extraer etano debe ser un gas que prácticamente está formado por metano (C_1) y etano (C_2). Debido a que la extracción del etano será más fácil, por los distintos procesos de extracción, con relación a otro tipo de gases como ser el gas rico del cual se puede obtener cantidades apreciables de hidrocarburos líquidos, C_3^+ de, aproximadamente, 3,0 GPM (galones por 1.000 pies cúbicos en condiciones normales). (Kidnay, A. (2006)).

El petróleo que es una compleja mezcla de un vasto número de compuesto de hidrocarburos, como también compuestos que no son hidrocarburos. La composición del petróleo se agrupa por diferentes series de componentes de hidrocarburos, estas

series son: serie de alcanos o parafinas, serie de cicloalcanos o cicloparafinas, la serie de alquenos u olefinas, y la serie de los compuestos aromáticos. (Matar, S. (1994)).

El petróleo que se utiliza como materia prima para obtención de etano es el petróleo parafínico el cual está compuesto por hidrocarburos parafínicos, con un bajo porcentaje de hidrocarburos aromáticos y naftas. (Matar, S. (1994)).

2.4.2. Producto

El producto que se obtendrá el etano, es un hidrocarburo parafínico presente ya sea en el gas natural como en el petróleo.

El etano tiene dos usos, el primer uso es como combustible que se quema como el metano. El segundo uso, el principal uso, está relacionado con la petroquímica. De acuerdo al árbol petroquímico el etano es un producto intermedio para obtener una gran serie de productos petroquímicos.

La tabla siguiente muestra la gama de productos que se pueden obtener a partir de la industrialización del GN boliviano.

Tabla II-3
Productos del Gas Natural¹

GAS NATURAL	PRODUCTOS	
	INTERMEDIOS	FINALES
Metano	Amoniaco/ Urea Metanol Diesel y Gasolina (GTL) Etileno/Propileno (Nueva Petroquímica) Gas Natural Liquido (LNG)	Fertilizantes/Explosivos Combustibles/Solventes Plásticos/ Cauchos/Fibras
Etano	Etileno/Propileno (Petroquímica Tradicional)	Plásticos/ Cauchos
Propano Butanos	GLP	
Pentanos y Superiores	Gasolinas	

La petroquímica se define como la industria derivada de las transformaciones físico-químicas del petróleo y gas natural.

Según la materia prima de suministro, la petroquímica se divide en:

- Petroquímica del procesamiento del GN.

¹Fuente: Estrategia Boliviana de Hidrocarburos (2008)

- Petroquímica del procesamiento de las corrientes de refinación del petróleo (naftas).

La cadena productiva petroquímica está conformada por distintos eslabones que abarcan las materias primas, petroquímica primaria o básica, secundaria, y de tercera o cuarta generación o de transformación (Anexo 1). (Estrategia Boliviana de Hidrocarburos. (2008)).

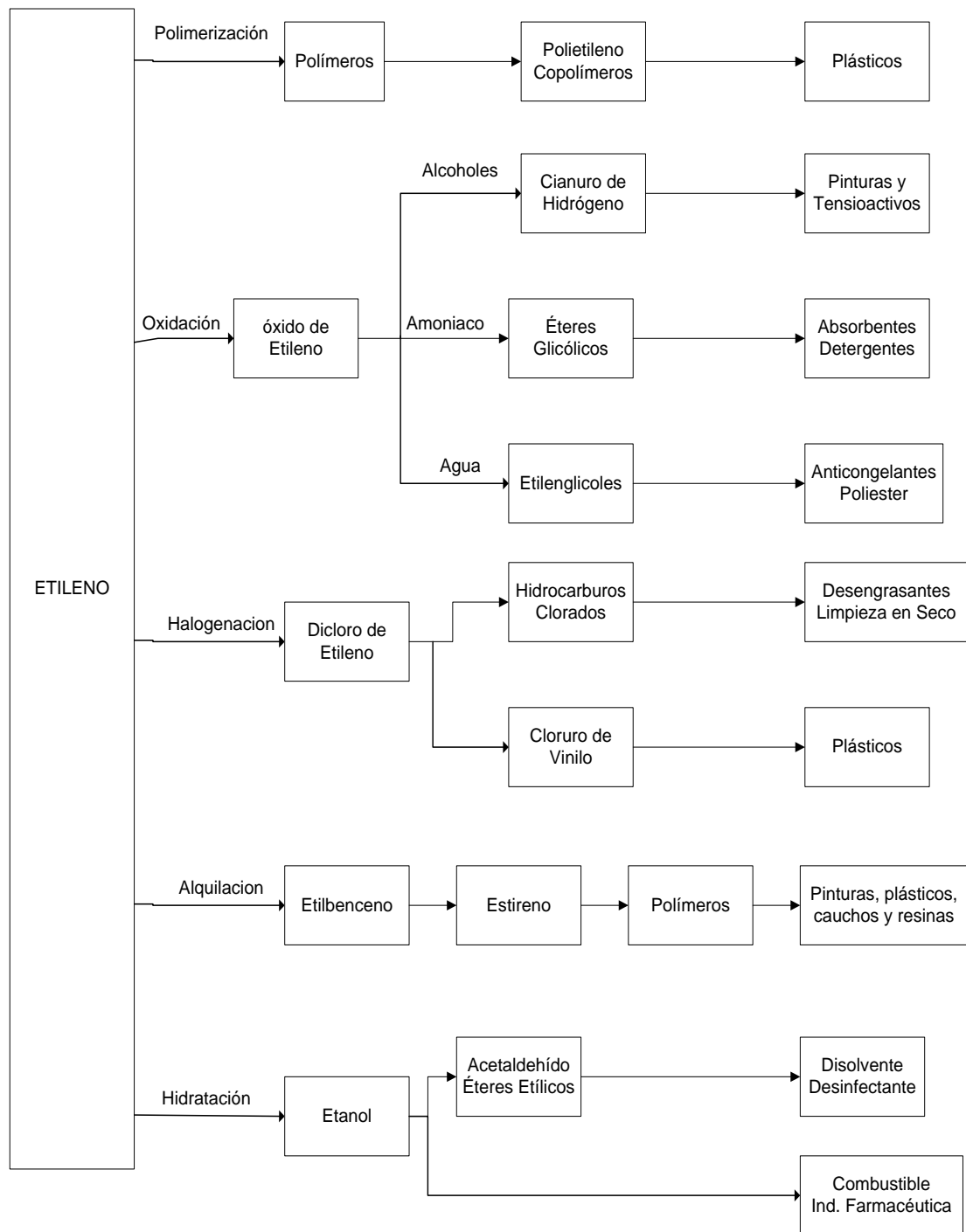
La cadena petroquímica del GN del proyecto comienza con el gas natural que vendría a ser la materia prima, luego está el etano que es el producto final (Anexo 2).

El gráfico 2-1 demuestra la petroquímica del etileno, que después de haber sufrido una transformación de etano a etileno, sigue distintos procesos químicos (reacciones) para poder obtener una gran variedad de productos a partir de uno solo.

En la Planta de Etileno y Polietilenos en Gran Chaco se obtendrá polietileno de alta y baja densidad que según el gráfico 2-1, el etileno debe pasar por una polimerización.

Gráfico 2-1

Aprovechamiento de Etileno por la Industria Petroquímica²



²Fuente: Importancia Estratégica del Gas Natural en el Desarrollo Regional (2011)

2.5. ANÁLISIS DE LA OFERTA Y LA DEMANDA DE MATERIAS PRIMAS Y PRODUCTOS

2.5.1. Análisis de la Oferta

2.5. 1. 1. Materia Prima

La oferta de materia prima para la producción de etano a nivel nacional puede ser cubierta con las producciones de cada planta de separación de líquido y las plantas de refinación.

El GN que Bolivia exporta a Argentina, es el adecuado para la extracción de etano, esto porque el contrato de exportación entre Bolivia y Argentina tiene mayor flexibilidad en el límite de poder calorífico del gas natural que el contrato de exportación Bolivia-Brasil. Esto permite una extracción mayor de los hidrocarburos superiores (C₂, C₃, C₄, C₅⁺).

El volumen de exportación a la Argentina, se resumen en la siguiente tabla.

Tabla II-4

Volúmenes Facturados al Mercado de Exportación.

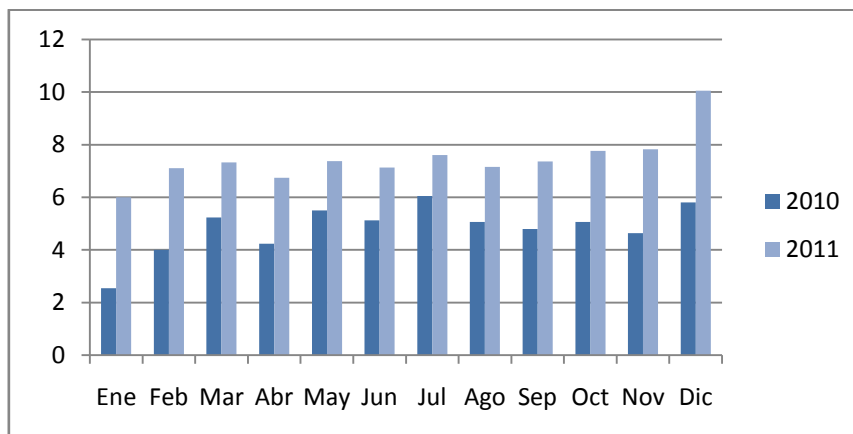
(MMm³/d)

Volúmenes Facturados de Exportación		
Mercado de Destino	Argentina (Contrato YPFB-ENARSA)	
	2010	2011
ENE	2,54	6,00
FEB	4,01	7,11
MAR	5,23	7,33
ABR	4,24	6,74
MAY	5,50	7,37
JUN	5,12	7,13
JUL	6,05	7,61
AGO	5,06	7,16
SEP	4,79	7,36
OCT	5,06	7,76
NOV	4,64	7,83
DIC	5,80	10,05
Promedio	4,84	7,45

Gráfico 2-2

Volúmenes Facturados al Mercado de Exportación³

(MMm³/d)



El volumen promedio de gas natural enviado a la Argentina el 2011 fue mayor al de un año anterior en un 75% dentro del cumplimiento al contrato entre YPF y Energía Argentina S.A (ENARSA), firmada en marzo de 2010, en la que año a año se incrementan los volúmenes comprometidos para el mercado argentino.

2.5. 1. 2. Productos

La oferta a nivel mundial en lo que concierne al producto no es etano como producto terminado, debido a que industria que extrae etano lo usa como materia prima para obtener los derivados petroquímicos finales de este.

No existe una oferta de etano como materia prima, por esta razón la oferta de etano extraído será la Planta de Etileno y Polietilenos de Gran Chaco para la producción de etileno y polietileno. Por esta razón se analizará la oferta del producto que deriva del etano que es el etileno a nivel internacional y latinoamericano, en el caso de una posible exportación.

2.5. 1.2. 1. Oferta de Etileno Nivel Mundial

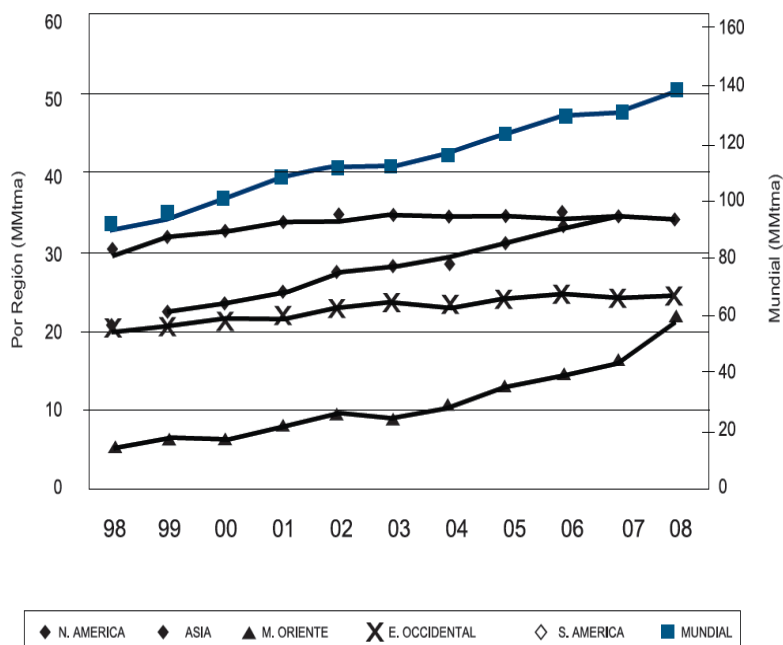
La oferta de etileno a nivel mundial fue aumentando con el pasar de los tiempos. Donde el continente asiático era uno de los que tenía una mayor capacidad de producir etileno.

³ Fuente: Boletín Estadístico Ene-Sep (2011)

Gráfico 2-3

Evolución Capacidad Global de Etileno⁴

(En MMtma)



2.5. 1.2. 2. Oferta Etileno Nivel Latinoamérica

El mercado que podría abarcar Bolivia con la producción de etileno y sus derivados en un futuro próximo sería el Latinoamericano, por lo cual se mostraran datos de la capacidad de producción en las tablas subsiguientes.

La información obtenida para la oferta y la demanda de etileno a nivel latinoamericano y mundial, tiene datos que estaban proyectados desde el 2009 al 2019 (Ver Proyecciones). A fin de realizar un estudio de mercado óptimo se realizará una estimación de la evolución ofertada y demandada.

Esta estimación se hizo por medio gráfico, teniendo datos proyectados de etileno, linealizandolos para obtener la evolución de oferta y demanda de etileno a nivel Latinoamérica, desde el 2003 al 2008.

En las proyecciones de capacidad de producción de etileno es constante para los países de Argentina, Colombia y otros países de Sud/ Centro América debido a que en estos

⁴Fuente: Estrategia Boliviana de Hidrocarburos (2008)

países la industria petroquímica tiene un poco o nulo desarrollo como la que tienen los países de Brasil y Venezuela.

Tabla II-5

Evolución Capacidad de Etileno Latinoamérica

(En MMtma)

Año	2003	2004	2005	2006	2007	2008
Argentina	751	751	751	751	751	751
Brasil	2.400	2.602	2.889	3.100	3.300	3.500
Venezuela	380	400	439	460	481	510
Colombia	76	76	76	76	76	76
Países de Sud/ Centro América	60	60	60	60	60	60

Fuente: Elaboración Propia (2012)

2.5.2. Análisis de Demanda

2.5.2.1. Materia Prima

Comparando la producción y consumo de Gas Natural de los países de Sud y Centro América en la tabla II-6 los cuatro mayores productores son: Argentina, Trinidad & Tobago, Venezuela y Bolivia en tanto que los mayores consumidores son Argentina, Venezuela, Brasil y Trinidad & Tobago.

Uno de los países que presenta mayor nivel de déficit en su producción respecto a su consumo es Chile, país que importa gas para cubrir su demanda. Asimismo, si bien Argentina registra volúmenes de producción mayores a su consumo, este país se encuentra atravesando graves problemas para abastecer su mercado interno y externo, puesto que tiene compromisos de venta de gas natural a Chile, Uruguay y Brasil que no puede cumplirlos, debido al nivel de sus reservas. (Estrategia Boliviana de Hidrocarburos. (2008)).

Si bien, Bolivia ocupa el cuarto puesto en cuanto a producción de Gas Natural, luego de Argentina, Trinidad Tobago y Venezuela, es uno de los países con menores niveles de consumo, exportando la diferencia a los mercados de Brasil y Argentina. (Estrategia Boliviana de Hidrocarburos. (2008)). Se debe aclarar que los datos que se muestra son del año 2008, para la fecha el consumo de gas natural en nuestro país tuvo un elevado crecimiento que la producción en momentos no puede cumplir con la demanda interna.

Tabla II-6

Sud y Centro América: Producción y Consumo de GN⁵

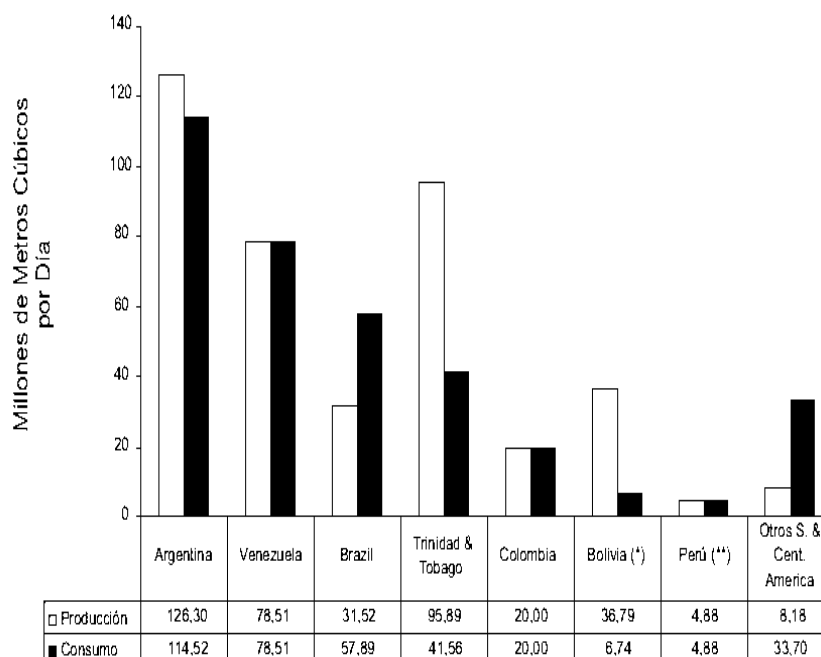
(En MMmcd)

Producción				Consumo			
	País	MMmcd	(%)		País	MMmcd	(%)
1	Argentina	126,30	31,4	1	Argentina	114,52	32
2	Bolivia	36,79	9,2	2	Bolivia	6,74	1,9
3	Brasil	31,52	7,8	3	Brasil	57,89	16,2
4	Colombia	20,00	5	4	Colombia	20,00	5,6
5	Perú	4,88	1,2	5	Perú	4,88	1,4
6	Trinidad y Tobago	95,89	23,8	6	Trinidad y Tobago	41,56	11,6
7	Venezuela	78,51	19,5	7	Venezuela	78,51	21,9
8	Otros S&Cent. América	8,18	2	8	Otros S&Cent. América	33,70	9,4
Total		402,08	100	Total		357,79	100

Gráfico 2-4

Sud y Centro América: Producción y Consumo de GN

(En MMmcd)



Fuente: Estrategia Boliviana de Hidrocarburos (2008)

⁵**Fuente:** Estrategia Boliviana de Hidrocarburos (2008)

2.5.2.2. Productos

Al igual que en el análisis de la oferta el análisis de la demanda se hará a nivel internacional y Latinoamérica del etileno como producto final.

2.5.2.2.1. Demanda de Etileno Nivel Mundial

Se mostrará una estimación evolutiva de la demanda a nivel mundial a partir del 2003 hasta el 2008.

Se observa un mayor demanda de etileno en el continente Asiático, con relación a los demás continentes, durante el 2008 existió una demanda de 43.999 MMtma, opuesto a la evolución de la demanda del continente Americano (Excepto América del Norte) que para el mismo año solo hubo una demanda de 4.599 MMtma.

Tabla II-7

Demanda de Etileno Nivel Mundial

(En MMtma)

Año	2003	2004	2005	2006	2007	2008
América del Norte	19.000	19.500	20.000	20.040	20.100	20.130
Sud/ Central América	3.300	3.600	3.800	4.001	4.298	4.599
Oeste de Europa	16.500	17.000	17.400	18.000	18.300	18.998
Centro/Este Europa	2.800	3.300	3.798	4.200	4.600	5.030
Asia	28.000	31.000	34.000	37.997	40.050	43.999
Medio Oriente	3.100	3.700	4.250	4.800	5.300	5.900
Resto del Mundo	2.200	2.350	2.440	2.620	2.798	2.997
Total	75.000	80.000	86.000	91.000	96.990	100.010

Fuente: Elaboración Propia (2012)

2.5.2.2.2. Demanda de Etileno Nivel Latinoamérica

Según la tabla II-7, la demanda de etileno a nivel mundial en el continente Latinoamericano no existió un gran volumen de etileno demandado, debido a que la industria petroquímica no es muy grande, es decir son muy pocos los países que tienen una industria de etileno.

Tabla II-8**Demanda de Etileno Nivel Latinoamérica**

(En MMtma)

Año	2003	2004	2005	2006	2007	2008
Argentina	673	678	682	687	692	697
Brasil	21.998	23.800	25.000	27.000	29.000	30.500
Venezuela	362	377	381	398	402	408
Colombia	362	380	399	405	423	440
Otros Países Sud/Centro	18	19	20	25	31	31

Fuente: Elaboración Propia (2012)

Se considera que la demanda de etileno en los otros países que conforman la parte sur del continente Americano tuvo una baja demanda del producto en los pasados seis años.

2.5.2.2.3. Demanda de Derivados de Etileno en Bolivia

En Bolivia los productos finales del etano son importados para cubrir la demanda, estos productos son: polietileno de densidad superior a 0,94, placas, laminas, hojas y tiras, de polímeros de etileno, los demás poli (tereftalato de etileno), preparaciones tensoactivas, para lavar, policloruro de vinilo, sin mezclar, polietileno de densidad inferior a 0,94, poliestireno expandible, entre otros.

A nuestro país se importa distintas formas de productos finales del etileno, pero solo se presenta y analiza los productos que se producirá en Bolivia, con el proyecto de la Planta de Etileno y Polietilenos de Gran Chaco, que son los polietilenos de alta y baja densidad. Asimismo datos de importación de los demás polímeros de etileno en formas primarias.

En la tabla II-9 se muestra la cantidad de plásticos y manufacturas que se importa, en los diez últimos años:

Tabla II-9**Importaciones de Plásticos y Manufacturas****Peso Bruto (Toneladas)**

NANDINA			
	3901100000	3901200000	3901909000
AÑO	Polietileno de densidad inferior a 0,94	Polietileno de densidad superior o igual a 0,94	Los demás polímeros de etileno en formas primarias
2001	9.695,674	14.251,811	
2002	9.938,414	15.111,292	641,797
2003	8.583,914	14.676,897	497,850
2004	8.982,497	15.472,073	1.177,692
2005	9.819,869	15.462,905	838,500
2006	8.423,572	17.377,435	1.398,273
2007	9.011,592	17.190,231	1.629,254
2008	11.377,250	13.875,109	2.081,223
2009	12.800,426	15.376,379	2.277,923
2010	12.513,359	21.335,167	2.757,465
2011	8.509,830	11.040,206	1.297,951

Fuente: INE (2011)

Analizando la anterior tabla las importaciones del polietileno de baja densidad en el año 2001 eran de 9.695,67 toneladas esta cantidad de importación baja en el año 2004 a 8.982,50 toneladas, en los años 2005 a 2007 hubo altibajos en la importación de polietileno de baja densidad. Y en los últimos tres años este producto se importó más, en el año 2009 se tuvo la mayor importación de 12.800,36 toneladas.

Las importaciones de polietileno de alta densidad hace diez años era de 14.251,81 toneladas, la cantidad de producto importado fue creciendo hasta 17.190,23 toneladas el 2007, pero para el año siguiente hubo una disminución a 13.875,11 toneladas. El año 2010 registro la mayor cantidad de polietileno de alta densidad importado de 21.335,17 toneladas.

En el caso de los demás polímeros de etileno en sus formas primarias, su importación empezó el año 2002 con una cantidad de 641,80 toneladas esta importación tuvo su máximo pico en el año 2009 con una cantidad de peso en bruto de 2.277,92 toneladas.

Los datos para el año 2011 presentados en la tabla II-9 son datos preliminares, debido a que esta información se la saco ese año.

2.6. BALANCE ENTRE OFERTA Y DEMANDA

2.6.1. Balance entre Oferta y Demanda de Etileno a Nivel Mundial

El balance entre la oferta y la demanda permite cuantificar los déficits o excedentes que se producen anualmente del producto ofrecido.

En el gráfico 2-5 se muestra este balance para el etileno, como fue evolucionando y su proyección; en los años 2007 - 2008 el punto óptimo estuvo por encima de la capacidad de producción de etileno. Para el 2011 la capacidad sobrepasa la demanda de etileno y se proyecta que este equilibrio entre demanda y oferta permanezca de forma positiva.

2.6.2. Balance entre Oferta y Demanda de Etileno a Nivel Latinoamérica

El balance de oferta y demanda de etileno en Latinoamérica (tabla II-10) muestra que la demanda de este producto aumentara hasta el 2019 en la mayoría de los países, lo cual se podría considerar a Bolivia como ofertante de Etileno, favoreciendo a países como Argentina, Colombia como otros países demandantes y productores de etileno, para poder encarar un futuro déficit.

Analizando la tabla II-10 la diferencia entre la oferta y demanda de etileno en Argentina para el año 2011 se encontraba en equilibrio; para los años 2013 a 2019 existirá un déficit creciente, desde -7 MMtma hasta -40 MMtma. Esto puede darse por que las reservas de gas natural en este país tenderán a disminuir (Ver Anexo 3), por lo cual la producción de los productos petroquímicos que provienen del gas natural disminuirá. Se puede observar que la capacidad de producción quedara estanca en los siguientes años, mientras que la demanda por etileno a nivel Argentina aumentara. Dicha demanda tendrá que ser cubierta por medio de importaciones, las cuales pueden ser cubiertas por la producción de etileno (a base de etano) en nuestro país.

Otro mercado que se puede abarcar con el proyecto de producción de etileno y subproductos es de Brasil, en el año 2019 se proyecta que existirá un déficit. Al igual que la Argentina, estos dos mercados podrán ser cubiertos con el excedente que se producirá en Bolivia.

Gráfico 2-5

Balance entre Oferta/ Demanda Potencial de Etileno Nivel Mundial⁶

(En MMtma)

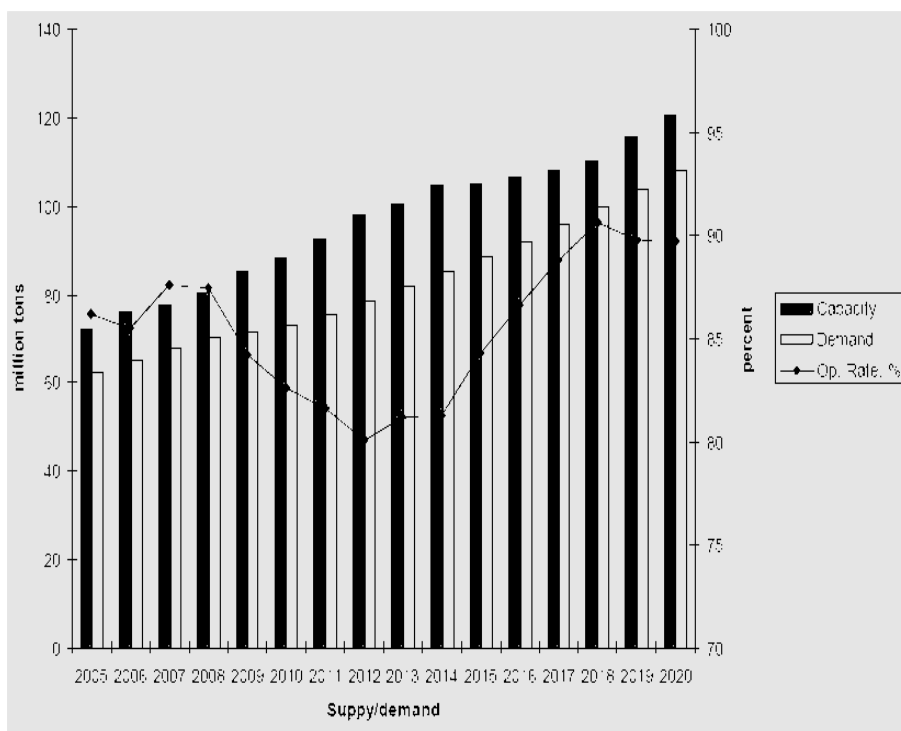


Tabla II-10

Balance entre Oferta/ Demanda Potencial de Etileno Nivel Latinoamérica⁷

(Millones de Toneladas Métricas)

Año	2009	2011	2013	2015	2017	2019
Argentina						
Consumo	702	714	720	730	736	753
Capacidad	751	751	751	751	751	751
Excedente (Déficit)	12	0	-7	-16	-23	-40
Brasil						
Consumo	3,358	3,488	3,886	4,513	4,802	4,934
Capacidad	3,505	4,085	4,735	5,385	5,385	5,385
Excedente (Déficit)	-28	393	612	602	314	-182
Venezuela						
Consumo	420	444	467	486	502	520
Capacidad	600	600	600	600	700	900
Excedente	150	126	103	84	163	335

⁶Fuente: Polymer Consulting International, Inc. (2010)

⁷Fuente: Economy, Energy and Petrochemicals: What's Happening in The Next 10 Years? (2010)

(Déficit)						
Colombia						
Consumo	458	486	513	542	573	604
Capacidad	76	76	76	76	76	76
Excedente (Déficit)	-386	-414	-441	-470	-501	-532
Otro Países de Sud/Cent. América						
Consumo	31	34	19	130	257	347
Capacidad	60	60	60	60	60	60
Excedente (Déficit)	26	23	38	-73	-200	-290

En la tabla II-10 la diferencia entre la demanda y oferta proyectada en Venezuela comienza con un excedente en el año 2009 de 150 MMtma que en el año 2015 caerá a 84 MMtma, para que posteriormente este excedente aumente a 335 MMtma. En este país la capacidad de producción aumentará muy por encima de la demanda, por lo cual se puede considerar como el mayor ofertante de etileno en Latinoamérica.

En el resto de los países que conforman centro y sud América la capacidad que se tiene para producir etileno quedara estancada, y no podrá cubrir el creciente consumo de etileno en el continente. Marcando niveles altos de déficit aproximadamente de -290 MMtma.

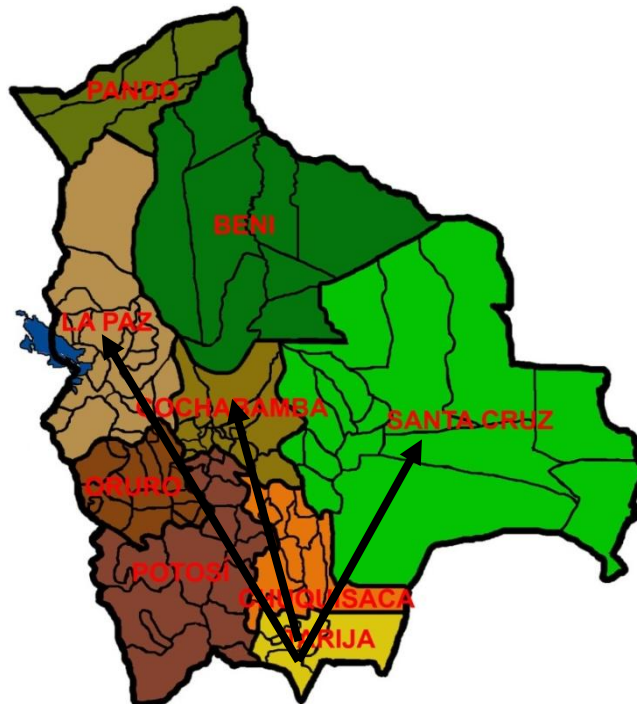
Los principales productores de Etileno (excepto Venezuela y Brasil), tratarán de satisfacer su mercado interno, en vez de exportar. Por lo tanto existirá un gran mercado para Bolivia encontrándose con posibilidades de cubrir principalmente los mercados de Argentina, Colombia y países latinoamericanos que demandan etileno.

2.7. DESCRIPCIÓN GEOGRÁFICA DEL MERCADO Y POLÍTICAS DE COMERCIALIZACIÓN

El recurso potencial de Bolivia (Gas Natural), debe ser aprovechado en beneficio del país. Se presenta como alternativa la extracción de etano de acuerdo a la información indicada anteriormente por el momento el mercado relacionado al etano y sus derivados es un mercado abastecido de importaciones.

Con la posibilidad de implementación de la planta de extracción de etano en el departamento de Tarija. El mercado del producto será la Planta de Etileno y Polietilenos de Gran Chaco, mientras que el mercado de los subproductos del proyecto serán los departamentos que tienen industrias relacionadas a la petroquímica (Santa Cruz, La Paz y Cochabamba) como el resto del país y la exportación.

Gráfico 2-6
Principales Mercados a Nivel Bolivia



Fuente: Elaboración Propia (2012)

Como nuestro país no es un consumidor potencial de los productos petroquímicos, una vez cubierta la demanda interna existiría la posibilidad de cubrir el mercado externo. Como ser los países de Sudamérica que en un futuro tendrán una mayor demanda de los productos derivados del etileno.

Gráfico 2-7

Principales Mercados a Nivel Latinoamérica



Fuente: Elaboración Propia (2012)

2.8. ANÁLISIS DE PRECIOS

El precio es una variable económica muy importante al hacer el estudio de mercado del producto. Se realizara el análisis de precios tanto para la materia prima que es el gas natural y de los productos finales para verificar la factibilidad del proyecto.

2.8.1. Materia Prima

Bolivia exporta gas natural al Brasil como Argentina, por medio de las empresas Petrobras GSA, BG-COMGAS, Cuiaba, YPFB-Argentina.

En las siguientes tablas y gráficos se analiza los precios de exportación del gas natural a la Argentina como materia prima para el proyecto.

Tabla II-11

Evolución Precio Gas Natural⁸

(En \$us/MMpc)

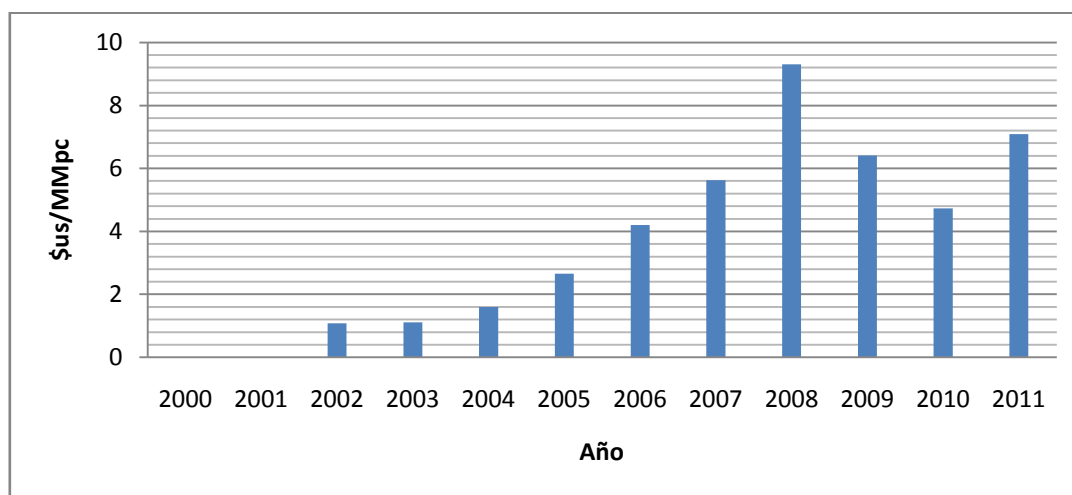
AÑO	PRECIO
2000	
2001	
2002	1,08
2003	1,11
2004	1,60
2005	2,66
2006	4,20
2007	5,63
2008	9,31
2009	6,41
2010	4,73
2011	7,09

Las exportaciones de gas natural a Argentina empezaron el año 2002 con un precio de 1,08 \$us el metro cúbico dicho valor fue aumentando hasta llegar a 9,31 \$us el año 2008. Se hace notar que los valores para los años 2010 y 2011 se los tomo de la tabla II-4, son datos preliminares.

Gráfico 2-8

Evolución Precio Gas Natural⁹

(En \$us/MMpc)



En la tabla II-12 se compara el precio del Gas Natural exportado a la Argentina.

⁸Fuente: Anuario Estadístico 2009.INE (2009)

⁹Fuente: Elaboración Propia (2011)

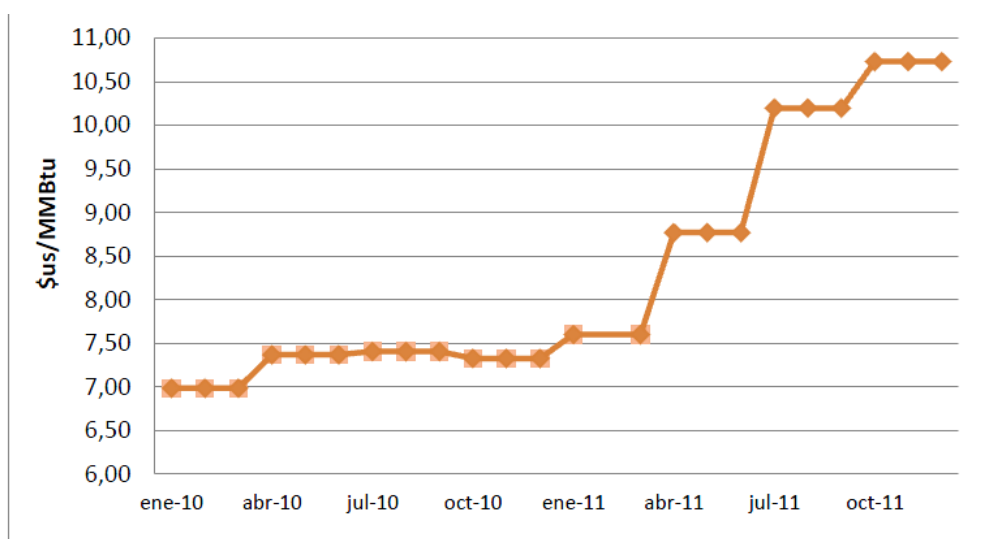
Tabla II-12

Precio de Venta de Gas Natural a Argentina - Contrato ENARSA (\$us/MMbtu)¹⁰

AÑO	MES	PRECIO
2010	ENE	6,99
	FEB	6,99
	MAR	6,99
	ABR	7,37
	MAY	7,37
	JUN	7,37
	JUL	7,41
	AGO	7,41
	SEP	7,41
	OCT	7,33
	NOV	7,33
	DIC	7,33
2011	ENE	7,60
	FEB	7,60
	MAR	7,60
	ABR	8,77
	MAY	8,77
	JUN	8,77
	JUL	10,20
	AGO	10,20
	SEP	10,20
	OCT	10,73
	NOV	10,73
	DIC	10,73

Gráfico 2-9

Precio de Venta de Gas Natural a la Argentina - Contrato ENARSA¹¹



¹⁰Fuente: Boletín Estadístico YPFB (2011)

¹¹Fuente: Boletín Estadístico YPFB (2011)

El precio de venta de GN en el año 2010 fue de 6,99 \$us/MMBtu precio que fue el más bajo registrado en los dos últimos años. Pero para finales del año 2011 el precio de venta fue de 10,20 \$us/MMBtu que es el mayor registro en lo que concierne a la historia de exportaciones a Argentina.

Este precio podría ser casi duplicado si se le da mayor valor agregado al GN, es decir si se da la posibilidad de producir en Bolivia los derivados del etileno se podría vender estos y el Gas Natural seco a Argentina, significando mayores ingresos que la simple venta de Gas Natural rico.

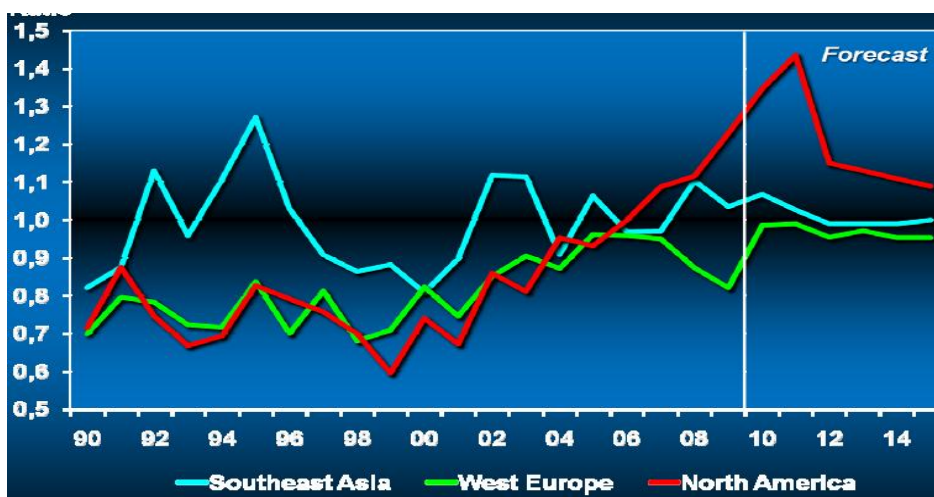
2.8.2. Productos

Los precios del Medio Oriente y Norteamérica están basados en contratos mientras que los de Asia aparecen con el mercado “spot.” El año 2004 muestra un pico para Europa occidental por la debilidad del dólar ante el euro, en Asia también se muestra un pico por la hermeticidad de su mercado y altos costos de producción por elevados precios del crudo y nafta. (PEQUIVEN. (2005)).

Gráfico 2-10

Precio de Venta Vs Año de Etileno a Nivel Mundial Proyección¹²

(En \$us/tma)



¹²Fuente: Raw Materials, Prices & Margin Overview (2010)

En el gráfico se objetiviza la evolución y proyección del precio de venta del etileno que según Raw Materials, Prices & Margin Overview (2010), aumentará.

2.8.3. Precio Importaciones Derivados del Etano

El país importa muchas formas plásticas para poder satisfacer la demanda interna, estas importaciones fueron creciendo con el pasar de los años y seguirá creciendo debido al crecimiento de la población.

Una mayor importación significa más gastos para obtener este tipo de productos, que se puede evitar con la fabricación de plásticos a partir del Gas Natural.

En la Tabla II-13 se muestra los precios de los principales productos derivados del etano que se importa.

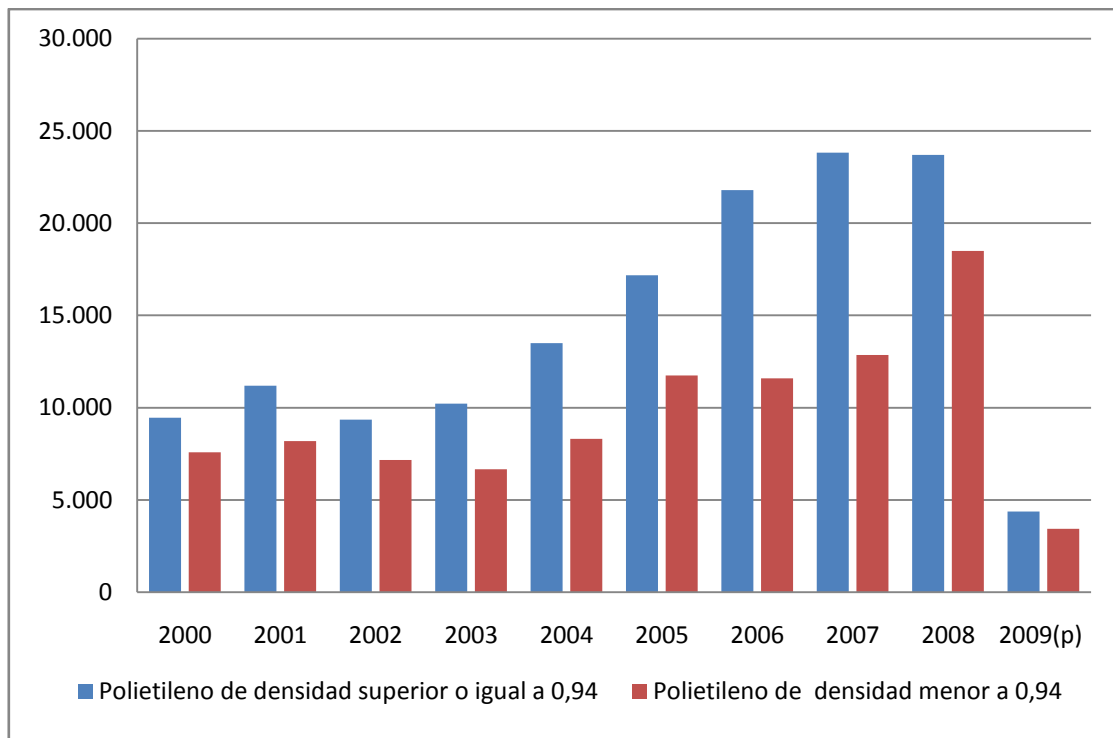
Tabla II-13
Principales Importaciones derivados de Etileno 2000-2009¹³
(CIF Frontera en miles de dólares estadounidenses)

NANDINA	(3901200000)	(3901100000)
Producto	Polietileno de densidad superior a 0,94	Polietileno de densidad menor a 0,94
2000	9.463	7.590
2001	11.200	8.194
2002	9.345	7.165
2003	10.220	6.656
2004	13.494	8.312
2005	17.177	11.740
2006	21.787	11.593
2007	23.822	12.861
2008	23.708	18.498
2009 ^{(p)14}	4.374	3.438

¹³ Fuente: Estadística de Comercio Exterior de Bolivia (2008)

¹⁴ (p) dato preliminar

Gráfico 2-11
Principales Importaciones derivados de Etileno 2000-2009
 (CIF Frontera en miles de dólares estadounidenses)



Fuente: Elaboración Propia (2012)

El precio del polietileno de densidad superior a 0,94 en el 2000 era de 9.463 MM\$us este precio después de ocho años subió a 23.708 MM\$us, este incremento casi triplicó el registrado en el 2000.

En el caso del polietileno de densidad menor a 0,94 en el año 2000 tenía un precio de 7.590 MM\$us, este precio aumento a 12.861 MM\$us en el año 2007 y el dato preliminar para el año 2009 es de 3.438MM\$us.

2.9. PROYECCIONES

La bibliografía que se usó para la elaboración de este capítulo tiene información sobre la demanda, oferta proyectadas del etileno, las cuales se las presentara en esta sección.

Otro parámetro que se proyectará es la cantidad de productos petroquímicos que derivan del etileno (etano) que Bolivia necesita satisfacer.

2.9.1. Proyección Oferta de Etileno a Nivel Mundial

La capacidad de producción de etileno a nivel mundial crecerá. Sobre todo en el continente Asiático el cual tendrá una capacidad tendiente a duplicar la capacidad que tiene actualmente.

Tabla II-14
Proyección Capacidad de Etileno Nivel Mundial¹⁵
(En MMtma)

Año	2009	2011	2013	2015	2017	2019
América del Norte	32,914	31,556	31,556	31,556	31,556	32,056
Sud/Central América	4,992	5,572	6,222	6,872	6,972	7,172
Oeste de Europa	24,588	23,975	23,99	24,03	24,03	24,03
Centro/Este de Europa	7,519	7,635	8,74	9,1	9,1	9,1
Asia	39,878	48,8	54,782	59,562	63,202	63,202
Medio Oriente	19,046	25,213	30,308	33,758	34,958	35,358
Resto del Mundo	2,185	2,185	2,645	4,045	4,105	4,105
Total Mundo	131,12	144,935	158,243	169,023	174,023	175,123

2.9.2. Proyección Oferta en Latinoamérica

El país que tendrá una mayor oferta de etileno es Venezuela, y por otro lado se estima que la oferta de etileno en Argentina permanecerá constante en el lapso de diez años. Por otra parte Brasil seguirá siendo el país latinoamericano con mayor capacidad instalada para producir etileno.

¹⁵**Fuente:** Economy, Energy and Petrochemicals: What's Happening in The Next 10 Years? (2010)

Tabla II-15**Capacidad de Etileno Latinoamérica¹⁶**

(En MMtma)

Año	2009	2011	2013	2015	2017	2019
Argentina	751	751	751	751	751	751
Brasil	3.505	4.085	4.735	5.385	5.385	5.385
Venezuela	600	600	600	600	600	900
Colombia	76	76	76	76	76	76
Otros Países Sud/ Centro América	60	60	60	60	60	60

2.9.3. Proyección Demanda Etileno Nivel Mundial

Debido a que los productos petroquímicos en los últimos tiempos fueron tomando lugar en el mercado como productos alternativos a los tradicionales, como es el caso de los plásticos que reemplazan a materiales como la madera, vidrio, etc. Hace que la demanda de los productos petroquímicos (etileno) sea mayor cada año. (Tabla II-16).

2.9.4. Proyección Demanda de Etileno Latinoamérica

Dentro de los siguientes diez años la demanda de etileno en Latinoamérica será más del cien por ciento más que la demanda actual. El país productor que tendrá mayor demanda será Brasil con una demanda actual de 3.488 MMtma y para el 2019 esta crecerá hasta 4.934 MMtma. (Tabla II-17).

Tabla II-16**Demanda Potencial de Etileno Nivel Mundial¹⁷**

(En MMtma)

Año	2009	2011	2013	2015	2017	2019
América del Norte	22,031	22,832	23,735	24,584	25,379	26,233
Sud/Central América	4,968	5,166	5,605	6,401	6,87	7,159
Oeste de Europa	18,733	20,411	21,389	22,095	22,845	23,619
Centro/Este de Europa	5,553	6,38	7,187	8,004	8,875	9,722

¹⁶ Fuente: Raw Materials, Prices & Margin Overview (2010)

¹⁷ Fuente: Economy, Energy and Petrochemicals: What's Happening in The Next 10 Years? (2010)

Asia	47,014	53,585	59,518	65,687	71,668	78,32
Medio Oriente	6,263	7,511	8,865	9,992	10,829	11,692
Resto del Mundo	3,095	3,512	3,769	4,082	4,369	4,691
Total Mundo	107,656	119,397	130,067	140,846	150,837	161,435

Tabla II-17

Demanda Potencial de Etileno Nivel Latinoamérica¹⁸

(En MMtma)

Año	2009	2011	2013	2015	2017	2019
Argentina	702	714	720	730	736	753
Brasil	3.358	3.488	3.886	4.513	4.802	4.934
Venezuela	420	444	467	486	502	520
Colombia	458	486	513	542	573	604
Otros Países Sud/ Centro América	31	34	19	130	257	347

La demanda de los países no productores tendrá un crecimiento desmedido, en beneficio de los países productores.

2.9.5. Proyección de Productos Derivados de Etileno en Bolivia.

Las proyecciones se harán de los productos que se pretende producir en la Planta de Etileno y Polietilenos de Gran Chaco.

El método de proyección que se usará es de la línea de tendencia o regresión lineal, el que hace uso de las siguientes fórmulas:

$$Y = a + bX \quad (2-1)$$

$$b = \frac{n \sum XY - (\sum X)(\sum Y)}{n \sum X^2 - (\sum X)^2} \quad (2-2)$$

$$a = \bar{Y} - b\bar{X} \quad (2-3)$$

Donde:

Y= Valor calculado de la variable dependiente (cantidad).

X= Valor de la variable independiente (tiempo).

a= Constante.

b= Coeficiente de X

¹⁸**Fuente:** Economy, Energy and Petrochemicals: What`s Happening in The Next 10 Years? (2010)

Teniendo la importación histórica (Ver tabla II-9), se elabora la siguiente tabla para poder reemplazar los datos en las formulas.

Para la ecuación (2-3) se necesita las medias de X e Y, las cuales son:

$$\bar{X} = 5,5$$

$$\bar{Y} = 10.114,657$$

Tabla II-18

Importación Histórica Polietileno densidad Inferior a 0,94

(En Toneladas)

Año	X	Y	X²	XY	Y²
2001	1	9.695,674	1	9.695,674	94.006.094,31
2002	2	9.938,414	4	19.876,828	98.772.072,84
2003	3	8.583,914	9	25.751,742	73.683.579,56
2004	4	8.982,497	16	35.929,988	80.685.252,36
2005	5	9.819,869	25	49.099,345	96.429.827,18
2006	6	8.423,572	36	50.541,432	70.956.565,24
2007	7	9.011,592	49	63.081,144	81.208.790,37
2008	8	11.377,250	64	91.018	129.441.817,6
2009	9	12.800,426	81	115.203,834	163.850.905,8
2010	10	12.513,359	100	125.133,59	156.584.153,5
Sumatoria	55	101.146,567	385	5.563.061,185	10.230.628.016

Fuente: Instituto Nacional de Estadística (2011)

Reemplazando datos en (2-2) y en (2-3)

$$b = \frac{10 * 5.563.061,185 - (55) * (101.146,567)}{10 * 385 - (55)^2}$$

$$b = 60.687,940$$

$$a = 10.114,657 - 60.687,940 * 5,5$$

$$a = -323.669,014$$

Por lo tanto en (2-1) la proyección para el 2011 seria

$$Y_{2011} = -323.669,014 + 60.687,940 * 11$$

$$Y_{2011} = 343.898,328$$

Proyectando la demanda del polietileno superior a 0,94 hasta el 2019

Tabla II-19

Proyección Demanda de Polietileno densidad Inferior a 0,94

(En Toneladas)

Proyección	X	Y
2011	11	343.898,3278
2012	12	404.586,268
2013	13	465.274,2082
2014	14	525.962,1484
2015	15	586.650,0886
2016	16	647.338,0288

Fuente: Elaboración Propia (2012)

Sacando el coeficiente de correlación con la ecuación:

$$r = \frac{n \sum XY - (\sum X)(\sum Y)}{\sqrt{[n(\sum X^2) - (\sum X)^2][n(\sum Y^2) - (\sum Y)^2]}}$$

Remplazando los datos en la ecuación previamente mostrada

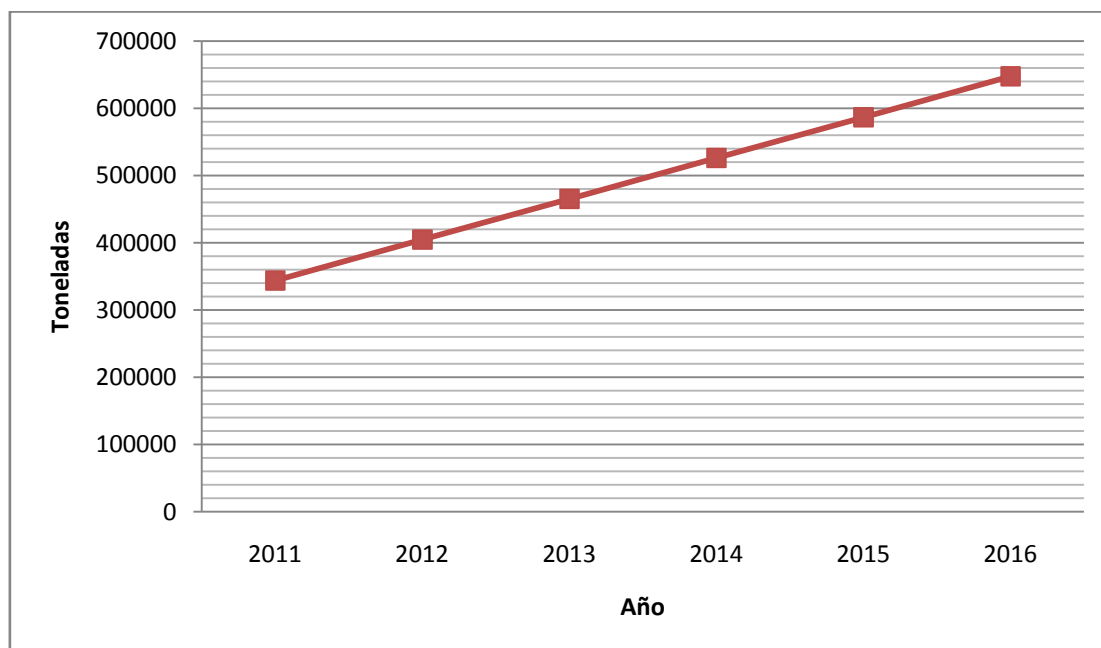
$$r = \frac{10 * 5.563.061,185 - (55 * 101.146,567)}{\sqrt{[10(385) - (55)^2][10(10.230.628.016) - (101.146,567)^2]}}$$

$$r = 0,67$$

En este caso se proyecta que la demanda tendrá un crecimiento relativamente constante, el mayor valor será de 647.338 toneladas en el 2016.

Gráfico 2-12

Proyección Demanda de Polietileno densidad Inferior a 0,94



Fuente: Elaboración Propia (2012)

Se sigue el mismo procedimiento para calcular la demanda de polietileno de densidad superior a 0,94 del país en los siguientes seis años.

Tabla II-20

Importación Histórica Polietileno de densidad Superior a 0,94

(En Toneladas)

Año	X	Y	X ²	XY	Y ²
2001	1	14.251,811	1	14.251,811	203.114.116,780
2002	2	15.111,292	4	30.222,584	228.351.145,909
2003	3	14.676,897	9	44.030,691	215.411.305,549
2004	4	15.472,073	16	61.888,292	239.385.042,917
2005	5	15.462,905	25	77.314,525	239.101.431,039
2006	6	17.377,435	36	104.264,610	301.975.247,179
2007	7	17.190,231	49	120.331,617	295.504.041,833
2008	8	13.875,109	64	111.000,872	192.518.649,762
2009	9	15.376,379	81	138.387,411	236.433.031,152
2010	10	21.335,167	100	213.351,670	455.189.350,918
Sumatoria	55	160.129	385	915.044,083	26.069.83363

Fuente: Instituto Nacional de Estadística (2011)

$$\bar{X} = 5,5$$

$$\bar{Y} = 16.012,930$$

$$b = 416,157 \quad a = 13.724,067$$

Tabla II-21
Proyección Demanda de Polietileno de densidad Superior a 0,94¹⁹
 (En Toneladas)

Proyección	X	Y
2011	11	18.301,792
2012	12	18.717,949
2013	13	19.134,106
2014	14	19.550,263
2015	15	19.966,420
2016	16	20.382,577

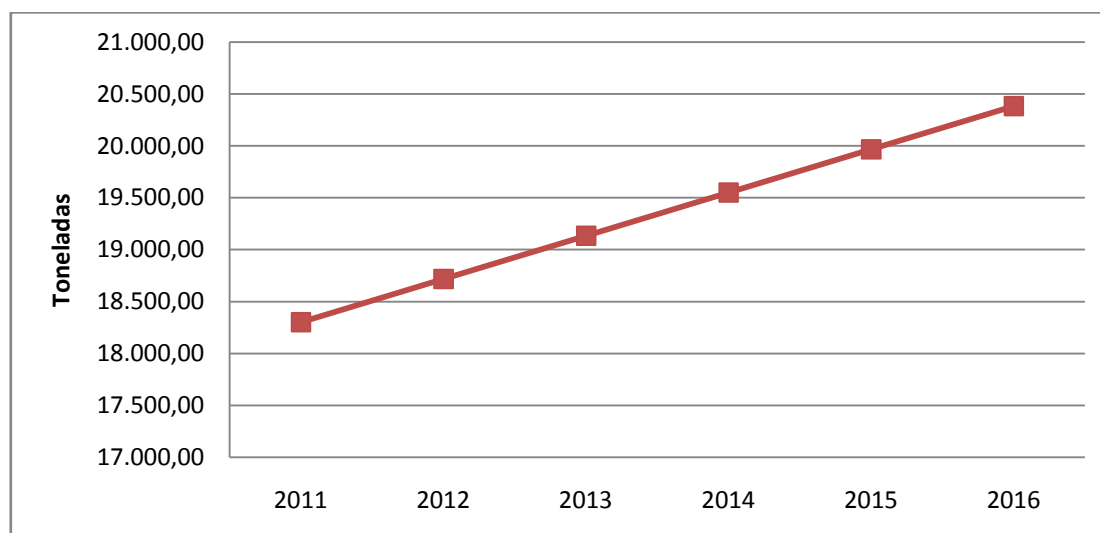
Fuente: Elaboración Propia (2012)

La demanda de polietileno de densidad superior crecerá de forma progresiva hasta aproximadamente 20.382,577 t en el año 2016.

El coeficiente de regresión para la proyección de importación de polietileno de densidad superior a 0,94 es:

$$r = 0,58$$

Gráfico 2-13
Proyección Demanda de Polietileno de densidad Superior a 0,94



Fuente: Elaboración Propia (2012)

Por último la proyección de la demanda de los polímeros de etileno en formas primarias.

¹⁹**Fuente:** Elaboración Propia (2012)

Tabla II-22**Importación Histórica Polímeros de Etileno en Formas Primarias**

(En Kilogramos)

Año	X	Y	X ²	XY	Y ²
2001	1	0	1	0	0
2002	2	641,797	4	1283,594	411903,3892
2003	3	497,850	9	1493,55	247854,6225
2004	4	1.177,692	16	4710,768	1386958,447
2005	5	838,500	25	4192,5	703082,25
2006	6	1.398,273	36	8389,638	1955167,383
2007	7	1.629,254	49	11404,778	2654468,597
2008	8	2.081,223	64	16649,784	4331489,176
2009	9	2.277,923	81	20501,307	5188933,194
2010	10	2.757,465	100	27574,65	7603613,226
Sumatoria	55	13.300	385	96.201	24483470,28

Fuente: Instituto Nacional de Estadística (2011)

$$\bar{X} = 5,5$$

$$\bar{Y} = 1.329,998$$

$$b = 279,402 \quad a = -206,715$$

Tabla II-23**Proyección Demanda de Polímeros de Etileno en Formas Primarias**

(En Toneladas)

Proyección	X	Y
2011	11	2.866,711
2012	12	3.146,113
2013	13	3.425,515
2014	14	3.704,918
2015	15	3.984,320
2016	16	4.263,723

Fuente: Elaboración Propia (2012)

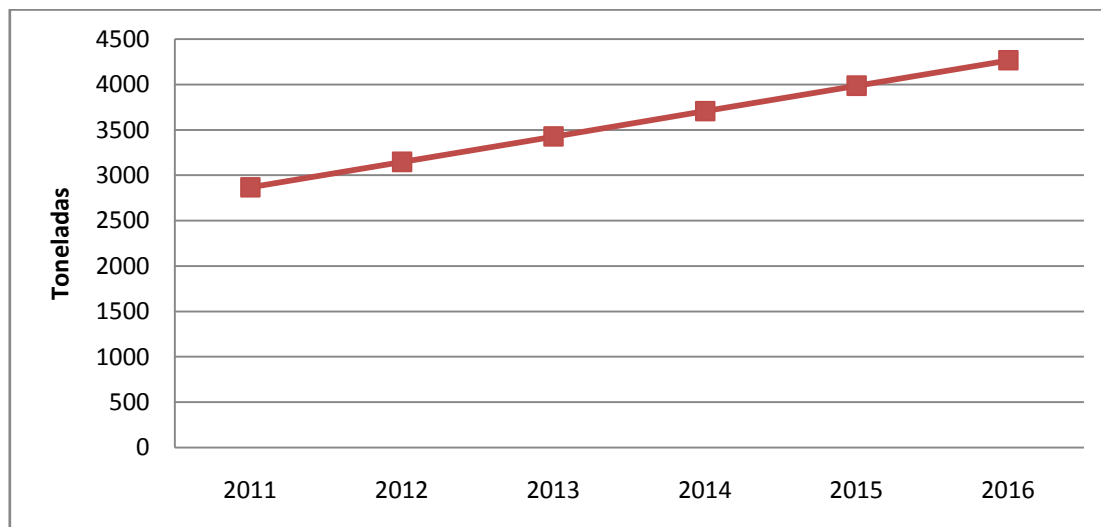
Las importaciones de los polímeros de etileno en formas plásticas se estima que duplicara la cantidad que se importo el año 2010.

En la proyección de la demanda de los polímeros de etileno en formas primarias se obtuvo un factor de correlación de:

$$r = 0,97$$

Gráfico 2-14

Proyección Demanda de Polímeros de Etileno en Formas Primarias



Fuente: Elaboración Propia (2012)

En este capítulo se realizó el estudio de mercado del producto que se obtendrá con el proyecto, llegando a determinarse que el mercado de venta no es el etano, más bien son los subproductos que se obtiene de este.

Como se pudo observar en los gráficos de demanda, oferta y de equilibrio de etileno a nivel mundial determinan como mercados potenciales para el etileno producido por Bolivia, a países de Latinoamérica donde la petroquímica no es muy desarrollada y las materias primas (gas natural y etano) no tienen cifras significativas para producir la cantidad necesaria de etileno para su demanda. Entre los países que a mediano plazo necesitarán importar etileno, por los factores mencionados anteriormente esta Argentina, Colombia, Chile, Paraguay, Uruguay, y posiblemente Brasil.

Con relación a la demanda de polietilenos en el país se proyecta que crecerán ocasionando dependencia de Bolivia hacia los países potenciales (Brasil, Venezuela), en el campo de la petroquímica. Es por esta razón que se ve la necesidad imperiosa de la implementación de una planta de etano para cubrir la demanda interna.

Según el Plan de Industrialización del Gas Natural 2011-2016 del año 2011 prevé que la Planta de Etileno y Polietilenos de Gran Chaco tendrá una producción de 800.000 toneladas por año. Las proyecciones que se hizo de la importación de polietilenos al país, a causa de la creciente demanda, oscilara entre 223.994 toneladas por año lo que

significa que existirá un excedente de por lo menos 576.006 toneladas por año que podrían ser exportados para cubrir la demanda insatisfecha de los países vecinos.

CAPÍTULO III

TAMAÑO Y LOCALIZACIÓN

3.1. JUSTIFICACIÓN DEL TAMAÑO

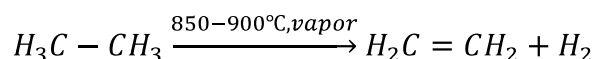
El tamaño está ligado a las variables de la oferta y de la demanda de la planta de etano. En términos óptimos el tamaño no deberá ser mayor que la demanda actual y esperada del mercado, ni la cantidad demandada menor que el tamaño mínimo económico del proyecto.

Las variables del tamaño del proyecto son muchas; pero generalmente la dimensión del mercado es la que determina el tamaño del proyecto. Sin embargo, existen otros factores como la tecnología del proceso, la disponibilidad de insumos, localización y financiamiento entre otros.

Para el estudio el tamaño de la planta de extracción de etano puede ser determinado por la cantidad de gas natural de exportación a la Argentina o la producción estimada para la Planta de Etileno y Polietilenos del Gran Chaco, lo que demanda determinada cantidad de materia prima.

Por lo tanto el tamaño de la planta de extracción de etano estará determinada por la demanda de etano que requiere la Planta de Etileno y Polietilenos de Gran Chaco para su producción.

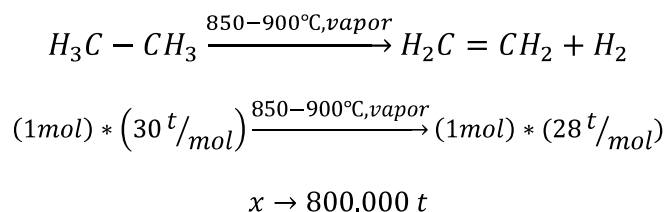
El eteno, propeno y buteno se sintetizan en cantidades industriales por medio de la desintegración térmica del gas natural y de gasolina de destilación primaria.



La desintegración se realiza en ausencia de catalizadores y a temperaturas de hasta 900 °C. Las elevadas temperaturas causan una ruptura homolítica espontánea de los enlaces C-H y H-H, y como consecuencia se forman fragmentos menores. (McMurry, J. (2000)).

La Planta de Etileno y Polietilenos de Gran Chaco tendrá una producción anual de 800.000 toneladas. (Plan de Industrialización del Gas Natural 2011-2016 (2011)).

Suponiendo una conversión de etano a etileno del 100% según la reacción mostrada anteriormente se necesitaría 857.142,8571 toneladas año de etano o en días se necesitaría 2.348,3366 toneladas de etano por día.



$$x = 857.142,8571 \text{ toneladas de etano/año}$$

$$857.142,8571 \frac{Ton}{año} * \frac{1 año}{365 días} = 2.521,0084 \text{ toneladas de etano/día}$$

Este volumen de producción significa que la planta de extracción de etano tiene que cubrir esa demanda, entonces tendrá que tener un tamaño que pueda producir una cantidad de etano alrededor de 2.800 toneladas de etano por día. (Plan de Industrialización del Gas Natural 2011-2016 (2011)).

3.2. JUSTIFICACIÓN DE LA LOCALIZACIÓN

La ubicación de la planta permitirá identificar el punto geográfico y el lugar donde se ejecutará el proyecto.

La localización perfecta es donde el proyecto logrará la máxima utilidad y el mínimo de costo unitario de producción. (Ramírez, R. (1994)).

Tanto la macrolocalización como la microlocalización están justificando la cercanía del mercado del producto así como también la provisión de la materia prima.

3.2.1. Macrolocalización

Es la selección de una zona más o menos amplia que presenta condiciones aceptables, para la ubicación de la planta, predominado, según el caso, los criterios de tipo económico, social y políticos. Señala concretamente la ubicación del proyecto: departamento, provincia, región o zona considerando los servicios básicos mano de obra, comunicación, transporte y otros. (Ramírez, R. (1994)).

La localización de la Planta de Separación de Líquidos de Gran Chaco, en la cual también estará la planta de extracción de etano, es en un lugar cercano al ducto de exportación de Gas a la Argentina (gasoducto internacional Juana Azurduy de Padilla "G.I.J.A."). Tomando como parámetro fundamental la disponibilidad de materia prima.

La macrolocalización está entre la población de Yacuiba y la población de Madrejón sobre la carretera asfaltada Yacuiba-D'Orbigny ambas localizaciones están en la zona de influencia del sector fronterizo de Yacuiba, Provincia Gran Chaco, del Departamento

de Tarija. Esta localización es apta para poder llevar a cabo la instalación de la planta de extracción de etano. (Proyecto Planta de Separación de Líquidos de Gran Chaco. (2012)).

En los Gráficos 3-1 y 3-2 se muestra la ubicación de la población de Madrejón. El primer gráfico se puede observar la distancia de aproximadamente 18 kilómetros que existe entre esta población y Yacuiba. Mientras que el gráfico 3-2 muestra a más detalle las poblaciones más cercanas de Madrejón. Las líneas amarillas en ambas gráficas son las carreteras existentes en la zona, la población Madrejón se encuentra cerca de la carretera Yacuiba-D'Orbigny.

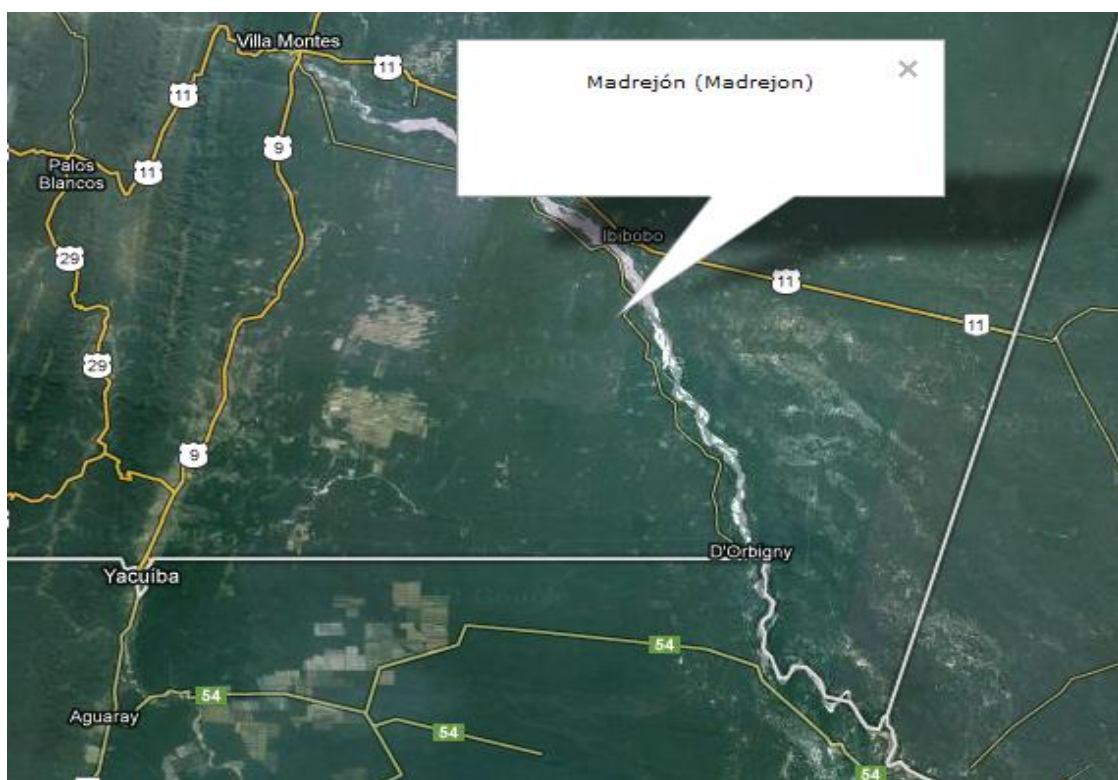


Gráfico 3-1 Ubicación Población Madrejónes 1¹

3.2.2. Microlocalización

La microlocalización es la selección y determinación precisa de las áreas y terrenos en que se instalará y operará la planta optimizando los servicios. (Ramírez, R. (1994)).

Los estudios para la microlocalización de la zona elegida para el proyecto de la Planta de Separación de Líquidos de Gran Chaco (extracción de etano), se basaron en la

¹Fuente: Google Earth (2012)

proximidad que se tiene entre la planta y los ductos de alimentación del gas, como el G.I.J.A. para que se pueda exportar el gas seco.

Otros aspectos que se tomo en cuenta en la microlocalización son la disponibilidad de agua potable e industrial, estudios ambientales previos y la estimación preliminar del costo de los ductos. Las características del terreno, como la topografía de planta, track point del ducto.

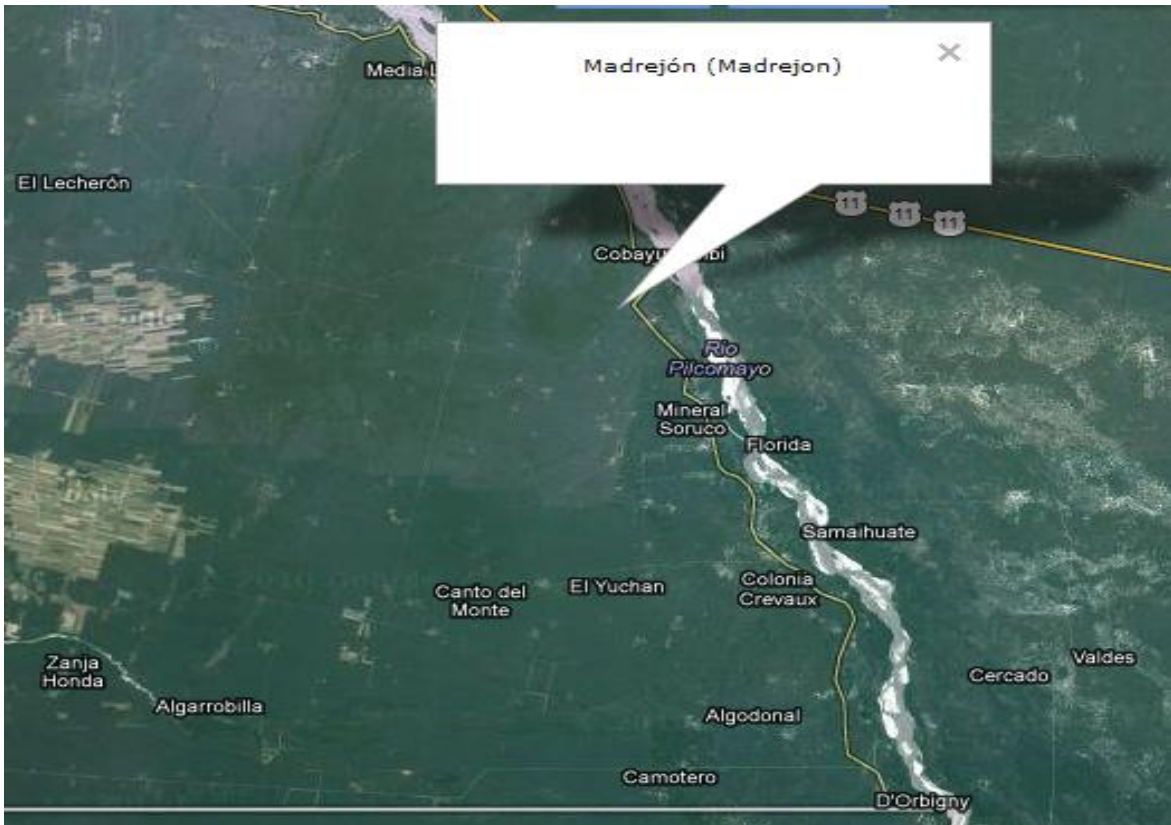


Gráfico 3-2 Ubicación Población Madrejón 2²

3.2.2. 1. Factores Cualitativos

3.2. 2.1. 1. Materia Prima

La fuente de materia prima constituye uno de los factores más importantes del proyecto para la selección del lugar donde se construirá la planta. Para cumplir con las condiciones del gas residual y de la producción estimada de etano por día por parte de la planta de etileno, el proceso consume grandes volúmenes de Gas Natural reduciendo

² Fuente: Google Earth (2012)

considerablemente los gastos de transporte y almacenaje ubicando el proyecto cerca de una fuente de materia prima.

Por esta razón la ubicación de la planta se encuentra próxima de las tres fuentes de materia prima que son los campos: Margarita, San Antonio y San Alberto, esto se puede apreciar en el gráfico 3-3.



Mapa 3-3 Planta de Extracción de Etano según las fuentes de GN³

3.2. 2.1. 2. Potencia y Combustibles

En la mayoría de las plantas industriales, las necesidades de potencia y de vapor son muy importantes y generalmente se necesita de combustible para producirlos. (Ramírez, R. (1994)).

La Planta de Separación de Líquidos como la Planta de Etileno y Polietileno de Gran Chaco cuentan con una planta Termoeléctrica que proporciona toda la potencia necesaria. El combustible a ser utilizado en la planta es el gas residual que sale del proceso.

3.2. 2.1. 3. Existencia del Producto

A nivel nacional no existen plantas de extracción comercial de etano a partir de Gas Natural, por lo cual este es un proyecto que trata de aprovechar los beneficios que se puede obtener del Etano.

³ Fuente: Estrategia Boliviana de Hidrocarburos (2008)

3.2. 2.1. 4. Accesibilidad

Por parte de la accesibilidad a la materia prima será provista por los pozos cercanos a la zona (la mayoría del GN que utilizará esta planta será del campo Margarita; bloque Caipipendi).

Las vías de acceso a las áreas potenciales de la Planta Gran Chaco (PGCH) ofrecen buenas condiciones de transitabilidad para camiones de gran tonelaje, dado que por estos caminos se moviliza todo el equipo pesado necesario para la actividad petrolera de la zona.(Proyecto Planta de Separación de Líquidos de Gran Chaco. (2012)). Que facilitara la distribución del producto final proveniente de la Planta de Etileno y Polietileno de Gran Chaco.

3.2. 2.1. 5. Disponibilidad del Terreno

Debido a que existirá una planta de separación de líquidos que se estima estará instalada para el año 2014, habrá la disponibilidad de un terreno adecuado para la planta de extracción de etano.

3.2. 2.1. 6. Servicios

Se debe hacer notar que las plantas de hidrocarburos generan sus propios servicios básicos. La electricidad es proporcionada por las termoeléctricas que se instalan en las mismas plantas, mientras que el caso de agua se consigue por medio de perforaciones (norias).

El servicio de agua de la planta constara de dos tipos agua potable y agua no tratada. El primer tipo tiene el fin de uso diario para la planta. Y el segundo tipo se destinara para el uso de seguridad en caso de incendios entre otros.

La generación de energía eléctrica será propia a través de turbinas a gas natural.

3.2. 2.1. 7. Eliminación de Efluentes

En estos últimos años, los métodos para la eliminación de los efluentes o residuos industriales han sido objeto de muchas leyes restrictivas. El lugar elegido de la planta tiene una capacidad adecuada para la eliminación correcta de los mismos.

La eliminación de los efluentes de la planta será por medio de dilución en la tierra y más que todo por dispersión en el aire. Considerando los niveles de tolerancia para los métodos de eliminación de efluentes.

También se contara con un sistema de evacuación de aguas residuales.

3.3. FACTORES DETERMINANTES

Los factores determinantes para la localización son la disponibilidad de materia prima, insumos y la distribución del producto final.

El factor más importante para el proyecto es la disponibilidad de la materia prima debido a que esta planta llegaría a consumir 980 MMpcd de gas natural para poder extraer el etano requerido.

Es factor determinante la accesibilidad a la planta para suministro, transporte y distribución de la materia prima y del producto por gasoductos. Existencia de una red de gasoductos cercana, (G.I.J.A) de mayor capacidad.

Debido a que la localización que se eligió cumple con estos factores se considera la misma como óptima para llevar a cabo el proyecto. Esta parte del proyecto se basa en el estudio que realizó Yacimientos Petrolíferos Fiscales Bolivianos (YPFB) para la localización de los proyectos de separación de líquidos y de etileno y polietilenos.

CAPÍTULO IV

INGENIERÍA DEL PROYECTO

4.1. CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS DE LAS MATERIAS PRIMAS Y PRODUCTOS

4.1.1. Materia Prima

En el primer capítulo se mencionó que el etano es producto de la extracción de dos materias primas; el gas natural y el petróleo.

La materia prima para el proyecto es el gas natural proveniente de la Planta de Separación de Líquidos de Gran Chaco, por lo cual las características técnicas que se presentarán a continuación serán del gas natural como materia prima para obtener etano.

El gas natural es una mezcla de hidrocarburos livianos los cuales están acompañados por compuestos no-hidrocarbonados. El gas natural no asociado es encontrado en reservorios que no contienen petróleo (yacimientos de gas seco). El gas asociado, por el otro lado, está en contacto con y/o disuelto en petróleo y es coproducido con este. El principal componente del gas natural es el metano. Los hidrocarburos parafínicos con mayor peso molecular (C_2-C_7) se encuentran presentes en mayor cantidad con el gas natural asociado, y sus proporciones varían considerablemente de un campo a otro. (Matar, S. (1994)).

El gas pobre normalmente contiene una alta composición de metano, mientras que el del gas rico, contiene una mayor composición de hidrocarburos pesados. (Palacio, R. (1995)).

En el caso de la planta Gran Chaco trabajará con un gas pobre, el cual tiene una mayor proporción de hidrocarburos livianos, lo cual es una ventaja porque la composición de etano que este gas contiene es relativamente alta.

Tabla IV-1

Composición de Gas Pobre Planta Gran Chaco¹
(Gas Natural de Exportación a Argentina)

COMPONENTE	PORCENTAJE (%)
N ₂	0,519
CO ₂	1,978
C ₁	88,872
C ₂	5,621
C ₃	1,920
iC ₄	0,340
nC ₄	0,423
iC ₅	0,141
nC ₅	0,086
C ₆	0,100
C ₇₊	-
TOTAL	100,00

En la tabla IV-1 se puede observar que el gas seco que sale de la Planta de Separación de Líquidos de Gran Chaco tiene una composición de etano relativamente alta (0,05621 moles), que permite que se pueda extraer etano.

Los componentes no- hidrocarbonados en el gas natural varían apreciablemente de un campo de gas a otro. Unos de estos compuestos son ácidos débiles, como el ácido sulfhídrico y el dióxido de carbono. Otros son inertes, como el nitrógeno, el helio y el argón. Algunos reservorios de gas natural contienen mucho helio para la producción comercial. (Matar, S. (1994)).

Los hidrocarburos pesados presentes en el gas natural son importantes combustibles como materia prima para la petroquímica y son normalmente recuperados como líquidos del gas natural. Como por ejemplo, el etano que puede ser separado para ser usado como materia prima para la corriente de craqueo para la producción de etileno. El propano y el butano son removidos del gas natural y vendido como gas licuado de petróleo (GLP) también son materia prima para la petroquímica. (Matar, S. (1994)).

¹ **Fuente:** Yacimientos Fiscales Bolivianos (2011)

4.1.1.1. Propiedades del Gas Natural

El gas natural es incoloro, inodoro, no tiene forma definida, y es más liviano que el aire (Propiedades GN Ver Anexo 5). El gas natural después de un apropiado tratamiento para la reducción de la acides del gas, deshidratación, separación de inertes y de los hidrocarburos y el ajuste del punto de rocío es vendido con los límites prescritos de presión, poder calorífico, y probablemente el índice de Wobbe. (Mokhatab, S. (2006)).

Una importante propiedad del gas natural es su poder calorífico. Relativamente grandes cantidades de nitrógeno y/o dióxido de carbono reduce el poder calorífico del gas. El metano en estado puro tiene un poder calorífico de 1,009 Btu/ft³. Este valor es reducido si el gas contiene un porcentaje significativo de N₂ y CO₂. (El poder calorífico del nitrógeno y el dióxido de carbono es cero). (Mokhatab, S. (2006)).

Por otro lado, el poder calorífico del gas natural puede exceder el del metano debido a la presencia de hidrocarburos con un peso molecular mayor, los cuales tienen poderes caloríficos mayores (ver Tabla IV-2).

El gas natural es normalmente vendido de acuerdo a su poder calorífico.

Tabla IV-2

Poder Calorífico del Metano e Hidrocarburos Pesados Presentes en el Gas Natural

Hidrocarburo	Fórmula	Poder Calorífico (Btu/ft³)
Metano	CH ₄	1.009
Etano	C ₂ H ₆	1.800
Propano	C ₃ H ₈	2.300
Isobutano	C ₄ H ₁₀	3.253
n_Butano	C ₄ H ₁₀	3.262
Isopentano	C ₅ H ₁₂	4.000
n_Pentano	C ₅ H ₁₂	4.010
n_Hexano	C ₆ H ₁₄	4.750
n_Heptano	C ₇ H ₁₆	5.502

Fuente: Chemistry of Petrochemical Process (2000)

4.1.2. Producto

El producto que se obtendrá a partir del gas natural de la Planta de Separación de Líquidos de Gran Chaco es el etano.

El etano es un hidrocarburo saturado de fórmula C₂H₆ de gravedad específica 1,048 y se encuentra en los gases que desprenden ciertos pozos de petróleo. Es un gas incoloro, inodoro, ligeramente más denso que el aire, relativamente inactivo químicamente, poco soluble en agua, bastante soluble en alcohol, que condensa a -88°C. Es el segundo

miembro de los alcanos y es removido de los líquidos del gas natural. (Matar, S. (1994)).

Cuando el etano se quema con aire en exceso, produce dióxido de carbono y agua con un poder calorífico de 1,800 Btu/ft³ (aproximadamente el doble que es producido por el metano). (Matar, S. (1994)).

Es un hidrocarburo parafínico intermedio importante para la producción de las olefinas. Al desdoblarse por la acción del calor, o al quemarse incompletamente, puede dar nacimiento a dos hidrocarburos no saturados: el etileno y el acetileno. (Matar, S. (1994)).

Su principal uso es como materia prima en los complejos petroquímicos, para la producción de etileno. También es usado como refrigerante, combustible y en síntesis orgánicas (Propiedades Físicas del Etano Anexo 5). (Matar, S. (1994)).

4.2. DESCRIPCIÓN DE LOS PROCESO EXISTENTES PARA LA ELABORACIÓN DEL PRODUCTO

Los procesos de extracción de etano pueden clasificarse en dos grandes grupos: procesos con una baja recuperación de etano y procesos con alta recuperación de etano. Aparte de estos procesos otro proceso convencional para obtener etano es por medio del fraccionamiento del gas natural rico.

Tabla IV-3

Opciones de Proceso Extracción de Etano del GN

Sistema de procesamiento	Componentes removidos	Recobro aproximado
Absorción		
- Aceite Pobre a -18°C	Etano	15
- Aceite Pobre a -43°C	Etano	60
Turbo Expansión	Etano	50-90
	Etano/Propano	98
- Proceso Reflujo de Residuo Frio	Etano/Propano	70-90
- Proceso de Gas Subenfriado	Metano/Etano	90-99
- Proceso de RSV	Propano/Etano	88-90
- Proceso SFR		

Fuente: Elaboración Propia (2012)

Estos procesos pueden tener una alta recuperación de etano (80-99%) como también puede tener una baja recuperación de etano (10-60%)

4.2. 1. Baja Recuperación de Etano

4.2.1.1. Refrigeración por expansión o refrigeración externa

Una regla general para la recuperación de etano es que esta crece cuando la composición del compuesto en el gas es mayor. Esto se asume por que el etano contenido en el vapor en el tope de la columna viene dado por la composición de la alimentación, como también por la temperatura y presión del gas alimentado.

A presión y temperatura constante, la concentración de etano en el líquido decrece con el crecimiento de la fracción de C_3^+ , lo cual hace bajar la concentración de etano en el vapor y, de este modo, decrece el porcentaje de etano recuperado.

El diagrama 4-1 muestra un uso común del proceso de refrigeración directa que emplea el reciclo desde la columna de fraccionamiento para poder de esta forma maximizar la recuperación de líquidos. El gas de entrada es inicialmente enfriado con el gas residual y el líquido frío que proviene del separador de frío antes de ir al Chiller para luego ir al separador. El vapor que sale del separador es el gas de venta, y el líquido que sale por el fondo del separador va a la columna de fraccionamiento para separar los productos líquidos.

La columna opera a una presión baja de la que trabaja el separador de frío. La corriente que recircula debe ser recomprimida.

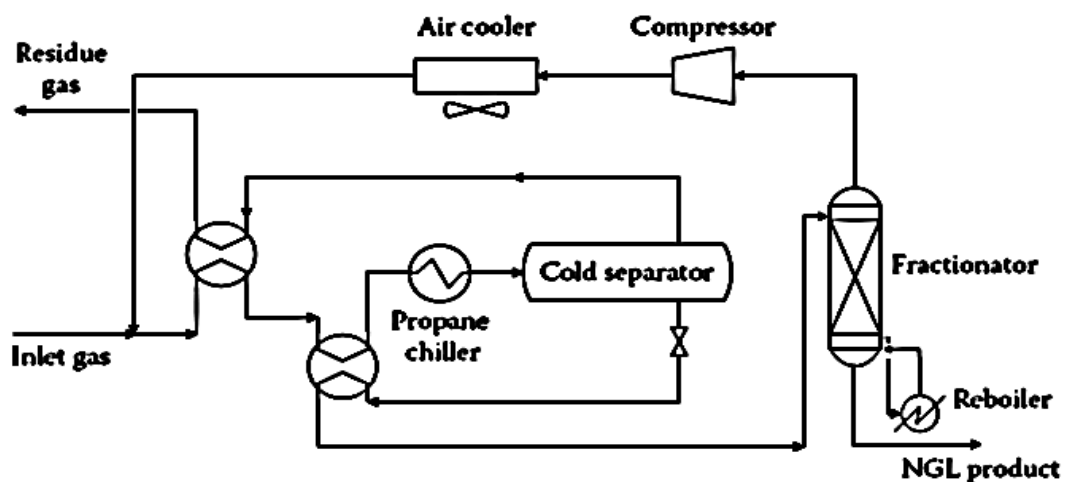


Diagrama 4-1 Proceso de refrigeración directa para la parcial recuperación C_2^{+2}

²Fuente: Fundamentals of Natural Gas Processing (2006)

Debido a que esta unidad solo se enfría por medio de una refrigeración externa con propano, la menor temperatura que la alimentación puede entrar al separador de frío es de por lo menos -37°C .

A no ser que la alimentación tiene un elevado GPM, la recuperación de etano crecerá a un 60%. GPM se conoce con el nombre de "Riqueza de un Gas". Se define como el número de galones de líquido que se puede obtenerse de diez pies cúbicos normales de Gas Natural. Se expresa generalmente con las letras GPM. Es un factor muy usado y conocido principalmente en los problemas relacionados con plantas de extracción de líquido de gas natural. Debido que solo el propano y compuestos más pesados, pueden en la práctica recuperarse como líquidos, el Metano y Etano no se consideran al calcular el contenido de líquido, del Gas Natural.

A mayor presión del gas de alimentación, y reemplazando el sistema de propano por un expansor podría ser una buena opción para la recuperación de etano. Sin embargo, la compresión a la entrada podría ser necesaria para obtener la temperatura que se requiere para obtener una significativa recuperación. En este caso se usa los procesos J-T (Joule-Thompson) y turboexpansores. (Kidnay, A. (2006)).

Crum (1981) señaló situaciones en las que el sistema J-T es preferible al turboexpansor, las cuales son:

- ✓ **Bajas cantidades de gas.** El sistema J-T es más viable económicamente a bajas cantidades de gas. Crum propuso que por debajo de $300 \text{ MMm}^3/\text{d}$, el turboexpansor ofrece bajas ventajas económicas y también pierde eficiencia por debajo de los $150 \text{ MMm}^3/\text{d}$.
- ✓ **Baja recuperación de etano.** Para recuperaciones de etano que oscila entre el 10-30%, el sistema J-T podría ser suficiente.
- ✓ **Flujos variables.** J-T es insensible a los flujos variables, mientras que el sistema turboexpansor pierde eficiencia.

Crum también menciona que las plantas J-T son más simples que las plantas que usan turboexpansor, debido a que las plantas J-T no necesitan un sistema de lubricación. La Engineering Data Book (2004) sugiere que el uso de J-T expansión para una limitada recuperación de etano requiere una presión de entrada de por lo menos 70 bar.

4.2.1.2. Absorción con Aceite Pobre

Antiguamente las plantas de procesamiento de gas utilizaban el proceso de absorción con aceite pobre para recuperar los líquidos del gas natural (Cannon, (1993)), y el proceso sigue siendo utilizado en 70 plantas de gas alrededor del mundo.

Para mejorar la recuperación, las modernas plantas usan la refrigeración externa para enfriar el gas de alimentación y el aceite pobre. El diagrama 4-2 muestra un esquema representativo de un sistema de refrigeración con propano y aceite pobre. El proceso envuelve tres pasos:

- ✓ **Absorción** Un absorbedor pone en contacto el aceite pobre con la corriente de gas para así poder absorber C_2^+ .
- ✓ **Estabilización** El aceite rico demetanzador (ROD) separa metano y los componentes más livianos del aceite rico.
- ✓ **Separación** Se separa los componentes líquidos como productos del aceite rico, y el aceite pobre retorna al absorbedor.

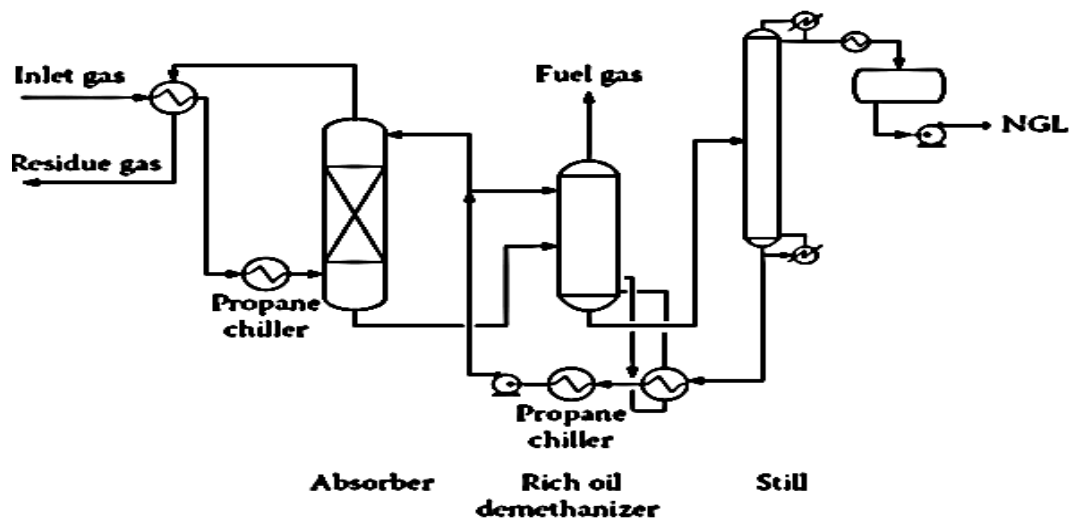


Diagrama 4-2 Proceso de Absorción con aceite pobre³

Si no se trabaja con refrigeración, y se asume que el absorbedor trabaja a una temperatura de 38°C, alrededor de un 75% de butanos y esencialmente todo el C_5^+ son removidos. Usando un flujo mayor de los solventes puede hacer posible la recuperación de un 50% de etano y esencialmente todo el propano y los compuestos pesados. Con la refrigeración con propano, se recupera un 97% de propano y la recuperación de etano está por encima del 50%. La refrigeración del gas de entrada y el aceite pobre, son la clave para que el sistema de aceite pobre trabaje eficientemente.

³Fuente: Fundamentals of Natural Gas Processing (2006)

Una ventaja de la absorción con aceite pobre es que existe una pequeña caída de la presión en el absorbedor. (Kidnay, A. (2006)).

4.2.1.3. Proceso de Aprovechamiento de Gas Recirculado en el Tope de la Torre (IOR)

Los principales equipos del proceso de Aprovechamiento de Gas Recirculado en el Tope de la Torre (IOR), por sus siglas en inglés Improved Overhead Recycle, son la columna de absorción y la deetanizadora. Este es un proceso más específico que el que se describió anteriormente el cual es un poco más general.

El líquido producido en la parte superior de la torre absorbidora, es inyectado a la deetanizadora como su corriente de tope para rectificar los vapores que fluyen hacia arriba en dicha torre, mientras que el líquido del pie de la torre absorbidora es parcialmente vaporizado para enfriar la corriente de gas de entrada al proceso, reduciendo la carga de enfriamiento de la planta y la carga en el reboiler de la deetanizadora. Este proceso puede operar entre una eficiencia aproximada del 40 % de recuperación de etano y el rechazo total. (Recuperación de Licuables del Gas Natural I (2010)).

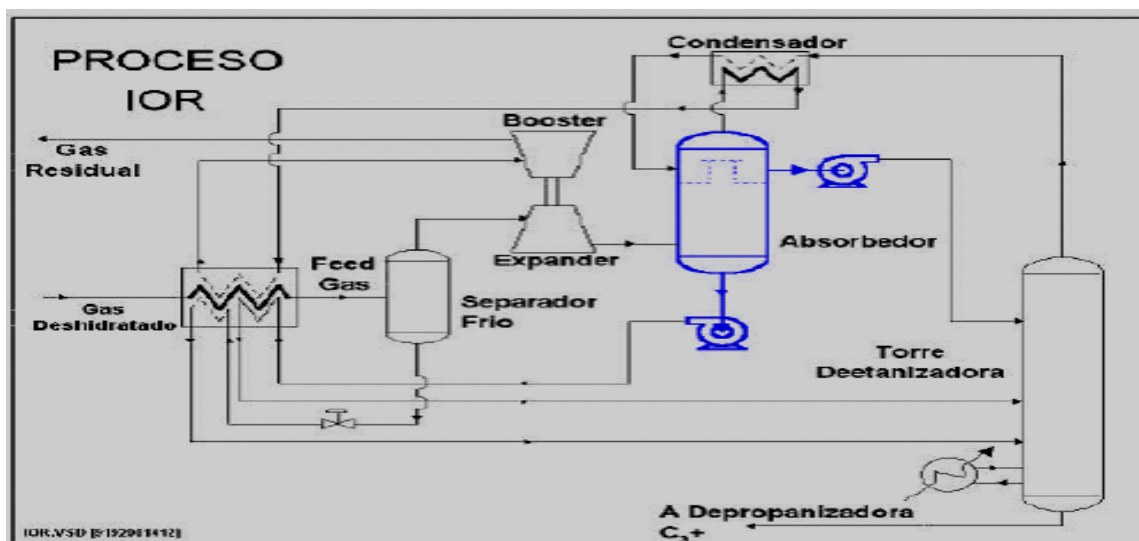


Diagrama 4-3 Proceso de Aprovechamiento de Gas Recirculado en el Tope de la Torre (IOR)⁴

4.2. 2. Alta Recuperación de Etano

Los procesos anteriormente descritos tienen una limitada recuperación de etano. Para obtener 80 al 90% o más de etano recuperado se requiere temperaturas muy por debajo

⁴Fuente: (Recuperación de Licuables del Gas Natural I (2010))

de las que se utiliza en el proceso de refrigeración con propano. En principio, el proceso de refrigeración directa puede usar refrigeración de propano en cascada con etano o etileno o por medio de una mezcla de refrigerantes que contiene metano, etano y propano.

No importa que opción es usada, para obtener grandes cantidades de etano recuperado a partir de las corrientes de alimentación de baja presión de entrada, se requiere una importante compresión, ya sea de la corriente de alimentación, el refrigerante o ambos.

Con una alta recuperación de la fracción de etano, deben ser consideradas las especificaciones del gas de venta.

4.2.2.1. Proceso Turboexpansor

El diagrama 4-4 muestra un esquema simplificado de una planta de expansión convencional. La cual consiste de un intercambiador de calor gas-gas con cinco corrientes que entran a diferentes temperaturas, un separador de frío, un turboexpansor, y un demetanizador. Aunque el flujo que se muestra esta esquemáticamente simplificado, en la practica la mayoría de los actuales diseños remplazan el intercambiador individual por una combinación más compleja y eficiente de intercambiadores.

El gas de entrada realiza varias pasadas por el intercambiador antes de ir al separador de frío, donde el vapor se expande a través del turboexpansor. El líquido que sale del separador de frío es flasheado a través de una válvula J-T y es alimentado al medio del demetanizador.

El gas que entra proporciona calor al reboiler en el fondo de la columna, y después es enfriado en el tope de la columna. Una válvula J-T siempre está instalada paralelamente del turboexpansor. Esta configuración ayuda en las operaciones de puesta en marcha y en el manejo del flujo de gas en exceso. Esto también se utiliza si la turboexpansor presenta problemas de funcionamiento.

El máximo etano recuperado con la configuración convencional es alrededor de 80%. Además, el separador de frío puede estar cerca de la temperatura y presión crítica de la mezcla, la cual puede hacer la inestabilidad del proceso.

El dióxido de carbono en la congelación también puede ser un problema. La mejora de la recuperación de C_2^+ requiere una reducción de las pérdidas de etano en el tope del demetanzador mediante la adición de reflujo. (Kidnay, A. (2006)).

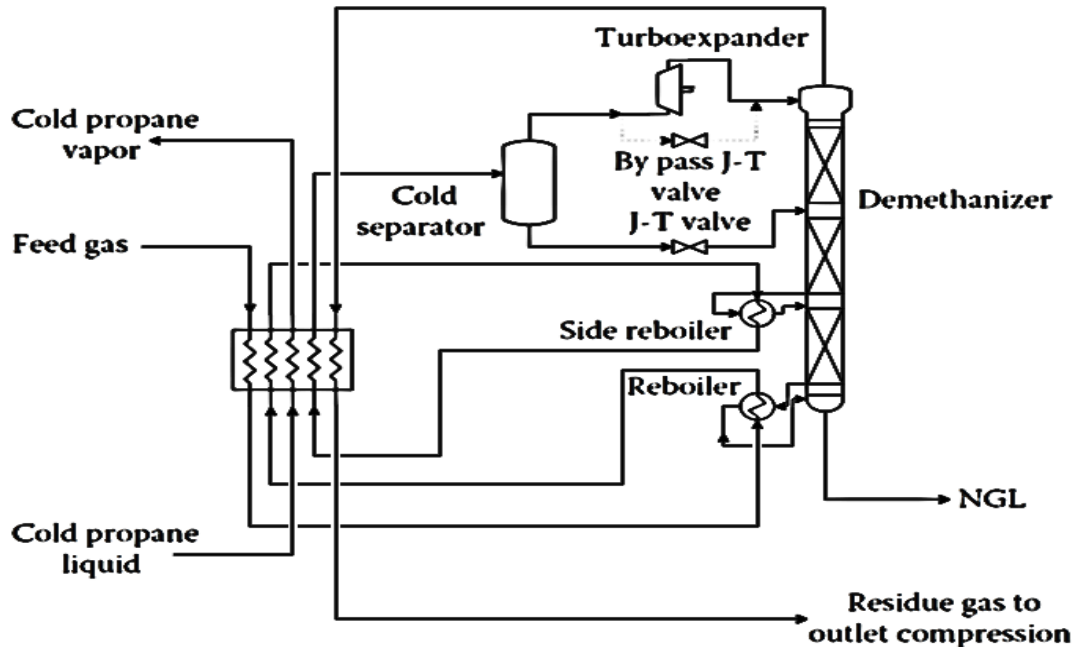


Diagrama 4-4 Esquema del proceso convencional turboexpansor sin la recirculación al demetanzador⁵

4.2.2.2. Proceso Reflujo de Residuo Frío (CRR)

El libro Engineering Data (2004) plantea una configuración, que pueden proporcionar una recuperación hasta un 98%, este proceso es llamado el proceso Cold Residue Reflux (CRR), el cual se muestra en el diagrama 4-5, el cual da la máxima recuperación de etano en lo que respecta a los requisitos de la compresión de todos los procesos que se usa comúnmente. Tiene la ventaja que puede rechazar etano y aun maximizar la recuperación de propano.

En esta variación, el separador de frío funciona a una mayor temperatura para evitar el problema del punto crítico. El vapor del separador de frío se divide en dos corrientes. Una parte va al turboexpansor y el resto va a través de los dos intercambiadores de calor, donde se condensa para proporcionar el reflujo a la columna. Además, parte de la sobrecarga es comprimida y enfriada para proporcionar reflujo adicional. (Kidnay, A. (2006)).

⁵Fuente: Fundamentals of Natural Gas Processing (2006)

eficiencia en la recuperación de propano se verá afectada debido a las elevadas concentraciones de propano presentes en el tope de la torre. (Recuperación de Licuables del Gas Natural I (2010)).

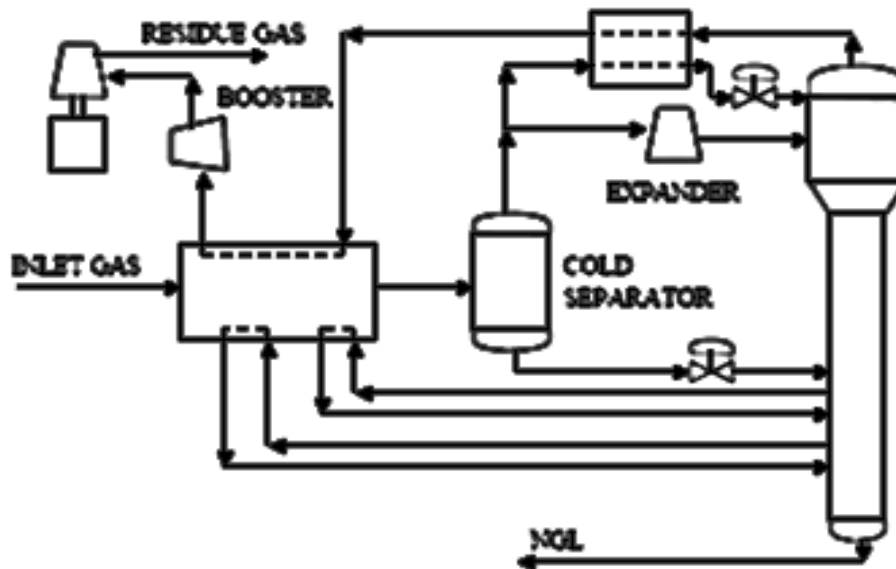


Diagrama 4-6 Proceso ORTLOFF Gas Subenfriado⁷

4.2.2.4. Proceso Recirculación de Vapor Fraccionado (RSV)

El proceso Recycle Split Vapor (RSV) es una mejora del proceso de gas subenfriado (GSP) de Ortloff's. El proceso RSV puede proporcionar una ultra-alta recuperación de etano o propano de la corriente de gas natural. También sirve para recuperar una sola parte de etano.

El diseño del proceso RSV incorpora la adición de una pequeña corriente de reflujo generado por los residuos de gas que se utiliza como complemento a la corriente de reflujo de costumbre. Una sección adicional de rectificación se instala por encima de la parte superior típica de alimentación del proceso GSP. El residuo líquido es alimentado como reflujo a la parte superior de esta nueva sección. La sección inferior de la torre ofrece la recuperación del producto líquido deseado, mientras que la parte superior ofrece el "polishing". (Kidnay, A. (2006)).

Este proceso es muy flexible ya que se puede operar para recuperar etano o para rechazar etano. Esta flexibilidad permite que se maximice los beneficios de las plantas basadas en la economía del etano.

⁷Fuente: (Recuperación de Licuables del Gas Natural I (2010)).

Este proceso permite obtener recuperaciones de etano del orden del 99% mediante la utilización de una corriente de reflujo de gas residual cuya composición es esencialmente metano.

En el modo de recuperación de etano se debe tener en cuenta los niveles de recuperación de etano, debido a que las condiciones operativas de la sección criogénica son tales que la presencia de CO₂ representa limitaciones a dicha recuperación ya que al descender la temperatura se corren riesgos de formación de sólidos de CO₂ en la columna demetanzadora de la sección criogénica que imposibilitara la operación normal. (Proyecto Planta de Separación de Líquidos de Gran Chaco. (2012)).

4.2.2.5. Proceso Reflujo de Flujo Fraccionado (SFR)

En el proceso Split-Flow Reflux (SFR) la corriente de vapor fraccionado (split-vapor) flasheada es usada para enfriar la corriente de salida de tope de la torre deetanizadora, antes de alimentarla a un punto intermedio de la misma.

El líquido condensado de la corriente de salida del tope de la torre, es separado y retornado a la parte superior de la misma como reflujo. El SFR puede operar entre un 88 % de recuperación de etano hasta el rechazo total del mismo, tiene una eficiencia de recuperación alta.

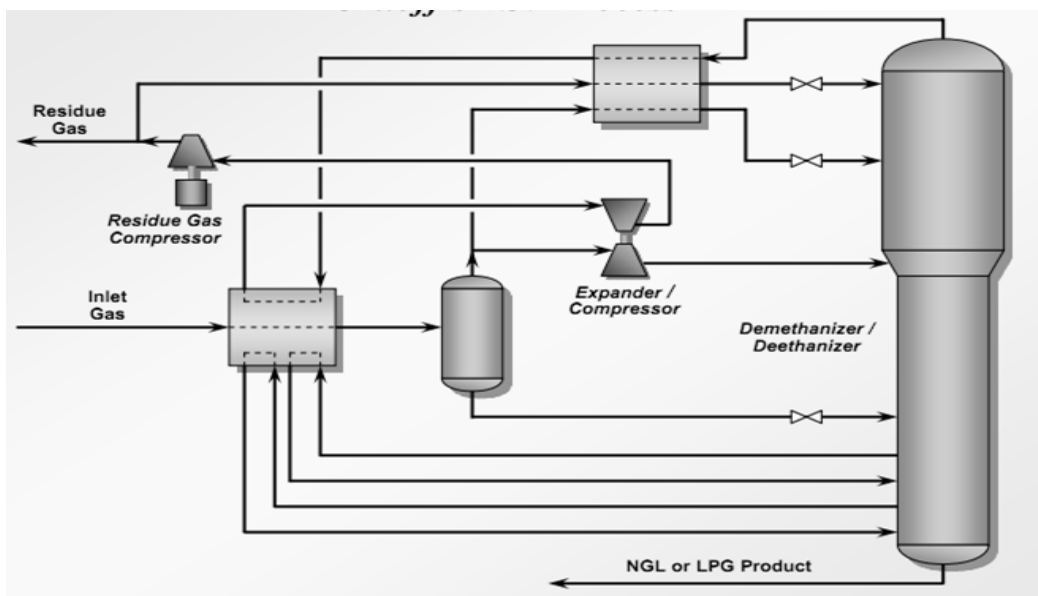


Diagrama 4-7 Proceso ORTLOFF Recirculación de Vapor Fraccionado⁸

⁸ Fuente: www.ortloff.com/files/RSV.pdf

4.2. 3. Fraccionamiento de los Líquidos del Gas Natural

En general, y en las plantas de gas en particular, las plantas de fraccionamiento tienen los siguientes objetivos:

1. La producción de productos específicos.
2. El control de la composición en productos de valor.

En cuanto a las tareas de diseño de sistemas de plantas de fraccionamiento tiene como objetivos:

1. Conocimientos fundamentales sobre el proceso o procesos seleccionados para llevar a cabo la separación.
2. Directrices sobre el orden de la separación. (Kidnay, A. (2006)).

4.2.3.1. Fundamentos de la Destilación

Para que la separación se lleve a cabo, por medio de la destilación, la selección de una propiedad química o física explotable es muy importante.

Los factores que influyen en esto son:

1. La propiedad física por sí misma.
2. La magnitud de la diferencia de la propiedad (Volatilidad, Punto de Ebullición, Peso Molecular).
3. El caudal de material que se va a destilar.
4. Las propiedades relativas de los diferentes compuestos.
5. El comportamiento químico del compuesto durante la destilación.

Con el fin de separar una mezcla de GLP, por ejemplo propano, además, como un producto de fondo, entonces debe haber una diferencia en el punto de ebullición entre el producto del tope (etano) y el producto de la parte inferior. Esta diferencia indica el grado de dificultad de la separación. (Kidnay, A. (2006)).

Los compuestos del gas natural tienen los siguientes puntos de ebullición:

Tabla IV-4
Punto de Ebullición por Compuesto

Componente	Punto de Ebullición (°C)
Metano	-161,6
Etano	-88
Propano	-42
Isobutano	-12
N-Butano	-0.55
Pentano ⁺	28-121

Fuente: Fundamentals of Natural Gas Processing (2006)

4.2.3.2. Principio de la Destilación

Cuando la mezcla no es de dos componentes sino multicomponente. La separación se selecciona entre dos componentes denominados claves, por ejemplo etano y propano.

Se aplica calor hasta que todo el etano y livianos se vaporizan, mientras que a la presión y temperatura de operación, del propano y los compuestos más pesados permanecen en la fase líquida.

Entre mayor sea la diferencia en volatilidad de los dos compuestos claves seleccionados, más fácilmente se efectuara la separación. Por lo tanto, en el proceso de destilación se requiere que exista una diferencia en los puntos de ebullición a la presión de operación, y que los compuestos sean estables térmicamente para que no se descompongan.

El componente más pesado que se vaporiza se denomina “componente clave liviano” y el componente más liviano que se permanece en la fase líquida se denomina “componente clave pesado”.

En la destilación todos los cálculos se ejecutan usando etapas teóricas de equilibrio. Una columna de fraccionamiento puede ser considerada como una serie de equilibrios con flash con dos corrientes de alimento y dos de producto.

El vapor entra al flash desde la etapa inferior a alta temperatura y la corriente de líquido entra de la etapa superior a menor temperatura.

En esta etapa ocurre transferencia de calor y de masa de forma tal, que las corrientes que salen estén en el punto de burbuja del líquido y en el punto de rocío del vapor, a la misma temperatura y presión. Las composiciones de estas fases están relacionadas por la constante de equilibrio, (Martínez, M. (2011)) como se muestra en la siguiente fórmula:

$$y_i = K * x_i$$

La relación entre los balances de energía y de materia para cada etapa es la base para el diseño de toda la torre de fraccionamiento.

Dos consideraciones importantes que afectan el tamaño y el costo de una columna de fraccionamiento son el grado de separación y la volatilidad de los componentes.

El grado de separación o grado de pureza de un producto tiene un impacto directo sobre el tamaño de la columna y el requerimiento de servicios. Alta pureza requiere más platos, más reflujo, mayor diámetro y/o reducida cantidad de producto. Una medida que cuantifica la dificultad para la separación es el factor de separación (Martínez, M. (2011)), definido como:

$$SF = \frac{\left(\frac{C_A}{C_B}\right)_{\text{producto del tope}}}{\left(\frac{C_A}{C_B}\right)_{\text{producto del fondo}}}$$

Donde C es la concentración. Un valor alto de SF significa una mayor separación.

Como un proceso de separación de equilibrio, el SF debería ser mucho mayor que la unidad de etano a concentrarse en la parte superior.

Una difícil separación implica lo siguiente:

1. Mayor número de bandejas de destilación, que afecta el tamaño de la columna.
2. Mayor relación de reflujo, lo que influye en el tamaño de la bomba.
3. Un rehervidor adicional, que influye en el tamaño del calderín y el consumo de energía.

La volatilidad de los componentes solamente se expresa como volatilidad relativa α . Esta variable está definida como la relación de las constantes de equilibrio de los compuestos claves livianos y pesados. (Martínez, M. (2011)).

$$\alpha = \frac{K_{LK}}{K_{HK}}$$

Para sistemas de hidrocarburos de dos fases, compuestos que están en una fase estarán también presentes en la otra fase, en proporción al valor de su constante de equilibrio K. Por lo tanto, es necesario tener muchas etapas de equilibrio gas/liquido, para provocar una concentración gradual de los componentes livianos en la fase gaseosa, y los compuestos pesados en la fase líquida.

La separación es fácil si la volatilidad relativa de los compuestos clave liviano y clave pesado es substancialmente mayor que uno. Los componentes más livianos (producto de encima), se separan de los más pesados (producto de fondo).

La altura de la columna, número de platos o altura de empaque, depende de la volatilidad relativa. Entre más baja sea la volatilidad relativa, la altura de la torre será mayor.

El calor se introduce al rehervidor para producir los vapores de despojo. El vapor sube a través de la columna contactando el líquido que desciende. El vapor que sale por la cima de la columna entra al condensador donde se remueve calor por medio de algún medio de enfriamiento.

El líquido se retorna a la columna como reflujo para limitar las pérdidas de componente pesado por la cima.

Internamente en los platos o empaques se promueve el contacto entre el líquido y el vapor en la columna. Un íntimo contacto entre el vapor y el líquido se requiere para que la separación sea eficiente. El vapor que entra a una etapa de separación se enfría con lo cual ocurre un poco de condensación de los componentes pesados.

La fase líquida se calienta resultando una vaporización de los componentes livianos. De esta forma, los componentes pesados se van concentrando en la fase líquida hasta volverse producto de fondo. La fase de vapor continuamente se enriquece con componente liviano hasta volverse producto de cima. El vapor que sale por encima de la columna puede ser totalmente o parcialmente condensado. En un condensador total, todo vapor que entra sale como líquido, y el reflujo retorna a la columna con la misma composición que el producto de cima destilado. (Martínez, M. (2011)).

4.2.3.3. Torre de Fraccionamiento

Las torres de fraccionamiento son cilindros verticales, altos y de gran diámetro, que suelen configurar el entorno de una refinería. Las torres están organizadas para sacarle al petróleo los diferentes componentes, desde los más livianos hasta los más pesados. Cada una de las torres se encarga de retirarle una porción a la cadena de hidrocarburos. Al comienzo saldrán los más livianos y, progresivamente, los pesados; hasta llegar a los betunes pastosos que ya no aceptan mayores cortes.

Con el gas natural ocurre lo mismo, pero en este caso se trata de la separación de los

integrantes más livianos de la cadena de hidrocarburos.

El diseño de una torre comienza con la indagatoria a fondo del fluido que se va a procesar. Del conocimiento y de la seguridad que se tenga de la composición del gas natural que se debe llegar a la planta dependerá la filosofía que soporte todas y cada una de las decisiones. Una vez que se conozcan los diversos componentes que integran la muestra y se tenga garantizada la producción, se podrá iniciar el análisis del proceso. De allí la importancia que tiene, a los efectos de diseño, conocer a cabalidad la materia prima que alimentara a la torre.

La torre tiene una presión más o menos estable en toda su longitud. La única diferencia de presión que hay entre el tope y el fondo es debido al peso propio de los fluidos. En cambio la temperatura del tope es mucho más baja que la del fondo de la torre.

Cuando se trata de una columna fraccionadora, la parte liviana ira al tope de la torre mientras que la porción más pesada quedara en el fondo (Flujo de Vapor). (Martínez, M. (2011)).

4.2. 3.3. 1. Proceso de Destilación y Tipos de Fraccionamientos

La separación de los líquidos del gas natural requiere de diferentes modos de destilación como en otros métodos de separación.

El número y tipo de fraccionador requerido depende del número de productos a ser obtenidos y la composición de la alimentación. Los productos típicos son los líquidos del gas natural. Un resumen de los diferentes procesos de separación se muestra en la tabla IV-5.

El control de las variables es la clave del funcionamiento que garantiza la eficacia de los resultados de las operaciones de fraccionamiento:

1. Temperatura de la torre superior, que establece la cantidad de hidrocarburos en el producto del tope. Esto es controlado por la relación de reflujo. Para las columnas con condensadores totales, como depropanizadores y debutanizadores, todos los vapores son condensados para producir el producto del reflujo y el líquido. Por otro lado, el empleo de las columnas con condensadores parciales, tales como deetanizadores, el producto es producido en forma de vapor (etano).

2. Temperatura de la parte inferior del calderín, que establece la cantidad de hidrocarburos ligeros en el producto final. Ajustando la entrada de calor al calderín se puede controlar.
3. Presión de trabajo de la torre, que se fija por el tipo de medio de condensación (es decir, su temperatura). La calidad del producto no se ve afectada, en gran medida, al cambiar el funcionamiento de presión. (Kidnay, A. (2006)).

**Tabla IV-5
Diferentes Tipos de Fraccionamientos de Hidrocarburos⁹**

Tipo de Fraccionamiento	Alimentación	Producto del Tope	Producto del Fondo
Demetanizador	C ₁ /C ₂	Metano	Etano
Deetanizador	GLP	Etano	C ₃ ⁺
Depropanizador	Producto del fondo del deetanizador	Propano	C ₄ ⁺
Debutanizador	Producto del fondo del depropanizador	Butano (iso más n)	Gasolina natural
Deisobutanizador	Producto del tope del debutanizador	Isobutano	n_Butano

4.2. 3.3. 2. Propósito del Fraccionamiento

Cualquier planta de procesamiento de gas que produce líquidos del gas natural, requiere de al menos una fraccionadora para producir un líquido que cumpla con las especificaciones de venta. Por lo tanto, el propósito del fraccionamiento es de obtener de una mezcla de hidrocarburos líquidos, ciertas fracciones que como productos deben cumplir con especificaciones.

Para separar una corriente líquida de hidrocarburos en varias fracciones, se requiere una torre de destilación por fracción. De otra si lo que se quiere es estabilizar la corriente del hidrocarburo condensado recolectado en el separador de entrada de la planta, para recuperar las fracciones de pentano y más pesadas (C₅⁺), se utiliza una torre estabilizadora en la cual se separan las fracciones de pentanos y más pesados, los cuales salen por el fondo y las fracciones de butano y más livianos (C₄⁺), las cuales salen por cima.

El número total de columnas de destilación depende de la composición del alimento y del número de productos a ser recuperados. En un sistema en el cual se recupera etano, GLP (mezcla de C₃`s C₄`s) y el balance como C₅⁺, se requiere como un mínimo de tres columnas de destilación para las operaciones siguientes:

⁹ Fuente: Fundamentals of Natural Gas Processing (2006)

- Separar el metano de los hidrocarburos de dos y más carbonos.
- Separar el etano de los hidrocarburos de tres y más carbonos.
- Separar el GLP y los C₅⁺.

De un análisis generalizado para una mezcla de n componentes a ser separados en n productos utilizando n-1 torres, de tal análisis surgen las siguientes cuatro “reglas del dedo gordo”, con base principalmente en consideraciones de ahorro de energía y dificultad para la separación:

1. La secuencia directa de separa los compuestos uno a uno es la que más se favorece.
2. Se debe dar la prelación en la secuencia, a la separación que resulte en una división equimolar entre el producto de cima y el de fondo.
3. Componentes adyacentes cuya volatilidad relativa esta cercana a la unidad deben separarse sin presencia de otros componentes; por lo tanto, esta separación debe reservarse para la última torre en la secuencia.
4. La separación que exija una alta recuperación de las fracciones debe dejarse por ultimo en la secuencia. (Martínez, M. (2011)).

4.3. SELECCIÓN DEL PROCESO A DISEÑAR

Como se describió previamente existen muchos procesos para poder separar etano del Gas Natural, los cuales pueden tener mayor o menor eficiencia. Los procesos con los que se puede tener mayor recuperación de etano son los que interesan en el proyecto.

Tabla IV-6

Selección de los Proceso de Alta Recuperación de Etano

PROCESO	RAZÓN
Turboexpansor	Se recupera una gran proporción de Etano, además este proceso es conocido y empleado a nivel mundial.
Reflujo de Residuo Frío	Existe una alta recuperación de etano del 98%, pero este proceso también recupera propano y, el gas natural que se utilizara como materia prima será un gas seco que tiene una baja concentración de propano, no es necesaria la recuperación de propano en el proyecto.
Gas Subenfriado	Al igual que el proceso de Reflujo de Residuo Frío a parte de recuperar etano se recupera propano.
Recirculación de Vapor Fraccionado	Este proceso permite una alta recuperación de etano de aproximadamente un 99% mediante la utilización de una corriente de gas cuya composición es esencialmente metano, que es el caso de la materia prima que se utilizara. Además este proceso es muy flexible permitiendo maximizar los beneficios

	de las plantas basadas en la economía del etano.
Reflujo de Flujo Fraccionado	Es un proceso de alta recuperación de etano a partir de un 88%. Es utilizado para la recuperación de etano y superiores.

Fuente: Elaboración Propia (2012)

En la tabla IV-6 se detalló las razones por las cuales se eligió o no un proceso del otro. Por lo tanto la selección se resume en los procesos Turboexpansor y Recirculación de Vapor Fraccionado (RSV). Tomando en cuenta la cantidad de etano que se recupera, que deberá coincidir con la cantidad de etano diario que precisa la Planta de Etileno y Polietilenos de Gran Chaco de 2.800 t/d, por lo tanto se compara la eficiencia o rendimiento de recuperación de etano en cada proceso.

Otro punto que delimita la selección es el poder calorífico del gas de exportación que sale del proceso, esto para que el gas natural que sale cumpla con los estándares de exportación.

El gas de entrada en ambos casos tienen las mismas condiciones de presión (62 bares), temperatura (15°C), volumen (980 MMpcd) y composición (Ver tabla IV-1).

La parte de diseño y/o simulación de las dos alternativas se las realizó con el simulador de procesos HYSYS.

Los resultados que se obtuvieron en las simulaciones se resumen en la siguiente tabla, los datos que se presentan son de las corrientes de salida por el tope de la columna (gas natural de exportación) y por el fondo de la columna (gas natural con etano).

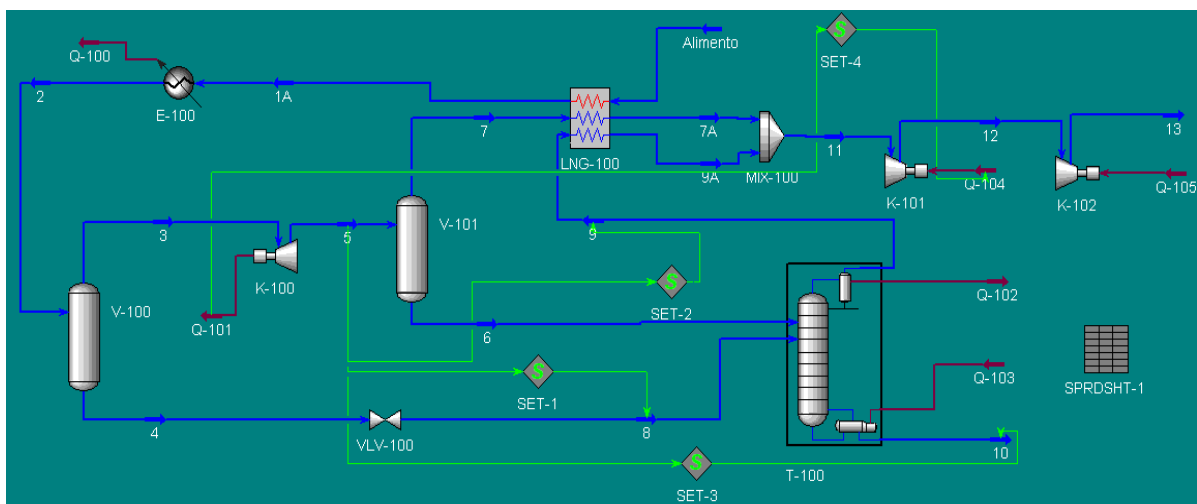


Fig. 4-1 Extracción de Etano por medio del Proceso de Turbo Expansión¹⁰

¹⁰ **Fuente:** Elaboración Propia (2012)

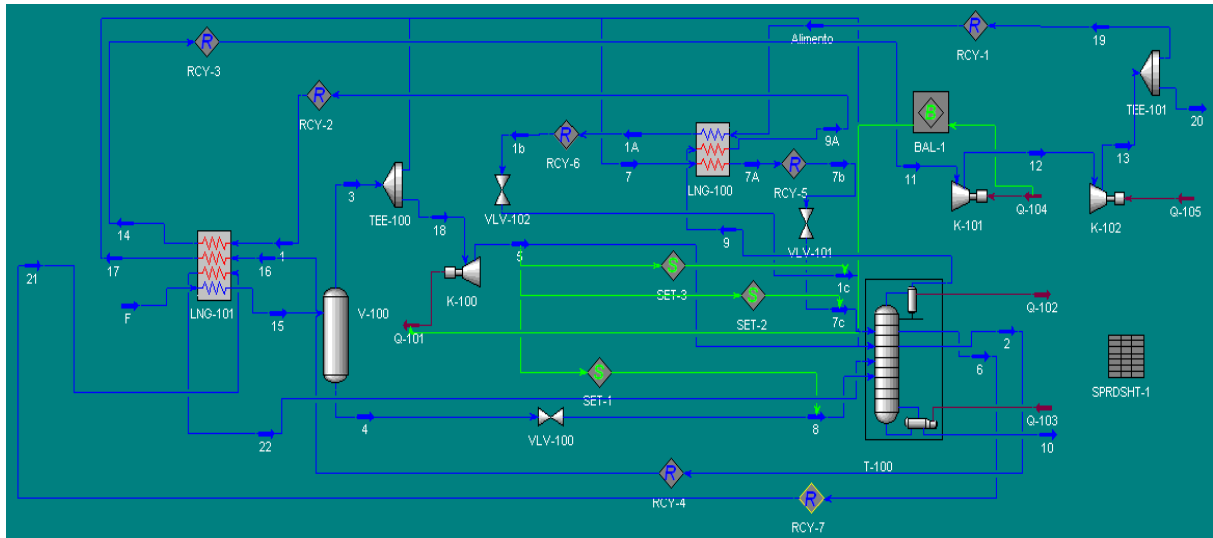


Fig.4-2 Extracción de Etano por medio del Proceso RSV¹¹

Tabla IV-7

Selección del Proceso

PROCESO	TURBOEXPANSOR	RSV
GAS NATURAL DE EXPORTACIÓN		
P (kPa)	7.000	7.000
T (°C)	83,08	3,335
Flujo Másico (kg/h)	8.466	684.500
Flujo Molar (kgmol/h)	482,7	42.410
Fracción Molar		
N ₂	0,0054	0,0059
CO ₂	0,0204	0,0007
H ₂ S	0,0000	0,0000
CH ₄	0,9170	0,9929
C ₂ H ₆	0,0533	0,0004
C ₃ H ₈	0,0037	0,0000
i_C ₄ H ₁₀	0,0002	0,0000
n_C ₄ H ₁₀	0,0001	0,0000
C ₅ ⁺	0,0000	0,0000
Poder Calorífico (kcal/m³)	1.030,680	1.002,556
GAS NATURAL CON ETANO		
P (kPa)	3.135	3.135
T (°C)	85,45	6,559
Flujo Másico (kg/h)	750,2	201.600
Flujo Másico (t/d)	1.764,48	4.838,4
Fracción Másica C₂H₆	0,0904	0,4058
Flujo Másico de Etano (t/d)	159,509	1.963,423
Flujo Molar (kgmol/h)	15,30	5.324
Fracción Molar		
N ₂	0,0000	0,0000
CO ₂	0,0007	0,1739
H ₂ S	0,0000	0,0000
CH ₄	0,0005	0,0367

¹¹ Fuente: Elaboración Propia (2012)

C_2H_6	0,1468	0,5110
C_3H_8	0,5072	0,1769
i_ C_4H_{10}	0,1053	0,0315
n_ C_4H_{10}	0,1329	0,0393
i_ C_5H_{12}	0,0451	0,0132
n_ C_5H_{12}	0,0291	0,0030
C_6H_{14}	0,0324	0,0094

Fuente: Elaboración Propia (2012)

Comparando los resultados obtenidos en ambos el gas natural que sale por el tope de la columna como el que sale por el fondo se encuentra a la misma presión. La temperatura en el proceso RSV en tope y fondo de la columna es menor que la temperatura del proceso Turboexpansor debido a que el gas natural que sale del primer proceso deja la torre a una temperatura de aproximadamente $-96\text{ }^{\circ}\text{C}$ para logran una mayor recuperación de etano.

El flujo másico que se extrae de etano, en el proceso Turboexpansor es de 159,509 t/d de etano mientras que en el proceso RSV se extrae 1.963,42 t/d de etano. Por lo tanto el poder calorífico del gas de venta en el proceso Turboexpansor será mayor al del proceso RSV de 1.030 kcal/m^3 y 1.002 kcal/m^3 respectivamente.

El flujo másico que se obtiene con el proceso RSV no es exactamente el que se planteo como justificativo del tamaño que tendrá la planta (Ver capítulo III) de 2.800 toneladas/día de etano. Se debe hacer notar que el volumen de gas de alimentación es de 980MMpcd, es un volumen constante porque es la cantidad de GN que se exporta por los gasoductos que son propicios para ese caudal, esto no se puede modificar por lo tanto el flujo másico sacado en el simulador con el proceso RSV es lo máximo que se podría extraer de Etano (99%).

El poder calorífico es menor porque se extrae casi todos los hidrocarburos pesados por el fondo de la columna. El gas seco que saldrá de la planta se unirá con otros gases que se extraen de las distintas plantas y pozos de esta forma el poder calorífico aumentará.

El fin del proyecto es la mayor recuperación de etano que significa una mayor rentabilidad, por los resultados expuestos en la tabla IV-7 se escoge el proceso RSV. Y como el equipo a diseñar de este proceso es la columna demetanizadora/deetanizadora debido a que en esta se extrae todo el etano contenido en la materia prima, en esta columna se produce la operación unitaria de destilación es por esto que se explico esta operación unitaria anteriormente.

4. 4. DIAGRAMAS DE FLUJO

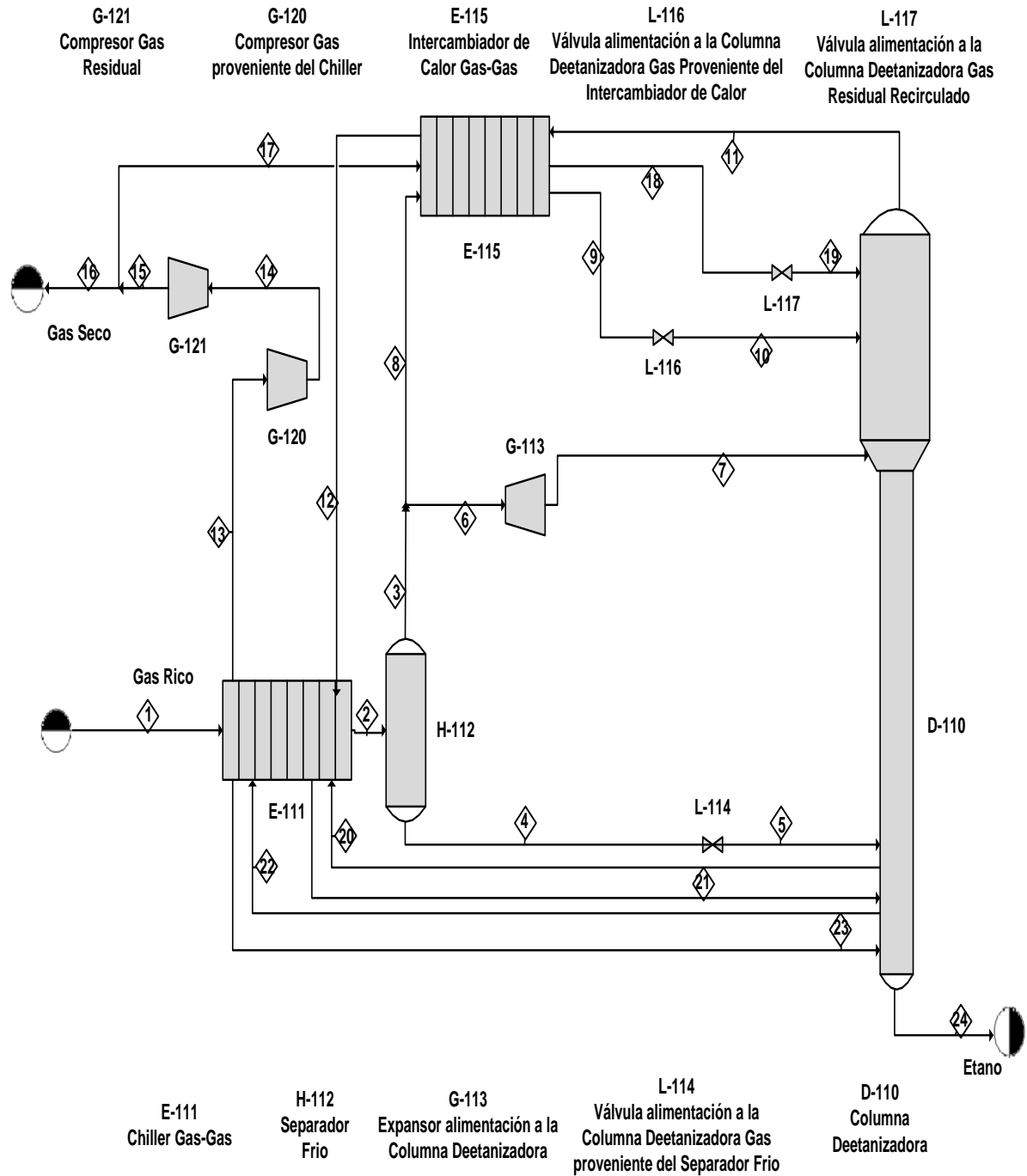


Diagrama 4-8 Diagrama de Flujo Proceso RSV¹²

¹² Fuente: Elaboración Propia (2012)

4.5. BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA

Se hizo el diseño del proceso por medio del simulador de procesos (HYSYS), por que el proceso, diseño de la columna deetanizadora es muy complejo y se quiere obtener los resultados del proceso que más se asemejen a la realidad.

Según se puede observar en diagrama 4-7 el proceso elegido solo tiene una columna demetanizadora/deetanizadora esto porque el proceso tiene la alternativa de trabajar como un sistema que rechaza etano (demetanizador) y/o recupera etano (deetanizadora). Entonces para la parte de diseño se tomo dicha torre como una torre deetanizadora ese es el fin que se sigue con el proyecto.

4.5. 1.1. Balance de Materia

Una de las leyes básicas de física es la ley de la conservación de la masa. Esta ley, expresada en forma simple, enuncia que la masa no puede crearse ni destruirse (excluyendo, por supuesto, las reacciones nucleares o atómicas). Por consiguiente, la masa (o el peso) total de todos los materiales que intervienen en el proceso debe ser igual a la de todos los materiales que salen del mismo, más la masa de los materiales que se acumulan o permanecen en el proceso. (Treybal, R.).

$$\textit{entradas} = \textit{salidas} + \textit{acumulacion}$$

En este caso particular no existen acumulaciones por lo tanto la ecuación del balance de materia se resumen en que las entradas son iguales a las salidas. Siendo el sistema problema un sistema en estado estacionario.

A cada corriente se le designara una letra para mejor comprensión en la parte del balance.

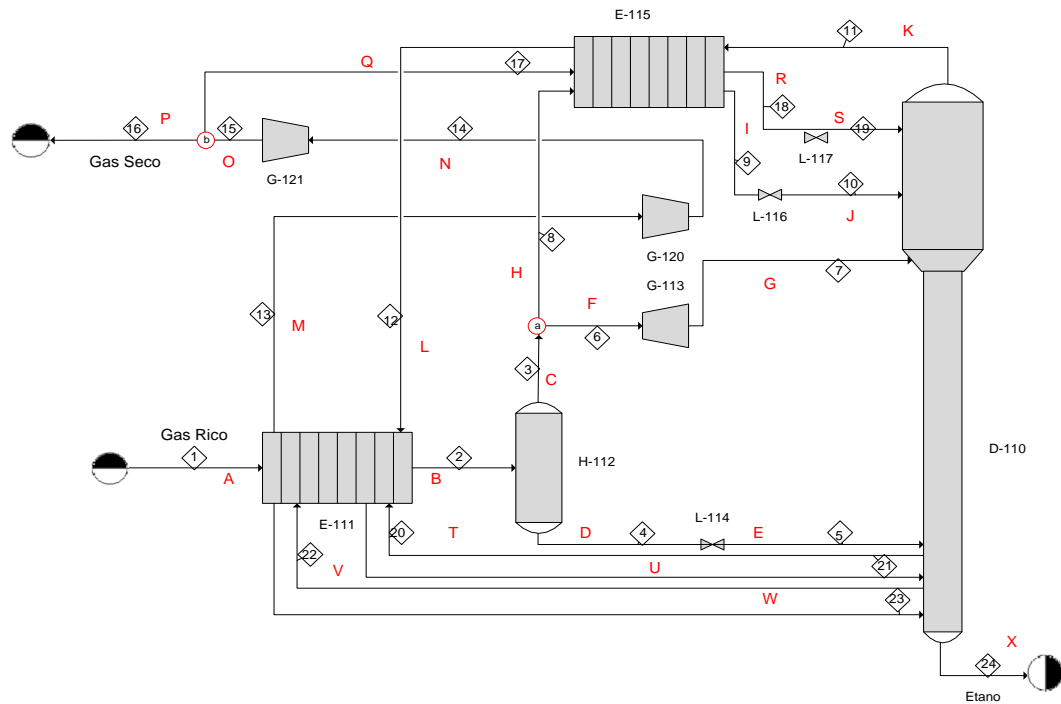


Diagrama 4-9 Diagrama de Flujo Balance de Materia¹³

4.5.1.1. 1. Balance de Materia en el Chiller E-111

La base de cálculo para la parte de balance de materia y energía es de un día de operación.

Para el intercambiador de calor E-111, el balance de materia es:

$$A + L + T + V = B + U + W + M \quad (4-1)$$

El balance sobre el componente de interés (etano)

$$x_A * A + x_L * L + x_T * T + x_V * V = x_B * B + x_U * U + x_W * W + x_M * M \quad (4-2)$$

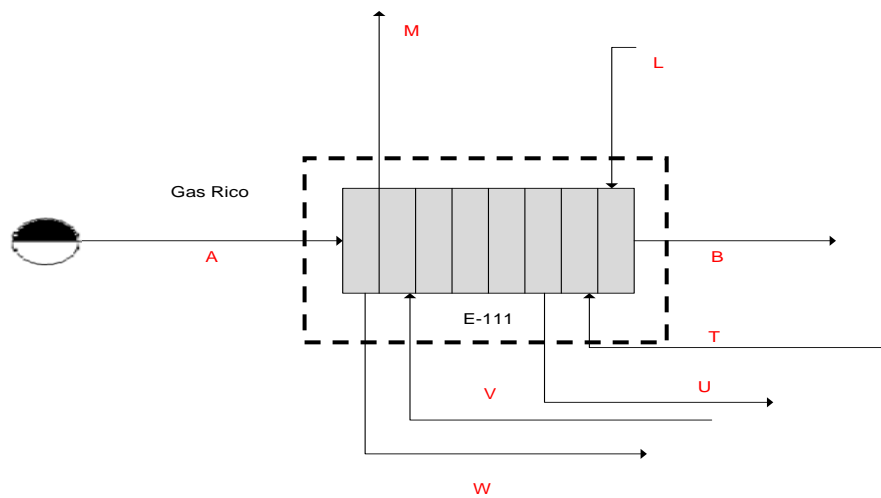
Reemplazando valores en las ecuaciones 4-1 y 4-2.

$$21.676,8 \text{ toneladas} + L + T + V = B + U + W + M \quad (4-1a)$$

$$0,0913 * 21.676,8 + x_L * L + x_T * T + x_V * V = x_B * B + x_U * U + x_W * W + x_M * M$$

$$1.979,0918 + x_L * L + x_T * T + x_V * V = x_B * B + x_U * U + x_W * W + x_M * M \quad (4.5-2a)$$

¹³ Fuente: Elaboración Propia (2012)



De las dos ecuaciones presentadas se conoce la fracción másica de etano que tiene el gas de entrada de 0,0913 y el caudal del gas de entrada de 980 MMpcd (21.676,8 t/d). Se tiene catorce incógnitas y solo se tiene dos ecuaciones.

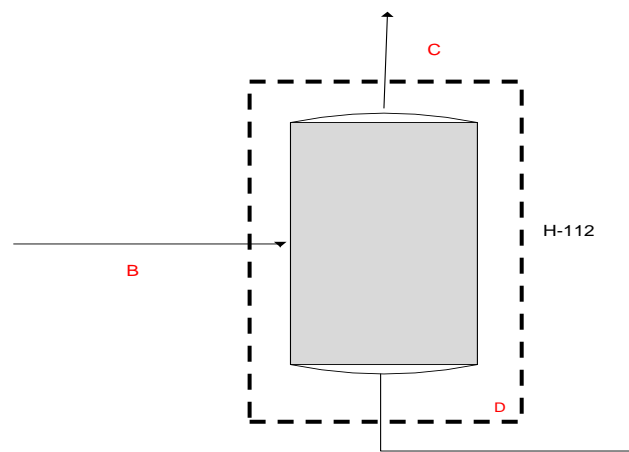
4.5.1.1. 2. Balance de Materia Separador Frío H-112

Balance General en el Separador de Frío

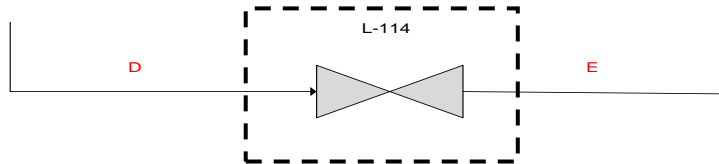
$$B = C + D \quad (4-3)$$

El balance sobre el componente de interés (etano)

$$x_B * B = x_C * C + x_D * D \quad (4-4)$$



4.5.1.1. 3. Balance de Materia Válvula L-114



Balance General en la válvula L-114

$$D = E \quad (4-5)$$

El balance sobre el componente de interés (etano)

$$x_D * D = x_E * E \quad (4-6)$$

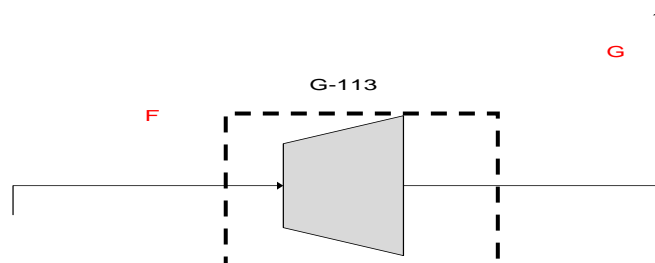
Balance en el punto a:

$$C = H + F \quad (4-7)$$

El balance sobre el componente de interés (etano)

$$x_C * C = x_H * H + x_F * F \quad (4-8)$$

4.5.1.1. 4. Balance Materia Expansor G-113



Balance General en el Expansor

$$F = G \quad (4-9)$$

El balance sobre el componente de interés (etano)

$$x_F * F = x_G * G \quad (4-10)$$

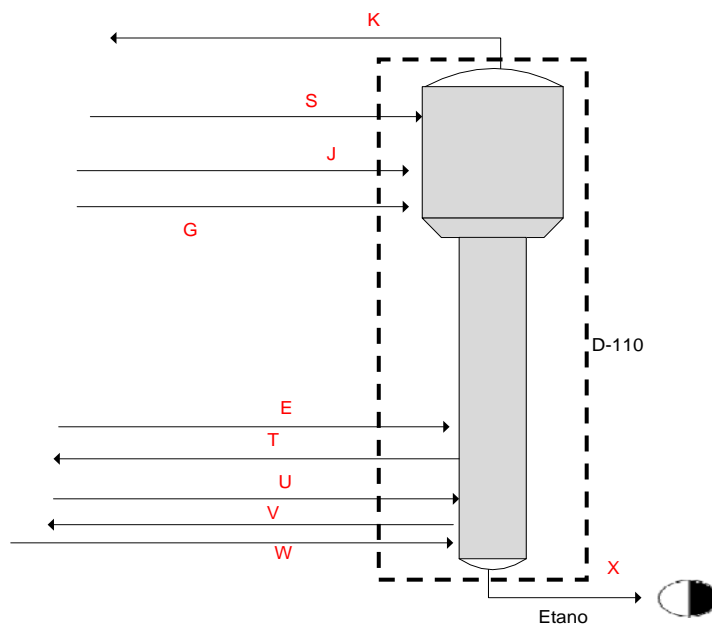
4.5.1.1. 5. Balance Materia Columna Deetanizadora D-110

Balance General en la Columna Deetanizadora

$$E + G + J + S + U + W = K + X + T + V \quad (4-11)$$

El balance sobre el componente de interés (etano)

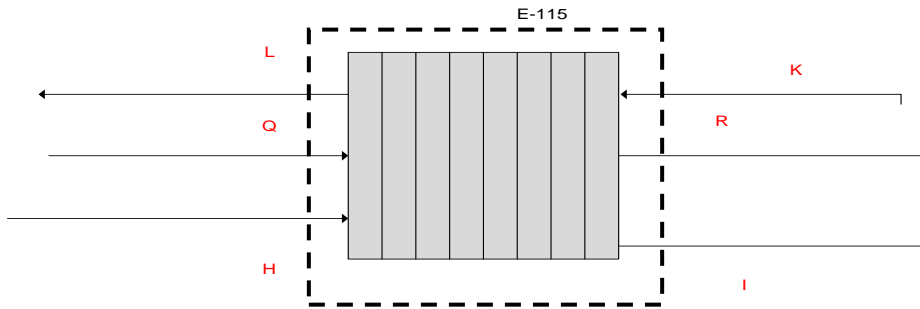
$$x_E * E + x_G * G + x_J * J + x_U * U + x_W * W + x_S * S = x_K * K + x_X * X + x_T * T + x_V * V \quad (4-12)$$



De estas ecuaciones expuestas se sabe la cantidad de Etano que se debe extraer que es de 1.963,4227 t/d. Reemplazando este valor en la ecuación 4-12.

$$x_E * E + x_G * G + x_J * J + x_U * U + x_W * W + x_S * S = x_K * K + 1963,422 + x_T * T + x_V * V \quad (4-12a)$$

4.5.1.1. 6. Balance Materia Intercambiador de Calor E-115



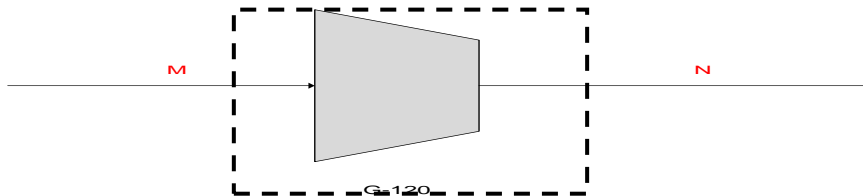
Balance General en el Intercambiador de Calor E-115

$$K + H + Q = L + I + R \quad (4-13)$$

El balance sobre el componente de interés (etano)

$$x_K * K + x_H * H + x_Q * Q = x_L * L + x_I * I + x_R * R \quad (4-14)$$

4.5.1.1. 7. Balance Materia Compresor G-120



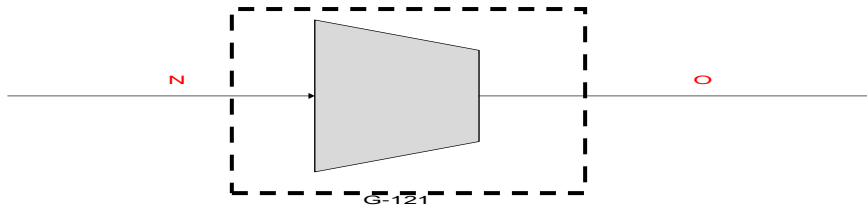
Balance General en el Compresor G-120

$$M = N \quad (4-15)$$

El balance sobre el componente de interés (etano)

$$x_M * M = x_N * N \quad (4-16)$$

4.5.1.1. 8. Balance Materia Compresor G-121



Balance General en el Compresor G-120

$$N = O \quad (4-17)$$

El balance sobre el componente de interés (etano)

$$x_N * N = x_O * O \quad (4-18)$$

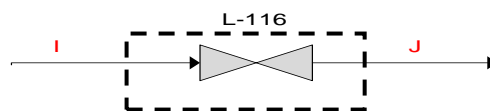
Balance en el punto b:

$$O = P + Q \quad (4-19)$$

El balance sobre el componente de interés (etano)

$$x_O * O = x_P * P + x_Q * Q \quad (4-20)$$

4.5.1.1. 9. Balance Materia Válvula V-116



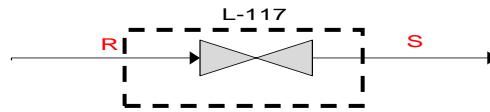
Balance General en la válvula V-116

$$I = J \quad (4-21)$$

El balance sobre el componente de interés (etano)

$$x_I * I = x_J * J \quad (4-22)$$

4.5.1.1. 10. Balance Materia Válvula V-117



Balance General en la válvula V-117

$$R = S \quad (4-23)$$

El balance sobre el componente de interés (etano)

$$x_R * R = x_S * S \quad (4-24)$$

Teniendo las ecuaciones de balance de materia planteadas se realizaran las siguientes suposiciones:

- La relación de reflujo externa en la torre es de aproximadamente 2 debido a que debe existir un mayor flujo de gas que retorna a la columna para que exista una mayor extracción de etano.
- En los puntos a y b las corrientes de entrada (C y O respectivamente) se dividen en dos corrientes con un mismo flujo másico.
- Como el simulador HYSYS se considera que la corriente E es prácticamente nula debido a que los líquidos que salen por el fondo del separador de frío tienen un flujo mínimo en comparación al flujo de gas que sale por el tope del separador de frío.
- Se considera que el 75% de alimentación sale como Gas Residual y el otro 25% corresponde al Gas que está saliendo por el fondo de la columna, existe un mayor porcentaje de gas que sale por el tope de la columna debido a que el gas de alimentación está compuesto en mayor proporción de metano que de etano.

Entonces multiplicando el flujo másico del gas de alimentación por el porcentaje de gas que sale por el tope y fondo de la columna:

$$P = 21.676,8 * 0,75$$

$$P = 16.257,6 \text{ toneladas/dia}$$

$$X = 21.676,8 * 0,25$$

$$X = 5.419,2 \text{ toneladas/día}$$

La relación de reflujo interno es la relación entre la corriente K sobre la corriente S.

$$R_D = \frac{K}{S} = 2$$

Entonces:

$$K = 2 * S \quad (4-25)$$

Reemplazando las suposiciones y datos a las ecuaciones correspondientes que fueron expuestas anteriormente. Y realizando los cálculos necesarios se arma la siguiente tabla.

Tabla IV-8

Resumen de Flujo

Corriente	Temperatura (°C)	Presión (bar)	Flujo Másico (t/d)	Fracción Másica Etano	Flujo Másico Etano (t/d)	Flujo Molar (kgmol/d)	Fracción Molar Etano	Flujo Molar del Etano (kgmol/d)
A	15,56	62	21.676,8	0,0913	1979,0918	1.171.440	0,05621	65.846,6424
B	13,61	61,80	21.676,8	0,0913	1979,0918	1.171.440	0,05621	65.846,6424
C	13,61	61,80	21.676,8	0,0913	1979,0918	1.171.440	0,05621	65.846,6424
D	13,61	61,80	0	0,1054	0	0	0,1165	0
E	-8,008	30,34	0	0,1054	0	0	0,1165	0
F	13,61	61,80	10.838,4	0,0913	989,5459	585.840	0,05621	32.930,0664
G	-25,61	30,34	10.838,4	0,0913	989,5459	585.840	0,05621	32.930,0664
H	13,61	61,80	10.838,4	0,0913	989,5459	585.840	0,05621	32.930,0664
I	-85,93	61,60	10.838,4	0,0913	989,5459	585.840	0,05621	32.930,0664
J	-91,56	30,40	10.838,4	0,0913	989,5459	585.840	0,05621	32.930,0664
K	-95,94	30,32	32.856	0,0007	22,9992	2.035.680	0,0004	814,272
L	-17,22	30,12	32.856	0,0007	22,9992	2.035.680	0,0004	814,272
M	-62,19	29,92	32.856	0,0007	22,9992	2.035.680	0,0004	814,272
N	-51,89	34,57	32.856	0,0007	22,9992	2.035.680	0,0004	814,272
O	3,335	70,00	32.856	0,0007	22,9992	2.035.680	0,0004	814,272
P	3,335	70,00	16.428	0,0007	11,4996	1.017.840	0,0004	407,136
Q	3,335	70,00	16.428	0,0007	11,4996	1.017.840	0,0004	407,136
R	-36,90	69,80	16.428	0,0007	11,4996	1.017.840	0,0004	407,136
S	-67,25	30,34	16.428	0,0007	11,4996	1.017.840	0,0004	407,136
T	-91,66	31,89	664,32	0,0367	24,3805	38.016	0,0213	809,7408
U	-62,19	31,69	663,36	0,0367	24,3453	37.992	0,0213	809,2296
V	-93,44	31,51	7.382,4	0,0241	177,9158	443.760	0,0133	5.902,008
W	-12,22	31,31	7.382,4	0,0241	177,9158	443.760	0,0133	5.902,008
X	6,559	31,35	4.838,4	0,4058	1963,4227	127.776	0,5110	65.293,536

Fuente: Elaboración Propia (2012)

4.5. 1.2. Balance de Energía

Para llevar a cabo los balances de materia se usa la ley de conservación de la masa. De manera similar se enuncia la ley de conservación de la energía, la cual postula que toda la energía que entra a un proceso es igual a la que sale más la que queda en el proceso.

La energía puede manifestarse de varias maneras. Algunas de sus formas más comunes son la entalpía, la energía eléctrica, la energía química (en términos de la ΔH de la reacción), la energía cinética, la energía potencial, el trabajo y el flujo de calor. (Treybal, R.).

Si no se produce una reacción química como es el caso del presente trabajo entonces hay un simple calentamiento, enfriamiento o cambio de fase.

Los balances que se harán en esta sección brindaran la información necesaria para determinar cuánta energía eléctrica como energía térmica o calórica que se requiere.

4.5.1. 2.1. Balance de Energía Eléctrica

Los equipos para los que se requiere energía eléctrica son:

Tabla IV-9

Consumo de Energía

Equipo	Potencia Instalada		Horas de Funcionamiento		Consumo Anual (kW)
	kW	HP	Hora/Día	Días/Año	
Compresor G-120	6.503	8.720,523	8	335	17.428.040
Compresor G-121	30.670	41.128,47	8	335	82.195.600
Total					99.623.640

Fuente: HYSYS (2012)

4.5.1. 2.2. Balance de Energía Condensador de la Columna Deetanizadora

En este caso existe un cambio de fase, el vapor que se generó en el proceso de destilación (que contiene una cantidad significativa de metano) libera calor para poder cambiar al estado líquido. Este calor que es liberado se expresa matemáticamente: (Ocon, J.(1983)).

$$q_c = V_T * \lambda_{mezcla} = m_{refrigerante} * cp_{refrigerante} * \Delta t_{refrigerante} \quad (4-26)$$

El medio refrigerante que permite que el vapor generado en la destilación condense, es

Propano debido a que el vapor que sale por el tope de la columna tiene una temperatura de $-94,81\text{ }^{\circ}\text{C}$ no se puede usar como medio refrigerante agua porque a esa temperatura o menos llega a congelarse, mientras que el propano tiene un punto de congelamiento de $-187\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Se calculará el calor que requiere el condensador para poder enfriar el gas, esto se hará con el lado izquierdo de la ecuación.

Donde V_T es el flujo molar que sale por el tope de la columna.

Los datos de V_T y del calor latente de la mezcla son los resultados que brinda la simulación del proceso.

$$q_c = 342.200\text{ kgmol} * 4.268,3333\text{ kJ/kgmol}$$

$$q_c = 1,4606 * 10^9\text{ kJ}$$

Calculando la cantidad de refrigerante que se necesita. (Ocon, J.(1983)). Para el cálculo la temperatura a la que está entrando el refrigerante es de $-100\text{ }^{\circ}\text{C}$ y sale a $-101,13\text{ }^{\circ}\text{C}$.

$$m_{refrigerante} = \frac{V * \lambda}{c_{p_{refrigerante}} * \Delta T} \quad (4-27)$$

El calor específico a presión constante del propano se calcula con la siguiente fórmula (Smith, J. (1997)):

$$\frac{c_p^{gi}}{R} = A + B * T + C * T^2 \quad (4-28)$$

Donde las constantes son, (Smith, J. (1997)):

$$A = 1,213; \quad B = 28,785 * 10^{-3}; \quad C = -8,824 * 10^{-6}; \quad R = 8,314\text{ J/mol} * K$$

Reemplazando los datos en (4-28) se tiene:

$$c_p^{gi} = 49,2912 \frac{J}{mol * K} * \frac{1}{44\text{ kg/mol}} * \frac{1\text{ kJ}}{1000\text{ J}}$$

$$c_p^{gi} = 1,1202 * 10^{-3} \frac{kJ}{kg * K}$$

Despejando $m_{refrigerante}$ y reemplazando los datos en (4-27)

$$m_{refrigerante} = \frac{342.200\text{ kgmol/h} * 4.268,3333\text{ kJ/kgmol}}{1,1202 * 10^{-3} \frac{kJ}{kg * K} * (173 - 171,87)K}$$

$$m_{refrigerante} = 6,1215 * 10^{11} \frac{kg}{h} * \frac{1 t}{1.000 kg}$$

$$m_{refrigerante} = 6,1215 * 10^8 \text{ toneladas/hora}$$

4.5.1. 2.3. Balance de Energía Rehervidor de la Columna Deetanizadora

Se da un cambio de fase del líquido que sale por el fondo de la columna a vapor que regresa a la columna para enriquecer el vapor que sale por el tope. Al evaporarse el líquido absorbe calor. Entonces la ecuación para el balance de energía en el rehervidor es, (Ocon, J (1983)):

$$q_r = V_F * \lambda_{mezcla} = m_{vapor\ de\ agua} * \lambda_{agua} \quad (4-29)$$

Calculando la calor necesario cantidad que desprende el rehervidor.

$$q_r = 85.030 \text{ kgmol} * 11.534,6667 \text{ kJ/kgmol}$$

$$q_r = 9,8324 * 10^9 \text{ kJ}$$

Se usará vapor de agua para proporcionar calor al sistema, calculando la cantidad necesaria de vapor de agua.

El calor de vaporización del agua es 2.257 kJ/kg (Palacio, R. (1995))

Reemplazando los datos y despejando $m_{vapor\ de\ agua}$ de la ecuación (4-29)

$$m_{vapor\ de\ agua} = \frac{9,8324 * 10^9 \text{ kJ/h}}{2.257 \text{ kJ/kg}}$$

$$m_{vapor\ de\ agua} = 4.3564 * 10^6 \text{ kg/h}$$

Todos los resultados se resumen en la siguiente tabla.

Tabla IV-10

Resumen de Balance de Energía

Consumo de Energía Eléctrica (Kilowatt/año)	Calor Absorbido en el Condensador (kJ)	Masa de Refrigerante (t/d)	Calor Desprendido en el Rehervidor (kJ)	Masa de Vapor de Agua (t/d)
$9,9624 * 10^7$	$1,4606 * 10^9$	$1,4692 * 10^{10}$	$9,8324 * 10^9$	$1,0455 * 10^8$

Fuente: Elaboración Propia (2012)

4. 6. DISEÑO DE LOS EQUIPOS PRINCIPALES

El proyecto trata de extraer el etano del gas natural que proviene del proceso de extracción de líquidos, por lo que se considera que el equipo más importante del proceso RSV es la columna Deetanizadora.

El proceso de extracción que se planteará es el proceso de separación por destilación, por medio de una columna deetanizadora. Este proceso es multicomponente por que el gas de entrada tiene diez componentes (Ver Tabla IV-1).

Los métodos convencionales para diseñar una columna de destilación, como ser el método de McCabe Thiele, Ponchon y Savarit, están basados en los sistemas binarios (soluciones con dos componentes como la solución etanol-agua).

Pero para los sistemas multicomponentes también existen otros métodos de diseño como ser el método de Thiele-Giddes o el método de Lewis-Mathenson.

Los principios generales de diseño de los fraccionadores multicomponentes son los mismos en muchos aspectos que aquellos para sistemas binarios, pero la escasez de adecuados datos en el equilibrio vapor-liquido impone severas restricciones en su aplicación. Estos datos se necesitan especialmente para líquidos no ideales.

Puesto que los cálculos del diseño implican métodos prolongados de iteración, las computadoras de alta velocidad se emplean con mucha frecuencia. (Perry, J. (1993)).

4.6.1. Diseño por Medio de Simulación

Por medio del programa de simulación (HYSYS), se obtuvo los parámetros de diseño de la columna como ser el número de platos, el plato de alimentación, etc. Pero el programa no brinda datos como la altura ni el diámetro de la columna, por lo cual se calculará estos parámetros.

4.6.1.1. Diámetro de la Columna

Para el cálculo del diámetro de la columna Deetanizadora se aplica la siguiente ecuación, (Ocon, J. (1983)):

$$D = \sqrt{\frac{4*V*22,4(273+t)*760}{\pi*u*3600*p*273}} \quad (4-30)$$

Donde:

V= caudal de vapor en kmol/h

t= Temperatura media de los vapores, en °C

p = presión media absoluta, en mmHg

u = velocidad de los vapores, en m/s

D= diámetro, en metros

$$u = K * \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_L}} \quad (4 - 31)$$

Siendo ρ_L y ρ_v las densidades del vapor y del líquido en el punto considerado, y K un coeficiente de la altura de cierre de liquido y la distancia entre platos.

Se considera una separación entre platos de 55 cm y el cierre de los líquidos de 50 mm.

Según la tabla presentada en el libro (Ocon, J. (1983)) los valores de las distancias entre platos es 30 y 60 cm, mientras que la distancia que se tiene es de 55 cm entonces se interpolara tomando en cuenta el máximo valor en el caso de la separación de 30 cm.

Tabla IV-11

Coeficiente K¹⁴

Distancia entre Platos (cm)	Altura de cierre de liquido en los platos (50 mm)
30	0,020
60	0,048
55	0,043

El diámetro de la torre varía según el caudal de vapor en cada sección de la columna (Ocon, J. (1983)), por lo cual se hará el cálculo en la zona de rectificación y en la zona de agotamiento.

Zona de Rectificación:

$$u = 0,043 * \sqrt{\frac{291,0 - 54,96}{291,0}}$$

$$u = 0,0349 \text{ m/s}$$

En la zona de rectificación V tiene un valor de 3.422 kgmol/h. La temperatura en ésta sección es de -94,81°C y la presión media absoluta es de 22.742,27 mmHg.

Reemplazando los datos en (4-33)

¹⁴ **Fuente:** Problemas de Ingeniería Química (1991)

$$D = \sqrt{\frac{4 * 3.442 * 22,4(273 - 94,81) * 760}{\pi * 0,0349 * 3600 * 22.742,27 * 273}}$$

$$D = 4 \text{ m}$$

Zona de Agotamiento:

$$u = 0,043 * \sqrt{\frac{562,1 - 64,19}{562,1}}$$

$$u = 0,0405 \text{ m/seg}$$

En la zona de rectificación V tiene un valor de 850 kgmol/h. La temperatura en ésta sección es de 6,559 °C y la presión media absoluta es de 23.514,85 mmHg.

Reemplazando los datos en (4-33)

$$D = \sqrt{\frac{4 * 850 * 22,4(273 + 6,559) * 760}{\pi * 0,0405 * 3600 * 23514,85 * 273}}$$

$$D = 2 \text{ m}$$

4.6.1.2. Altura de la Columna

La altura de la columna está en función del número de platos que la columna tiene y el espacio que existe entre estos. (Ocon, J. (1983))

Entonces:

$$H = 30 * 0,55$$

$$H = 17 \text{ m}$$

Según información obtenida de un sitio web, para tener un punto de comparación entre los datos obtenidos y los que se tiene en bibliografía se sabe que una columna deetanizadora con mayor capacidad de producción de aproximadamente 7.200 t/d tiene un diámetro de 7,9 metros y una altura de 44 metros.¹⁵

4.6.1.3. Eficiencia de la Columna

Teniendo la fórmula de la eficiencia según Murphy, formula extraída del libro McCabe-Smith (1991).

$$E = \frac{y_n - y_{n+1}}{y_n^* - y_{n+1}} \quad (4 - 32)$$

¹⁵ Fuente: ICEX (2012)

$$E = \frac{0,0025 - 0,0004}{0,0030 - 0,0004}$$

$$E = 0,81$$

Con el programa de simulación de procesos se puede obtener datos similares con la bibliografía relacionada al proceso de extracción de etano.

Tabla IV-12

Parámetros Calculados de la Columna Deetanizadora

Parámetro	Simulador HYSYS
Número de Platos	30
Plato de Alimentación	1 y 30
Relación de Reflujo	2,810
Espacio entre Platos (m)	0,55
Salidas Laterales	20 y 26
Diámetro Superior (m)	4
Diámetro Inferior (m)	2
Altura (m)	17
Eficiencia	0,81

Fuente: Elaboración Propia (2012)

En el Anexo 6 se detalla el dimensionamiento de los equipos para la extracción de Etano.

4. 7. DISTRIBUCIÓN GENERAL DE LA PLANTA

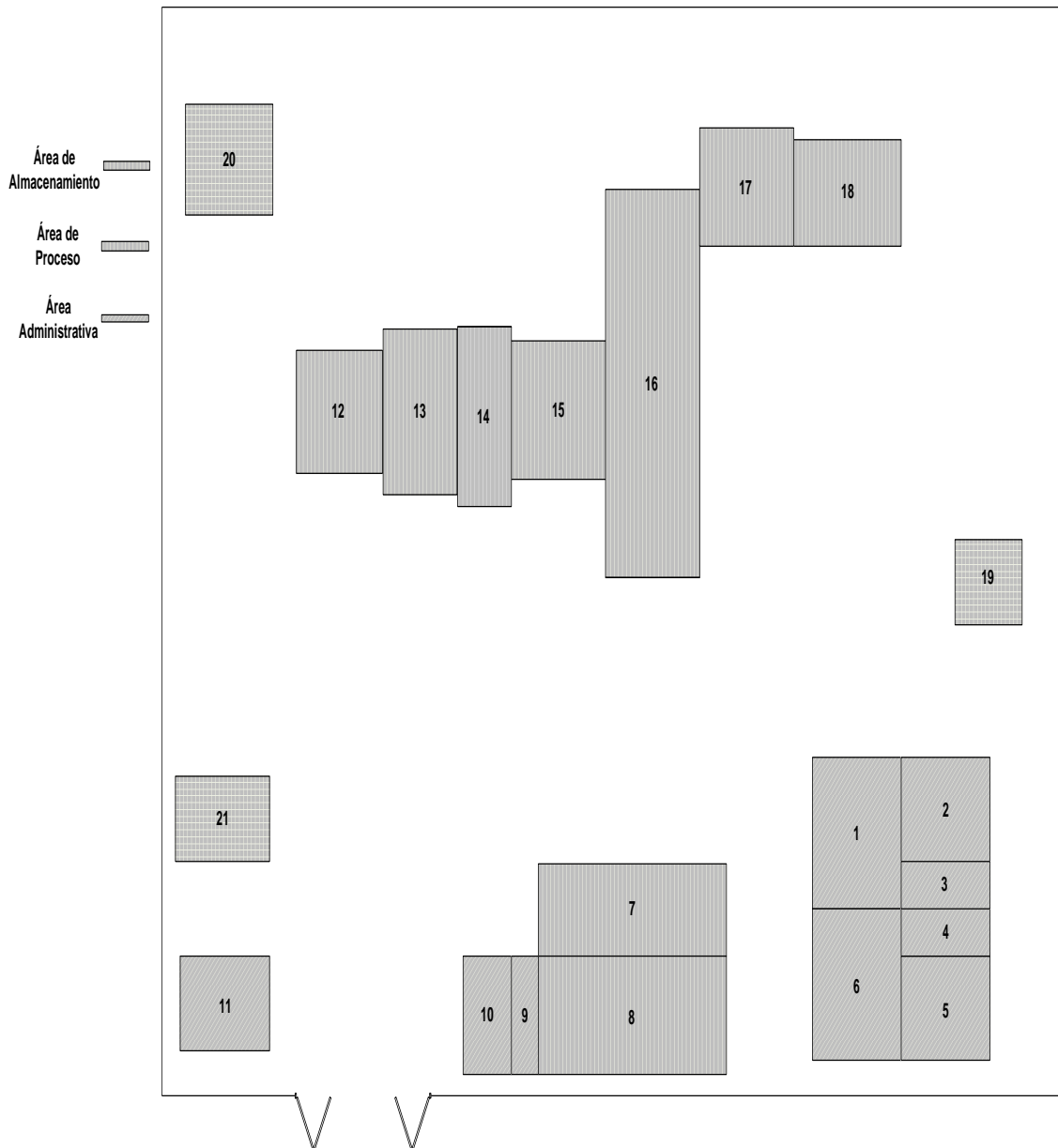
El objetivo de la planificación de la distribución en planta consiste en permitir que los empleados y el equipo trabajen con mayor eficacia.

Es evidente que la forma de organización del proceso productivo resulta determinante para la elección del tipo de distribución en planta. Suelen identificarse tres formas básicas de distribución en planta: las orientadas al producto, las orientadas al proceso y las distribuciones por posición fija.

En la distribución en planta por producto es la adoptada cuando la producción está organizada, bien de forma continua, bien repetitiva, siendo el caso más característico el de las cadenas de montaje. En el primer caso (por ejemplo: refinerías, celulosas, centrales eléctricas, etc.), la correcta interrelación de las operaciones se consigue a través del diseño de la distribución y las especificaciones de los equipos. Este tipo de distribución se asemeja al proceso que se está tratando, por lo tanto es la distribución que se elige.

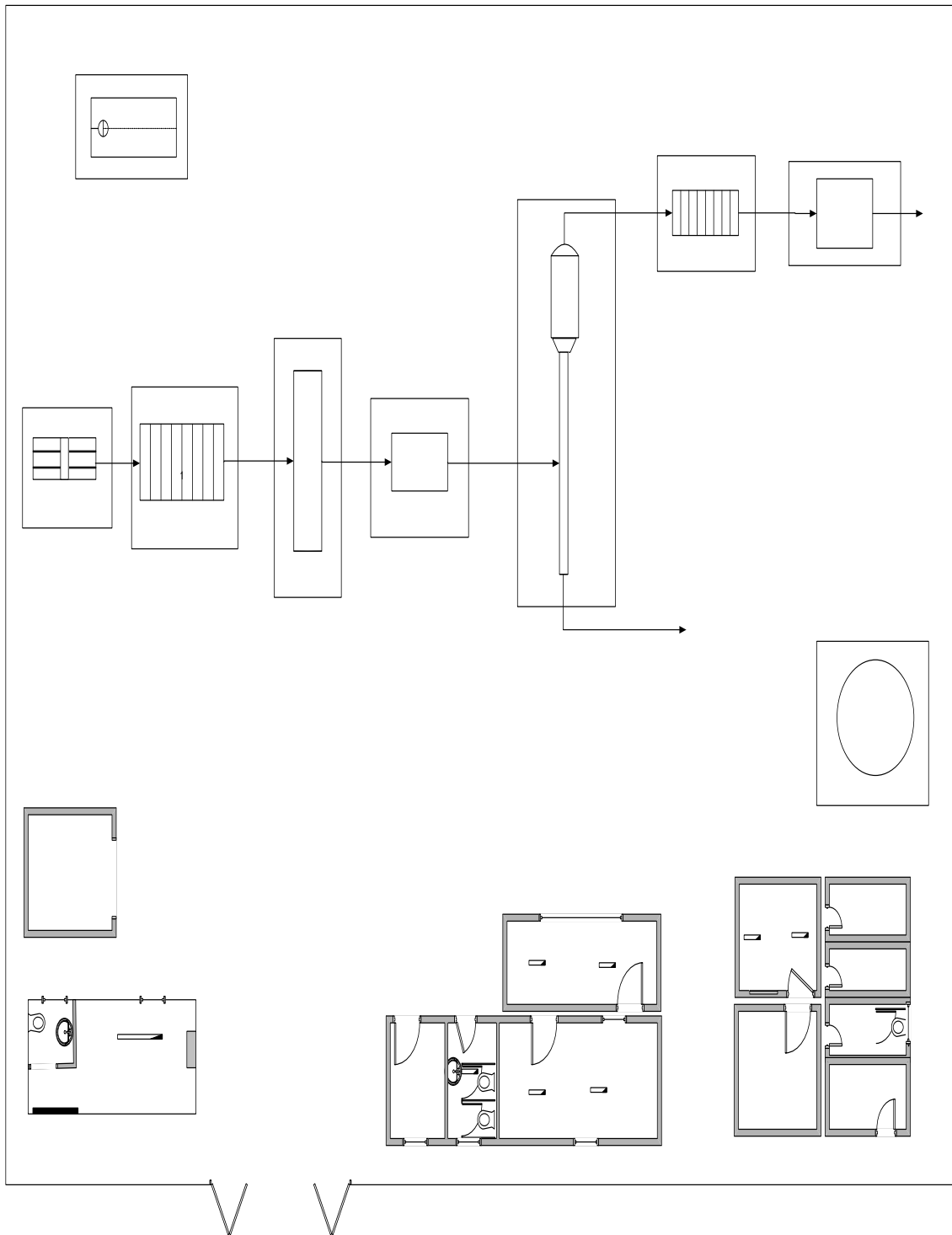
Con la distribución de la planta se pretende:

- Adecuación funcional para el diseño de las obras civiles de acuerdo al flujo del proceso.
- Necesidades de espacio para la planta en su totalidad.
- Proporción en las áreas construidas y el tipo de construcción.
- Cuantificación de la magnitud de la inversión en obras civiles.



Plano de Ubicación 4.1 Distribución General de Áreas de la Planta de Extracción de Etano ¹⁶

¹⁶ Fuente: Elaboración Propia (2012)



Plano de Distribución 4.2. Lay Out de la Planta de Extracción de Etano¹⁷

La distribución del proceso es lineal debido a que es un proceso continuo y se observó que es el más propicio, tal como se muestra en el Plano de Distribución 4.2.

¹⁷ Fuente: Elaboración Propia (2012)

Con relación al Plano de Ubicación 4.1 en sí, se identifico tres áreas las cuales son: Área de Almacenamiento (relleno cuadrículado), Área de Proceso (relleno líneas verticales) y el Área de Administración (relleno líneas diagonales). En este plano cada bloque tiene una numeración la cual tienen los siguientes significados:

Área de Administración:

- 1 Sala de Reuniones
- 2 Oficina Gerencia General
- 3 Oficina Administración
- 4 Baño de Administración
- 5 Recepción
- 6 Sala Médica
- 9 Baño para el Personal de Planta
- 10 Vestidor del Personal
- 11 Oficina de Seguridad

Área de Proceso:

- 7 Sala de Control
- 8 Laboratorio
- 12 Recepción de Materia Prima
- 13 Chiller
- 14 Separador de Frío
- 15 Válvula de Expansión y Turboexpander
- 16 Torre Demetanizadora/ Deetanizadora
- 17 Intercambiador de Calor
- 18 Compresores

Área de Almacenamiento:

- 19 Tanque de almacenamiento de agua contraincendios

20 Depósito de Combustible

21 Almacén en General

En el Lay Out de la planta existe un rectángulo que encierra cada equipo, este significa el área que va tener cada equipo. Y entre cada rectángulo existe una separación determinada entre equipos.

4. 8. SERVICIOS AUXILIARES

4.8.1. Energía eléctrica

La energía eléctrica será proporcionada por generadores propios de la planta. Los equipos que consumen energía en mayor proporción son los compresores.

Tabla IV-13

Costos de Energía Eléctrica

AÑO	%	Consumo Anual (kW)	Costo por kW/h	Costo Anual kW/h
Primer	70	99.623.640	17,36	1.729.466.390
Segundo	80	113.855.588,6	17,36	1.976.533.018
Tercer	90	128.087.537,1	17,36	2.223.599.644
Cuarto	100	142.319.485,7	17,36	2.470.666.272

Fuente: Elaboración Propia (2012)

Se estima que para el cuarto año de producción el consumo de energía será de un cien por ciento, esto significa que el valor de consumo de energía en ese año será el consumo máximo que alcanzara el proyecto.

4. 9. EVALUACIÓN TÉCNICA DE LA PLANTA

La evaluación que se hará a la planta es para analizar los aspectos importantes que permitan que la producción de la planta sea la deseada. En la evaluación técnica se analizarán los siguientes aspectos:

4.9.1. Localización de la planta

Para la evolución de la localización de la planta es la adecuada se considera los factores determinantes que se especificaron en el capítulo III, estos factores de decisión son:

- Transporte de Materia Prima
- Transporte de Producto
- Agua

- Electricidad

Tabla IV-14

Factores de Decisión

Nº	Descripción	Existencia		Observaciones
		SI	NO	
1	Disponibilidad de Mano de Obra	✓		El personal que trabajara en la planta serán profesionales nacionales como internacionales.
2	Transporte de Materia Prima	✓		Se cuenta con gasoductos necesarios para el transporte de la materia prima.
3	Transporte de Producto: Etano	✓		El producto será transportado por ducto a la planta de etileno.
4	Agua	✓		Se cuenta con suministro de agua para abastecer a la planta mediante el agua potable y agua contra incendios.
5	Electricidad	✓		Por medio de generadores a gas se realizará el suministro de energía eléctrica.

Fuente: Elaboración propia (2012)

4.9.2. Determinación de la capacidad instalada de la planta

La capacidad instalada se determinó mediante la producción de etano/día aproximadamente de 2000 t/d que requiere la planta de etileno que limita el máximo de capacidad de instalación de la planta.

4.9.3. Descripción del proceso productivo

El proceso productivo de la planta implica una serie de control en cada sección contando con cierto grado de flexibilidad para ampliar la capacidad de producción si esta lo amerita.

Para la extracción de etano se escogió la tecnología de Recycle Split Vapor (RSV) debido a que por medio de este proceso se puede extraer un Etano en un 99%, que es muy útil para el posterior proceso que recibirá el Etano.

Se seleccionará el proceso de producción continua debido a que se trata de una destilación con rectificación.

4.9.4. Distribución de la planta

Como se menciona la distribución de la planta de extracción de Etano es orientada al producto y tiene una forma lineal, para esto se toman en cuenta todas las zonas de la planta y la posibilidad de futuras expansiones.

4.9.5. Organigrama de la empresa

Se contara principalmente con un Gerente General, un Jefe de Producción que tendrá la función de planear adecuadamente el aumento de los turnos de trabajo, las 24 horas por día, y de la capacidad instalada de la planta. Se ampliara este punto en la sección 4.11.

4.10. CRONOGRAMA DE EJECUCIÓN

4.10.1. Método de la Ruta Crítica (CPM)

Para empezar con la planificación del proyecto se utilizará el método de la ruta crítica (CPM) por sus siglas en ingles de Critical Path Method. Las actividades que se realizarán dentro del proyecto se dividen en rutas críticas y no críticas, según el tipo de holgura que tengan; las actividades críticas son las que tienen holgura cero.

Primero se identificara las actividades que se deben realizar para que el proyecto que se está planteando en el presente trabajo se lleve a cabo, dichas actividades se encuentran en la siguiente tabla donde la duración de cada actividad está en meses:

Tabla IV-15
Cronograma CPM

ACTIVIDAD	DESCRIPCIÓN	DURACIÓN/Mes	PRECEDENTE
A	Estudio T.E.S.A.	6	-
B	Compra de Terrenos	6	-
C	Trámites Legales	3	A
D	Adecuación de Terrenos	6	B
E	Cercado de Terreno	6	D
F	Obras Civiles	18	D,E
G	Instalación de Servicios	12	F
H	Compra y Fabricación de Maquinaria	24	C
I	Contratar Personal	2	C
J	Instalación y Montaje	14	H
K	Capacitación de Personal	6	I
L	Pruebas de Funcionamiento	3	J, K
M	Puesta en Marcha	3	L

Fuente: Elaboración Propia (2012)

Habiendo definido que actividades conforman el proyecto y el orden en cómo se darán cada una, se realiza la representación gráfica del método CPM.

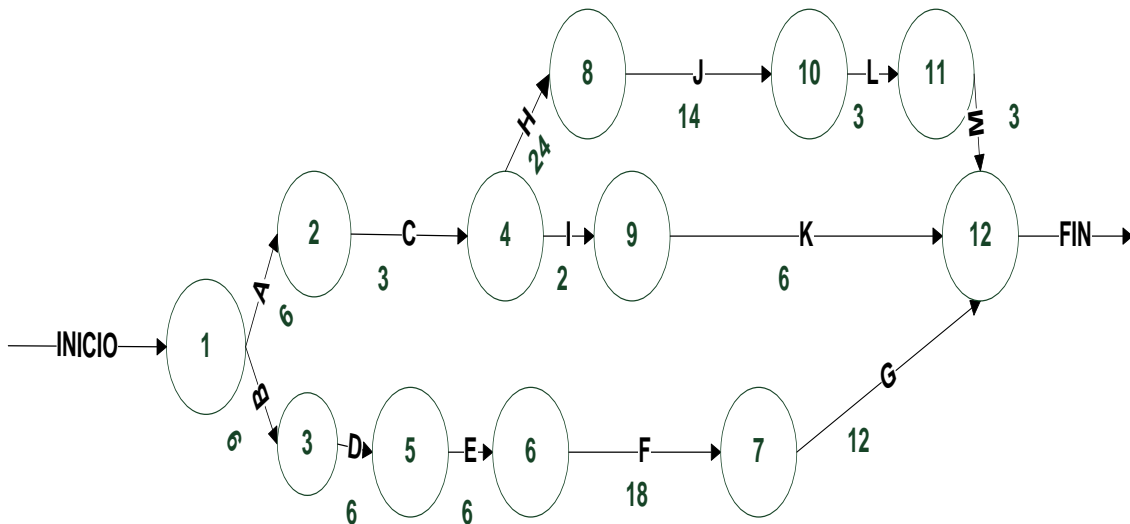


Fig. 4-3 Representación Grafica del Método CPM¹⁸

Calculando los tiempos early (más tempranos) y last (más tardíos) de cada situación, para esto se toma el criterio de que para el tiempo early de una situación (nodo en el grafo) es el tiempo mínimo que se necesita para llegar a esa situación, es decir la fecha más próxima a la que se puede llegar. Se calcula a partir del nodo 1, sumando los tiempos necesarios de todas las actividades hasta llegar al nodo. Si a un nodo llega más de una flecha, se asigna como tiempo early el más alto de todos, ya que se debe considerar que, si se ha llegado hasta él es que se han realizado todas las actividades precedentes.

El tiempo last de una situación es el tiempo máximo de que se dispone para llegar a un nodo sin que se vea afectada la duración total del proyecto, es decir la fecha más lejana a la que se puede llegar. Se calcula como la diferencia entre el tiempo mínimo de ejecución y el que falta para llegar desde el nodo hasta el final del proyecto. Es decir, se calcula a partir del último nodo, restando la duración de cada actividad. En el caso de que de un nodo salgan varios caminos, el tiempo last es el que corresponde al inferior.

¹⁸ Fuente: Elaboración Propia (2012)

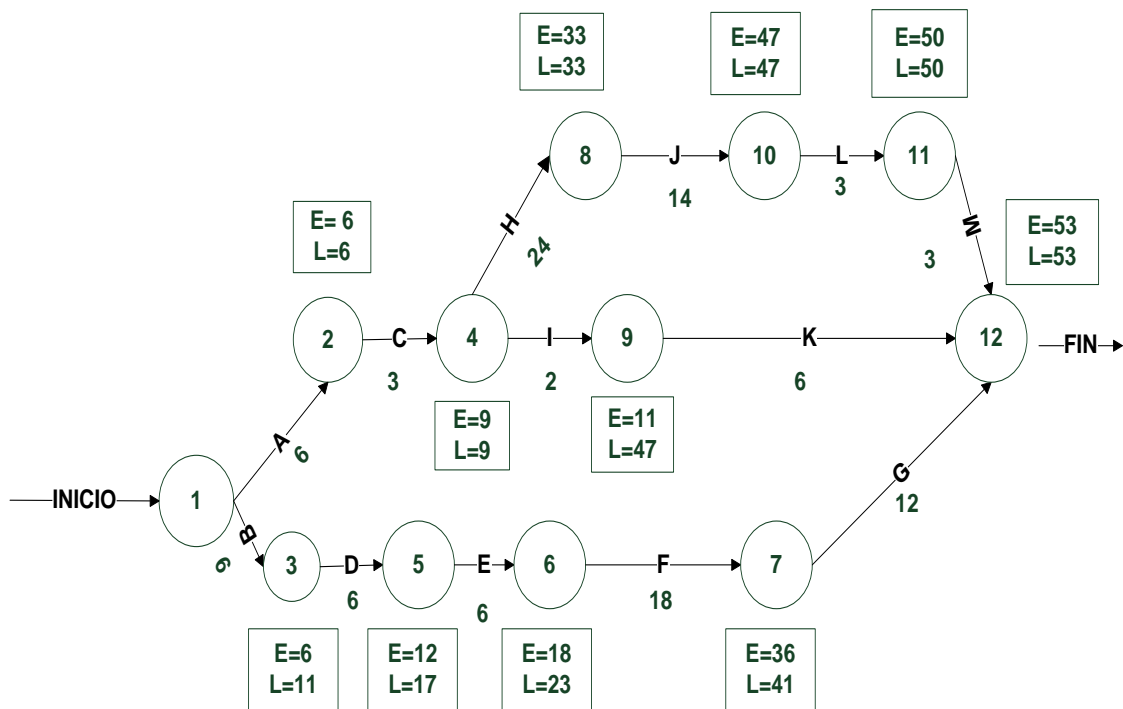


Fig. 4-4 Tiempo Early y Last de cada situación¹⁹

Por lo tanto el camino crítico del proyecto es el que tiene una mayor duración entre los nodos inicial y final, coincide con la duración mínima del proyecto. El camino crítico está formado por las situaciones en las que el tiempo early y last son iguales (situaciones críticas), las actividades que unen estos nodos son las actividades críticas, aquellas que no admiten retraso en su ejecución ya que esto implicaría un retraso del proyecto en general.

El camino crítico muestra la parte del proyecto que se debe vigilar con mayor atención, puesto que es esta parte donde pueden aparecer problemas de retraso en la realización del proyecto planificado. En el caso del proyecto este tiene un tiempo de duración máximo de 53 meses.

¹⁹ Fuente: Elaboración Propia (2012)

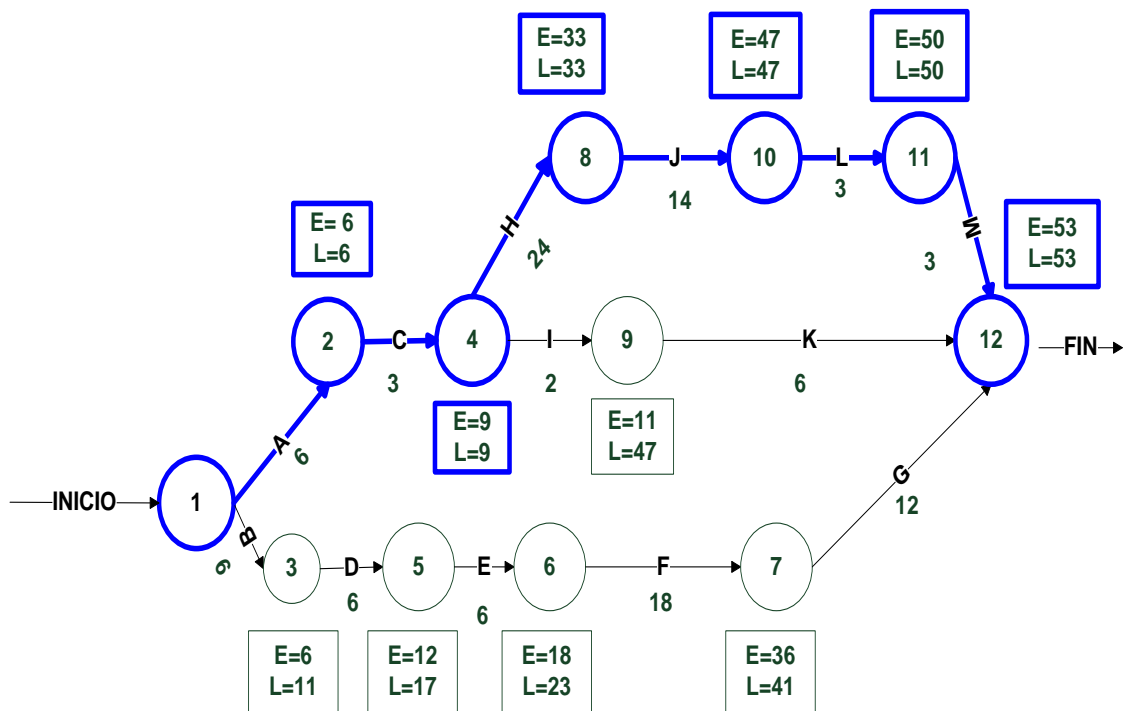


Fig. 4-5 Camino Crítico²⁰

4.10.2. Diagrama de GANTT

La gráfica GANTT es un método basado en la representación de las actividades en función del tiempo en unos ejes de coordenadas. En el eje de ordenadas se representan las actividades, y en el eje de abscisas se representan los tiempos de ejecución. La duración de cada actividad se representa mediante barras horizontales. Esta gráfica permite verificar el grado de cumplimiento de la ejecución de las actividades (Ver Anexo 7).

4. 11. ORGANIZACIÓN DE LA EMPRESA

La organización de una empresa es la estructura técnica de las relaciones que deben de existir entre las funciones, niveles y actividades de los elementos materiales y humanos de un organismo social, con el fin de lograr su máxima eficiencia dentro de los planes y objetivos señalados.

Los organismos pueden ser verticales, horizontales, circulares y escalares.

Se tomará como guía para la organización de la empresa el “Manual de Organización de una Empresa Petroquímica”²¹. Por lo tanto la organización será vertical, donde cada puesto subordinado a otro se representa por cuadros en un nivel inferior, ligados a aquel por líneas que representan la comunicación de responsabilidad y autoridad.

²⁰ Fuente: Elaboración Propia (2012)

²¹ Fuente: www.monografias.com/trabajos14/funcadministracion/funcadministracion.shtml#MANUAL

Se describirá cada cargo, tipo de formación y cantidad de personal.

4.11.1. Dirección General

El director general tiene como responsabilidad dirigir, así como recabar la información que muestre el trabajo desarrollado por las direcciones, a fin de formarse un juicio exacto de los acontecimientos y condiciones de los resultados, de las operaciones realizadas por la misma y de esta forma formular sus conclusiones y recomendaciones.

Delega a la Dirección de Recursos Humanos, Dirección de Operaciones y Dirección Administrativa Finanzas.

4.11.2. Dirección de Recursos Humanos

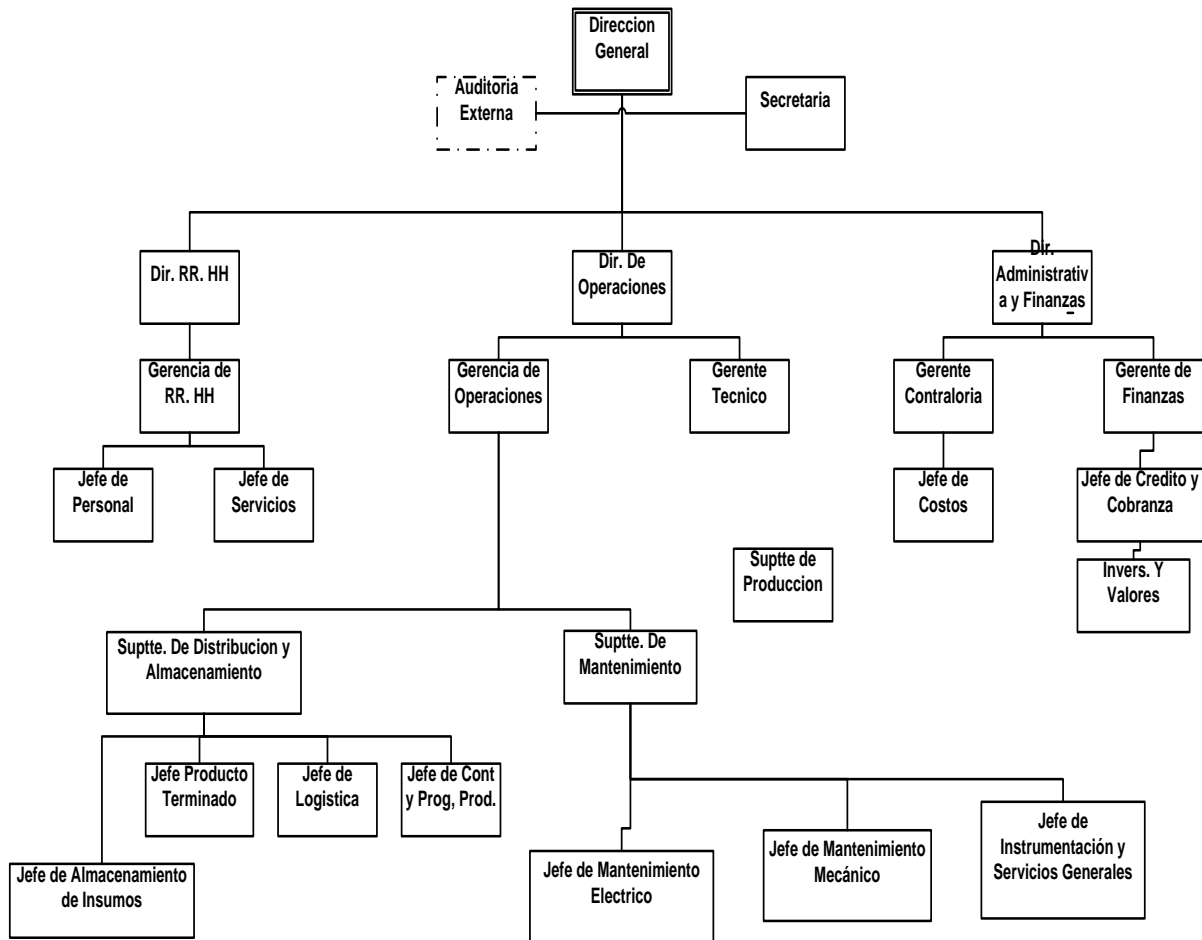
Lleva acabo funciones de coordinación, selección y evaluación administrativa del personal, su principal función es de proveer los recursos humanos de la empresa, así como el control administrativo de este y le reporta al director general delegando a sus gerentes de oficinas y planta, sus funciones de selección, evaluación y control administrativo del personal.

4.11.3. Dirección de Operaciones

Se encarga de recaudar los informes que le son otorgados por su gerente, para tomar decisiones correctivas para un buen funcionamiento de la empresa, lo cual reporta al director general y delega hacia abajo, al gerente de operación y Gerencia Técnica; su ubicación se localiza en Planta.

Organigrama 4-1

Organización de la Empresa



Fuente: Elaboración Propia (2012)

4.11.3.1. Gerencia de Operaciones

Es responsabilidad del aprovechamiento del equipo con que cuenta la planta para desarrollar en forma eficiente los procesos de extracción, le reporta directamente al director de operaciones y delega responsabilidades en sus superintendentes de producción, mantenimiento, distribución y almacenes.

4.11.3.1.1. Superintendencia de Distribución y Almacenes

Tiene como responsabilidad la recepción de materiales, materia prima y producto terminado de producción, además la distribución del producto, así como del abastecimiento de materiales y materia prima al área productiva y mantenimiento. Reporta directamente al gerente de operaciones y delega a sus jefaturas de Almacén de Insumos, de Almacén de Producto Terminado, Logística y de Control y Programación de la Producción.

4.11.3.1.1.1. Jefe de Almacén de Insumos

Es el responsable de la adquisición de materia prima que se consume en planta, para la elaboración del producto que se elabora con una orden de producción, además abastece de refacciones y equipo que se solicita, para lograr una mayor eficiencia de la planta. Reporta directamente a la superintendencia de Distribución y Almacenes. Delega responsabilidad a sus supervisores en turno.

4.11.3.1.1.2. Jefe de Almacén de Producto Terminado

Tiene como responsabilidad el almacén de producto terminado, a su vez surte productos como materia prima para producción.

Tiene bajo su custodia el manejo de los tanques de almacenamiento, y es encargado de elaborar inventarios mensuales, para el buen manejo de los productos de control de inventarios. Reporta directamente a la Superintendencia de Distribución y Almacenes. Delega responsabilidad hacia sus supervisores en turno.

4.11.3.1.1.3. Jefe de Logística

Contrata el transporte adecuado para el envío del producto a su destino. Reporta directamente a la Superintendencia de Distribución y Almacenes. Delega responsabilidades hacia su asistente y supervisores en turno.

4.11.3.1.1.4. Jefe de Control y Programación de la Producción

Tiene como responsabilidad elaborar un programa de producción. Solicita las cantidades requeridas de materia prima.

Controla la producción de la planta como son: Rendimientos, tiempos, etc., control de administración de estadísticas y se reporta directamente a la Superintendencia de Distribución y Almacenes. Delega responsabilidades hacia su supervisor o analista de programación.

4.11.3.1.2. Superintendencia de Mantenimiento

En su responsabilidad mantener un buen funcionamiento para su uso, los equipos e instalación de la planta, para un buen aprovechamiento de los recursos de producción de la misma, el cual reporta directamente al gerente de operaciones y delega hacia sus

jefaturas de Mantenimiento Eléctrico, Mantenimiento Mecánico, Instrumentación y Servicios Generales.

4.11.3.1.3. Superintendencia de Producción

Tiene como responsabilidad la producción del producto que se elabora, así como vigilar sus procesos, custodia del equipo, reporta directamente al gerente de operaciones, delega a sus jefaturas de secciones continuas y discontinuas.

4.11.3.2. Gerencia Técnica

Tiene bajo su responsabilidad el control de calidad, seguridad industrial e investigación y desarrollo de procesos con el fin de obtener mayor eficiencia dentro de la productividad de la planta, reporta directamente al director de operaciones y a su vez delega a sus jefaturas de Control de Calidad, Seguridad Industrial e Investigación y Desarrollo.

4.11.4. Dirección Administrativa y de Finanzas

Es función de esta Dirección, el control administrativo, teniendo como base la planeación, dirección y organización, ya que estos elementos llevándose a cabo proporcionan una mayor eficiencia dentro de la planta, esta Dirección reporta al director general y delega responsabilidad hacia gerentes de sistema, contralor general, gerente de compras y gerente de crédito y cobranzas.

CAPÍTULO V

ASPECTOS ECONOMICOS DEL PROYECTO

5.1. INVERSIÓN DEL PROYECTO

La inversión está relacionada con las condiciones del anterior capítulo.

La inversión es un gasto que se efectúa por la adquisición de determinados activos fijos o tangibles y diferidos o intangibles.

5.1.1. Estructura de la inversión

La inversión del proyecto se destina a dos fines, uno de ellos a los bienes fijos o activos tangibles (máquinas, obras civiles, etc.) como los bienes diferidos o activos intangibles, llamados también servicios (instalación de las máquinas, puesta en marcha, etc.). El otro al que también se destinara la inversión es el capital de trabajo o capital de operación. (Paredes, R. (1994)).

5.1. 1.1. Detalle de las Inversiones

El detalle de inversiones que se presenta a continuación toma en cuenta las cotizaciones de proforma realizadas, investigación de costos de producción de edificios y otros aspectos inherentes al tema.

5.1.1. 1.1. Inversión en Activos Fijos

Este tipo de inversión se caracteriza por su materialidad y está sujeta en su mayor parte a la depreciación, el cual es el mecanismo por el cual se recupera la inversión fija.

Se llama inversión “fija” porque el proyecto no podrá desprenderse fácilmente de estos activos, sin que ello perjudique las actividades productivas. Los respectivos cálculos dependen de los precios corrientes existentes en el mercado.

La inversión en activos fijos, son todas aquellas que se realizan en los bienes tangibles que se utilizarán en el proceso de transformación de la materia prima a lo largo de la vida útil del producto. (Paredes, R. (1994)).

5.1.1.1.1. Maquinaria y Equipos

Incluye el valor monetario de estos bienes para la ejecución del proyecto. En esta parte de la inversión se toma el costo de la tecnología utilizada en sí, el costo de la tecnología

representa el total de todo el equipo y maquinaria que se necesita para la extracción de etano.

Según el libro *Diseño y economía de los procesos de Ingeniería Química* de Ulrich para calcular el capital básico total de un proyecto se debe tener como base el precio de los equipos más importantes de cada proceso. Entonces para el capital básico del proyecto se tomara como base el precio de la columna demetanizadora/deetanizadora debido a que este fue el equipo que se dimensiono.

Se estima que el costo de la Planta de Separación de Líquidos de Gran Chaco tendrá un costo de 499.000.000 \$us, que según este el precio de la planta de extracción de Etano estaría incluido. Entonces se hizo el cálculo del costo de los equipos que sería de aproximadamente 30.334.365 \$us. Para poder realizar la parte económica y financiera del proyecto se estimo que el precio de la columna demetanizadora/deetanizadora es un 5% del costo total de los equipos (1.516.718 \$) y, que la columna tendría un flujo másico de 2800 t/d, como se estima.

Entonces aplicando la formula de la variación del costo del equipo con la dimensión, que se presenta a continuación. (Ulrich, G. (1986)).

$$C_{P,v,r} = C_{Pu,r} * \left(\frac{v}{U}\right)^a \quad (5 - 1)$$

Sacando el valor de “a” para columnas de destilación de Perry (1963), se calcula el costo de la columna.

$$C_{P,v,r} = 1.516.718 \text{ \$us} * \left(\frac{1.963 \text{ kg/h}}{2.800 \text{ kg/h}}\right)^1$$

$$C_p^0 = 1.063.328 \text{ \$us}$$

El método que se utilizará para la estimación de costos para el proceso de extracción de etano a partir del Gas Natural es el método de Guthrie.

5.1.1.1.1.2. Costo de Instalación

La instalación del equipo requiere de mano de obra, fundaciones, soportes, plataformas, gastos de construcción y otros factores relacionados con los mismos.

El costo de instalación de equipos para una columna de destilación según bibliografía (Peter (1958)) está entre 25-50% del costo de adquisición del equipo, se usara el dato que el coste de instalación es 25% del precio del equipo, por lo tanto:

$$C_M = \alpha_M * C_P^0 \quad (5 - 2)$$

$$C_M = 0,25 * 1.063.328$$

$$C_M = 265.832 \text{ $us}$$

5.1.1.1.3. Costo de Mano de Obra Directa

El costo de mano de obra para la instalación en función de las dimensiones del equipo. Para columna de destilación este costo representa un 8% (Peter (1958)), entonces:

$$C_L = \alpha_L * (C_P^0 + C_M) \quad (5 - 3)$$

$$C_L = 0,08 * (1.063.328 + 265.832)$$

$$C_L = 106.333 \text{ $us}$$

5.1.1.1.4. Costo Directo Total

Para calcular el costo total directo en este proceso se suma los costos del equipo, costo de instalación y los costos de la mano de obra. (Ulrich, G. (1986)).

$$C_{DE} = C_P^0 + C_M + C_L \quad (5 - 4)$$

$$C_{DE} = 1.063.328 + 265.832 + 106.333$$

$$C_{DE} = 1.435.493 \text{ $us}$$

5.1.1. 1.2. Inversión Diferida

La inversión diferida del proyecto son las inversiones que se realizan en la implementación del proyecto, la organización y la puesta en marcha de la planta.

Se caracteriza por su inmaterialidad, son servicios necesarios para el estudio e implementación de la planta no están sujetos a desgaste físico. Esta inversión se recuperara por medio de la Amortización de Inversión Diferida.

5.1. 1.1.2. 1. Fletes

Los costos indirectos son proporcionales a los materiales que se emplean para la instalación del equipo, es un valor característico de 0,08. (Peter (1958)).

$$C_{FLE} = \alpha_{FLE} * (C_P^0 + C_M) \quad (5 - 5)$$

$$C_{FLE} = 0,08 * (1.063.328 + 265.832)$$

$$C_{FLE} = 106.333 \text{ \$us}$$

5.1. 1.1.2. 2. Gastos Generales

Los gastos generales de construcción son en función de la mano de obra directa empleada durante la instalación, que equivale aproximadamente a 70% de los salarios. (Peter (1958)).

$$C_O = \alpha_O * C_L \quad (5 - 6)$$

$$C_O = 0,7 * 106.333$$

$$C_O = 74.433 \text{ \$us}$$

5.1. 1.1.2. 3. Ingeniería

Esta parte se ven los costos para los diseños de la construcción, ingeniería, preparación de planos, ingeniería de costos y construcciones, entre otros. Este valor oscila entre 4-21% del costo de adquisición del equipo y costo de material de instalación, se tomara de 10%. (Peter (1958)).

$$C_E = \alpha_E * (C_P^0 + C_M) \quad (5 - 7)$$

$$C_E = 0,10 * (1.063.328 + 265.832)$$

$$C_E = 132.916 \text{ \$us}$$

5.1. 1.1.2. 4. Indirecto Total

El indirecto total es la suma de todos los costos que no intervienen directamente con el producto, los cuales son: gastos generales, fletes y de ingeniería y supervisión. (Peter (1958)).

$$C_{IDE} = C_{FLE} + C_O + C_E \quad (5 - 8)$$

$$C_{IDE} = 106.333 + 74.433 + 132.916$$

$$C_{IDE} = 313.682 \text{ \$us}$$

5.1.1. 1.3. Módulo de Bare

Este módulo representa la suma de los gastos directo y los gastos indirectos en el proceso de extracción de etano.

$$C_{MB}^0 = C_{DE} + C_{IDE} \quad (5 - 9)$$

$$C_{MB}^0 = 1.435.493 + 313.682$$

$$C_{MB}^0 = 1.749.175 \text{ \$us}$$

5.1.1. 1.4. Contingencia y Honorarios

5.1.1.1.4.1. Contingencia (Seguros)

Generalmente en este rubro se incluye las estimaciones del capital a invertir para contrarrestar los efectos de eventos imprevisibles, como tormentas, inundaciones, huelgas, variaciones de precio, pequeños cambios del diseño y otros gastos no previstos, que la experiencia señala como probables. Este factor puede incluir o no previsiones por indexación. Los factores que se emplean generalmente para gastos eventuales se encuentran entre el 8 y 20 por ciento de los gastos directos e indirectos de la planta. (Peter (1958)).

Para este caso se tomará el valor de α_{cont} igual al 20%.

$$C_{cont} = \alpha_{cont} * C_{MB}^0 \quad (5 - 10)$$

$$C_{cont} = 0,20 * 1.749.175$$

$$C_{cont} = 349.835 \text{ \$us}$$

5.1.1.1.4.2. Honorarios

Los honorarios del contratista varían según las circunstancias, pero se los puede estimar en un 2 al 7 por ciento de los costos directos de la planta. Se considerará que el valor de α_{FEE} es el 2%. ((Peter (1958))).

$$C_{FEE} = \alpha_{FEE} * C_{MB}^0 \quad (5 - 11)$$

$$C_{FEE} = 0,02 * 1.749.175$$

$$C_{FEE} = 34.984 \text{ \$us}$$

5.1.1.1.4.3. Modulo Total

$$C_{MT} = C_{MB}^0 + C_{cont} + C_{FEE} \quad (5 - 12)$$

$$C_{MT} = 1.749.175 + 349.835 + 34.984$$

$$C_{MT} = 2.133.994 \text{ \$us}$$

5.1.1.1.4.4. Instalaciones Auxiliares

5.1.1.1.4.4.1. Desarrollo del Emplazamiento

Se localiza e inspecciona el terreno, se negocia un precio y se consuma la venta. Se lleva a cabo la evaluación de ingeniería y de diseño del lugar, y el terreno se drena, desmonta, nivela y se excava. Se construye conductos de desagüe, tuberías de agua, caminos, pasillos y lugares para estacionamiento.

Este valor está entre el 4-6% del costo del modulo total. (Ulrich, G. (1986)).

$$C_{SD} = 0,04 * C_{MB}^0 \quad (5 - 13)$$

$$C_{SD} = 0,04 * 1.749.175$$

$$C_{SD} = 69.967 \text{ \$us}$$

5.1.1.1.4.4.2. Edificios Auxiliares

Se diseñan y construyen edificios auxiliares para oficinas administrativas, laboratorios, taller de mantenimiento, etc. En el proyecto se toma en cuenta en los edificios auxiliares, los edificios de albergue, cafetería, gavetas para el personal, vestidores e instalaciones médicas. Este es 10-30% del costo del módulo total. (Ulrich, G. (1986)).

$$C_{AB} = 0,1 * C_{MB}^0 \quad (5 - 14)$$

$$C_{AB} = 0,1 * 1.749.175$$

$$C_{AB} = 174.918 \text{ \$us}$$

5.1.1.1.4.4.3. Instalaciones Fuera de Emplazamiento

Estas son necesarias para suministrar los servicios y por conveniencia, seguridad y control contra la contaminación. Esto representa entre un 23-37% del costo del módulo total. (Ulrich, G. (1986)).

$$C_{OS} = 0,23 * C_{MB}^0 \quad (5 - 15)$$

$$C_{OS} = 0,23 * 1.749.175$$

$$C_{OS} = 402.310 \text{ \$us}$$

5.1.1.1.4.5. Capital Básico Total

Es el capital requerido para que la fábrica inicie sus actividades productivas; contempla los gastos de operación y administración.

El capital de trabajo se calcula en función a los requerimientos para la adquisición de materia prima, energía, mano de obra, entre otros. (Ulrich, G. (1986)).

$$C_{GR} = C_{MT} + C_{SD} + C_{AB} + C_{OS} \quad (5 - 16)$$

$$C_{GR} = 2.133.994 + 69.967 + 174.918 + 402.310$$

$$C_{GR} = 2.781.198 \text{ \$us}$$

El costo total se considera solo los costos efectivos de producción, por lo tanto se tomó en cuenta los costos de la mano de obra, materiales directos e indirectos, los insumos y materias primas.

En cuanto se refiere a los costos directos se tomaron los servicios auxiliares que requiere el proceso (energía eléctrica) como también el refrigerante que se utiliza en la parte de condensación del producto que sale por el tope de la columna. Mientras que en la parte de materiales indirectos se tomo en cuenta la parte de seguridad y dispositivos de seguridad que requiere el personal y la planta, entre otros materiales que forma parte indirectamente del proceso. En lo que concierne a la maquinaria y equipos se tomará también en cuenta el costo del turboexpansor que tiene un costo de 25.000.000 \$us, para tener un aproximado del costo en este rubro.

Todos los puntos mencionados con sus respectivos costos que representan al proyecto tanto en la parte de inversión fija, inversión diferida y el capital de operaciones se resumen en la siguiente tabla:

Tabla V-1
Inversión Total Requerida¹
(En \$us.)

Nº	DETALLE	VALOR	Porcentaje sobre Inversión Total Requerida (%)
1	Inversión (a+b)	29.305.732,68	99,91
	a) Inversión Fija	26.816.854,80	0,81
	- Maquinaria y Equipos	26.063.328	0,79
	- Terreno y Obras Civiles	647.194,38	0,02
	- Mano de Obra Directa e Indirecta	106.333	0,002
	b) Inversión Diferida	2.488.877,89	99,10
	- Gastos de Organización	74.433	0,002
	- Materiales Directo e Indirectos	1.665.862,28	99,08
	- Montaje e Instalación de Equipos	398.747,87	0,012
	- Imprevistos	349.834, 80	0,010
2	Capital de Trabajo	2.781.187	0,09
	Inversión Total Requerida (1+2)	32.086.919,33	100

5.1.2. ESTIMACIÓN DE COSTOS

En esta parte del capítulo se realiza el cálculo respectivo de los costos calcificados en Costos fijos y Costos variables.

5.1.2.1. Costos Directos o Costos Variables

Son aquellos costos de los recursos que se incorporan físicamente al producto final. A su empaque y accesorios que se comercializan conjuntamente y las labores necesarias para su uso, manipuleo y transformación de dichos recursos, incluyen:

- Materia Prima (Gas Natural)
- Mano de Obra Directa
- Energía Eléctrica

¹ Fuente: Elaboración Propia (2012)

5.1.2.2. Costos Indirectos o Costos Fijos

Son costos de los recursos que participan en el proceso productivo pero no se incorporan físicamente al producto final, incluyen:

- Mano de Obra Indirecta
- Materiales Indirectos
- Imprevistos
- Depreciación
- Mantenimiento
- Costos Financieros

En la siguiente tabla se resume los costos anuales de los costos directos e indirectos durante la vida útil de proyecto, para referencia de cálculo se estimará que será de 10 años.

Tabla V-2
Resumen de Costos Anuales
(En \$us)

DETALLE	INST.	PRODUCCION					
		1	2	3	4	5	6-10
Costos Totales (a+b)	0	9.625.854	9.358.463	9.058.986	8.723.571	8.347.906	8.454.944
a) Costos Fijos	0	7.885.558	7.618.168	7.318.690	6.983.276	6.607.611	6.714.648
Depre.	0	4.597.717	4.597.717	4.597.717	4.597.717	4.597.717	4.597.717
Imprevistos	0	349.835	349.835	349.835	349.835	349.835	349.835
Mantenimiento	0	204.000	204.000	20.4000	20.4000	20.4000	20.4000
Costos Finan.	0	2.697.707	2.430.316	2.130.839	1.795.424	1.419.760	1.526.797
Mano de Obra Indirecta	0	31.900	31.900	31.900	31.900	31.900	31.900
Mat. Indirectos	0	4.400	4.400	4.400	4.400	4.400	4.400
b) Costos Variable	0	1.740.295	1.740.295	1.740.295	1.740.295	1.740.295	1.740.295
Mano de Obra Directa	0	74.433	74.433	74.433	74.433	74.433	74.433
Energía Eléct.	0	135.487	135.487	135.487	135.487	135.487	135.487
Refrigerante	0	1.530.375	1.530.375	1.530.375	1.530.375	1.530.375	1.530.375

Fuente: Elaboración Propia (2012)

En la tabla anterior se puede observar que los costos del proyecto irán disminuyendo al pasar de los años. El año que le significará mayor costo al proyecto es el primero de producción con 9.625.854 \$us porque el costo financiero para este año también es el más alto con relación a los otros años.

Se hace notar que no se toma en cuenta el costo de la materia prima debido a que esta provendrá de la Planta de Separación de Líquidos de Gran Chaco que tendrá la misma ubicación que la planta de extracción de Etano.

5.1.3. COSTOS DE PRODUCCIÓN

5.1.3.1. Costo Unitario del Producto

Indica el costo de producir una unidad del bien o servicio para cada nivel de producción.

Para el cálculo del costo unitario del producto se utiliza la siguiente ecuación (Paredes, R. (1994)):

$$C.U.P. = \frac{CT}{QT} \quad (5-17)$$

Donde:

C.U.P = Costo Unitario de Producción

C.T.= Costo Total

Q.T= Cantidad Total

El costo total está constituido por la suma del costo fijo (CF) y el costo variable (CV) en cuyas estructuras se consideran todos los costos del proceso de producción.

$$CT = CF + CV \quad (5-18)$$

Por lo tanto el costo unitario del producto desde el 1^{er} año de producción hasta el 10^{mo} es:

Tabla V-3

Costo Unitario de Producción

(En dólares/año)

AÑO	COSTO TOTAL (\$us)	CATIDAD TOTAL (Tonelada/Año)	COSTO UNITARIO DE PRODUCCION
1	9.625.854	730.236	13
2	9358463,077	834.555	11
3	9058985,585	938.874	10
4	8723570,795	1.043.194	8,36
5	8347906,23	1.043.194	8,00
6-10	8454943,583	1.043.194	8,11

Fuente: Elaboración Propia (2012)

El precio de venta se determina aplicando la fórmula:

$$P.V. = C.U.P. (1 + h) \quad (5-19)$$

El valor de “h” representa el porcentaje de utilidad que se espera obtener para cada unidad del producto, este porcentaje de utilidad está entre un 20-40% se tomará un porcentaje de utilidad igual al 35%.

Tabla V-4

Precio de Venta del Etano

(En dólares/año)

AÑO	PRECIO DE VENTA
1	534
2	454
3	391
4	339
5	324,09
6-10	328,25

Fuente: Elaboración Propia (2012)

El precio del producto que se mostró en la anterior tabla se calculó con referencia a un año, es decir se mostro el precio total al que se venderá el producto tras un año de producción.

5.1.4. ESTIMACIÓN DE INGRESOS

Los ingresos son los montos de dinero que el proyecto recibe por venta de la producción.

Para la estimación de ingresos se debe tener en cuenta que es posible implementar y poner en marcha el proyecto a partir del 1^{er} año de producción con el 100% de su capacidad instalada.

Tabla V-5

Ingresos Anuales Proyectados

(En \$us)

AÑO	PRODUCCIÓN Q	PRECIO DE VENTA P	INGRESO TOTAL I=Q*P
1	730.236	534	389.847.074,6
2	834.555	454	379.017.754,6
3	938.874	391	366.888.916,2
4	1.043.194	339	353.304.617,2
5	1.043.194	324,09	338.090.202,3
6	1.043.194	328,25	342.425.215,1

Fuente: Elaboración Propia (2012)

Se estima que para los últimos años se pueda extraer la cantidad de Etano planteada en el capítulo III de 2.800 toneladas/día.

5.1.5. DETERMINACIÓN DE UTILIDADES

Es el estado de ingresos y egresos, tiene como objetivo mostrar si el proyecto es capaz de generar utilidades netas o caso contrario pérdidas que pueden afectar su situación patrimonial.

Según los datos expuestos en la tabla V-6 se puede apreciar que el proyecto sería capaz de generar utilidades en los diez años de producción planteados.

Tabla V-6
Estado de Pérdidas y Ganancias
(En \$us)

N°	DETALLE	PRODUCCIÓN					
		AÑOS	1	2	3	4	5
1	INGRESOS	389.859.075	379.029.755	366.900.916	353.316.617	338.102.202	342.437.215
	Ventas	389.847.075	379.017.755	366.888.916	353.304.617	338.090.202	342.425.215
	Otros Ingresos	12.000	12.000	12.000	12.000	12.000	12.000
2	COSTOS TOTALES (a+b)	11.910.732	11.643.341	11.343.863	11.008.449	10.632.784	10.739.821
	a) Costos Fijos	10.170.436	9.903.046	9.603.568	9.268.153	8.892.489	8.999.526
	Depreciación	4.597.717	4.597.717	4.597.717	4.597.717	4.597.717	4.597.717
	Imprevisto	3.49.835	3.49.835	3.49.835	3.49.835	3.49.835	3.49.835
	Cost. Finan.	2.697.707	2.430.316	2.130.839	1.795.424	1.419.760	1.526.797
	Inv. Diferida	2.488.878	2.488.878	2.488.878	2.488.878	2.488.878	2.488.878
	Mano Obra Indir.	31.900	31.900	31.900	31.900	31.900	31.900
	Mat. Indirecto	4.400	4.400	4.400	4.400	4.400	4.400
	b) Costos Variables	1.740.295	1.740.295	1.740.295	1.740.295	1.740.295	1.740.295
	Mano de Obra Directa	74.433	74.433	74.433	74.433	74.433	74.433
	Energía Elec. Produc.	135.487	135.487	135.487	135.487	135.487	135.487
	Otros Gastos	1.530.375	1.530.375	1.530.375	1.530.375	1.530.375	1.530.375
3	UTILIDAD BRUTA (1-2)	377.948.343	367.386.414	355.557.053	342.308.169	327.469.418	331.697.394
4	IMPUESTOS	58.581.993	56.944.894,11	55.111.343,17	53.057.766,12	50.757.759,82	51.413.096,01
5	UTILIDAD NETA(3-4)	319.366.350	310.441.520	300.445.710	289.250.402	276.711.658	280.284.298

Fuente: Elaboración Propia (2012)

5.2. FINANCIAMIENTO

Se requiere de un financiamiento para garantizar la inversión en la ejecución del proyecto. Para este caso particula la inversión que se requiere para la implementación y puesta en marcha de la planta oscila los 32.086.919 \$us.

5.2.1. NECESIDAD DE CAPITAL

5.2.2. FUENTES DE FINANCIAMIENTO

Las fuentes de financiamiento pueden ser internas o externas.

5.2.2.1. Fuentes Internas

Estas fuentes pueden ser capital propio, aportado al inicio por los capitalistas y responsables del proyecto, que para el caso del proyecto es de 9.606.027 \$us.

5.2.2.2. Fuentes Externas

Estas fuentes se obtienen de entidades financieras fuera del proyecto, a través de distintos mecanismos e instituciones. Las fuentes externas consideradas para el presente proyecto son los bancos. Para el proyecto se requiere un préstamo de 22.480.892 \$us.

Tabla V-7
Estructura de Financiamiento
(En \$us)

Nº	DETALLE	APORTE PROPIO	APORTE SOLICITADO	TOTAL
1	Inversión (a+b)	7.937.315	21368417,63	29.305.733
	c) Inversión Fija	5.448.437	21368418	26.816.855
	- Maquinaria y Equipos	5.212.666	20850662	
	- Terreno y Obras Civiles	129.439	517756	
	- Mano de Obra Directa e Indirecta	106.333	0	
	d) Inversión Diferida	2.488.878	0	2.488.878
	- Gastos de Organización	74.433	0	
	- Materiales Directo e Indirectos	1.665.862	0	

	- Montaje e Instalación de Equipos	398.748	0	
	- Imprevistos	349.835	0	
2	Capital de Trabajo	1.668.712	1112475	2.781.187
	Inversión Total Requerida (1+2)	9.606.027	22480892	32.086.919

Fuente: Elaboración Propia (2012)

5.2.3. AMORTIZACIONES

5.2.3.1. Periodo de Gracia

El periodo de gracia a considerarse es de un año, periodo en el cual se realizará la implementación y puesta en marcha del proyecto. (Paredes, R. (1994)).

5.2.3.2. Interés

Las entidades financieras locales en el rubro de fomento ofrecen tasas alternativas de crédito del 12 al 18% anual para préstamos de fomento a la industria, negociables según las características del proyecto. El periodo y condiciones en que se recibe el préstamo donde el pago se realiza mediante pagos periódicos hasta completar el monto, se calcula la cantidad que se debe cancelar a la entidad financiera de la siguiente manera.

$$M = K \left[\frac{(1+i)^n \cdot i}{(1+i)^n - 1} \right] \quad (5-20)$$

Donde:

K = Capital a financiar

M = Monto a pagar por periodo

i = Tasa de interés que es un 12%

n = Años de pago

Reemplazando los datos en la ecuación 5-20, se obtiene el siguiente monto a pagar:

$$M = 22.480.892 * \left[\frac{(1 + 0,12)^7 * 0,12}{(1 + 0,12)^7 - 1} \right]$$

$$M = 4.925.962$$

Tabla V-8

Plan de Pagos

(En \$us)

AÑO	SALDO CAPITAL	INTERES I	AMORTIZACION A	TOTAL (I+A)
0	22.480.892,28	2.697.707,07	0	2.697.707,07
1	22.480.892,28	2.697.707,07	2.228.255,14	4.925.962,22
2	20.252.637,14	2.430.316,46	2.495.645,76	4.925.962,22
3	17.756.991,38	2.130.838,97	2.795.123,25	4.925.962,22
4	14.961.868,13	1.795.424,18	3.130.583,04	4.925.962,22
5	11.831.330,08	1.419.759,61	3.506.202,61	4.925.962,22
6	8.325.127,47	999.015,30	3.926.946,92	4.925.962,22
7	4.398.180,55	527.781,67	4.398.180,55	4.925.962,22
			22.480.892,28	

Fuente: Elaboración Propia (2012)

CAPÍTULO VI

EVALUACIÓN ECONÓMICA DEL PROYECTO

6.1. DETERMINACIÓN DEL PUNTO DE EQUILIBRIO

El punto de equilibrio llamado también por algunos autores umbral de rentabilidad se da cuando el valor de los ingresos es igual al valor de los costos de producción. Permite conocer el punto mínimo de producción al que debe operarse para que el proyecto no tenga pérdidas.

Con el punto de equilibrio se podrá determinar la capacidad mínima en la planta, con la cual no se obtiene ni ganancias ni pérdidas, existen distintas formas de cálculo de este punto de equilibrio se trabajará con el cálculo del punto de equilibrio con relación al volumen de ventas. (Paredes, R. (1994)).

6.1.1. Punto de Equilibrio en Volúmenes de Ventas

Para el cálculo de ventas con relación al volumen de ventas se hace uso de la siguiente fórmula (Paredes, R. (1994)). :

$$P. E. = \frac{\text{Costo Fijo Total}}{1 - \frac{\text{Costo Variable Total}}{\text{Ventas Totales}}} \quad (6-1)$$

En la tabla VI-1 se muestra los resultados obtenidos los datos correspondientes a la fórmula previamente planteada.

Tabla VI-1

Punto de Equilibrio en Unidades Monetarias

AÑOS	COSTO FIJO TOTAL	VENTAS TOTALES	COSTO VARIABLE TOTAL	PUNTO DE EQUILIBRIO
1	7.885.558	389.847.074	1.740.295	7.920.918
2	7.618.168	379.017.754	1.740.295	7.653.309
3	7.318.690	366.888.916	1.740.295	7.353.571
4	6.983.276	353.304.617	1.740.295	7.017.844
5	6.607.611	338.090.202	1.740.295	6.641.799
6-10	6.714.648	342.425.215	1.740.295	6.748.948

Fuente: Elaboración Propia (2012)

6.1.2. Punto de Equilibrio en Volúmenes Físicos

Para obtener el punto de equilibrio en unidades físicas se utiliza la siguiente fórmula:

$$P.E. = \frac{P.E.monetario}{Precio de Ventas} \quad (6-2)$$

Remplazando los datos en la anterior formula se obtienen los siguientes datos:

Tabla VI-2

Punto de Equilibrio en Unidades Físicas

AÑOS	PUNTO DE EQUILIBRIO MONETARIO	PRECIO DE VENTA	PUNTO DE EQUILIBRIO
1	7.920.918	534	14.837
2	7.653.309	454	16.852
3	7.353.571	391	18.818
4	7.017.844	339	20.721
5	6.641.799	324	20.494
6-10	6.748.948	328	20.561

Fuente: Elaboración Propia (2012)

Para obtener utilidades se debe producir por encima de 14.837 unidades físicas del producto objeto de estudio.

6.2. FUENTES Y USOS DE FONDOS

El flujo de fondos muestra el origen de los fondos monetarios y su destino en el tiempo. (Paredes, R. (1994)).

En esta sección se mostrará el flujo de fuentes tanto de egresos como ingresos; los resultados se obtienen en la tabla VI-3.

Tabla VI-3

Estado de Flujo de Fondos

N. o	DETALLE	INST.	PRODUCCIÓN					
			1	2	3	4	5	6-10
	AÑOS							
1	FUENTES	32.086.919	326.452.944	317.528.114	307.532.304	296.336.997	283.798.253	296.898.786
	Aporte Prop.	9.606.027						
	Préstamos	22.480.892						
	Utilidad Neta		319.366.350	310.441.520	300.445.710	289.250.402	276.711.658	280.284.298
	Depreciación		4.597.716	4.597.716	4.597.716	4.597.716	4.597.716	4.597.716
	Cap. de Trabajo							2.781.186
	Amort. Inver.Dif.		2.488.877	2.488.877	2.488.877	2.488.877	2.488.877	2.488.877
	Valor Residual							6.746.707
2	USOS	32.086.919	2.228.255	2.495.645	2.795.123	3.130.538	3.506.203	30.806.019
	Inversión Fija	26.816.854						
	Inversión Diferida	2.488.877						
	Capital de Trabajo	2.781.186						
	Amortización		2.228.255	2.495.645	2.795.123	3.130.538	3.506.203	30.806.019
3	FLUJO ACTUAL (1-2)	0	324.224.689	315.032.468	304.737.181	293.206.459	280.292.050	266.092.766
4	FLUJO ACUMULADO	0	324.224.689	639.257.158	943.994.339	1.237.200.798	1.517.492848	1.783.585.614

Fuente: Elaboración Propia (2012)

6.3. EVALUACIÓN ECONÓMICA

Se analizara el rendimiento y rentabilidad de toda la inversión sin que importe el origen de los fondos, si son aporte propio o préstamos; se evalúa el resultado de los ingresos menos los costos monetarios, independientemente de la forma de financiamiento. (Paredes, R. (1994)). A continuación se muestra la tabla VI-4 con el estado de pérdidas y ganancias económicas:

Tabla VI-4

Análisis de Pérdidas y Ganancias Económicas

N°	DETALLE	PRODUCCIÓN					
		AÑOS	1	2	3	4	5
1	VENTAS	389.847.075	379.017.754	366.888.916	353.304.617	338.090.202	342.425.215
2	COSTOS TOTALES (a+b)	8.502.877	8.770.267	9.069.745	9.405.160	9.780.824	37.080.641
	a) Fijos	6.898.069	7.165.459	7.464.937	7.800.352	8.176.016	35.475.833
	Depreciación	4.597.717	4.597.717	4.597.717	4.597.717	4.597.717	4.597.717
	Otros	72.097	72.097	72.097	72.097	72.097	72.097
	Amortización	2.228.255	2.495.646	2.795.123	3.130.538	3.506.203	30.806.020
	Inversión Diferida	0	0	0	0	0	0
	b) Variables	1.604.808	1.604.808	1.604.808	1.604.808	1.604.808	1.604.808
	Mano de Obra Directa	74.433	74.433	74.433	74.433	74.433	74.433
	Otros	1.530.375	1.530.375	1.530.375	1.530.375	1.530.375	1.530.375
3	UTILIDAD BRUTA (1-2)	381.344.198	370.247.487	357.819.171	343.899.457	328.309.378	305.344.574
4	IMPUESTOS	59.108.351	57.388.360	55.461.971	53.304.416	50.887.954	47.328.409
5	UTILIDAD NETA (3-4)	322.235.847	312.859.126	302.357.200	290.595.041	277.421.424	258.016.165

Fuente: Elaboración Propia (2012)

Con la tabla del Estado de Pérdidas y Ganancias se reformula el Flujo de Fondos Económico que obedece al criterio de evaluación económica, independiente de la forma de financiamiento. En la tabla siguiente se considera como fuentes todos los ingresos netos generados en la etapa pre operativa y operativa del proyecto, capital de trabajo y como usos a la inversión total.

Tabla VI-5

Estado de Flujos Económicos

	DETALLE	INST.	PRODUCCIÓN					
			1	2	3	4	5	6-10
1	FUENTES	9.606.027	324.036.163	315.111.333	305.115.523	293.920.216	281.381.472	287735298
	Aporte Propio	9.606.027						
	Utilidad Neta		319.366.350	310.441.520	300.445.710	289.250.402	276.711.658	280.284.298
	Depreciación		4.597.717	4.597.717	4.597.717	4.597.717	4.597.717	4.597.717
	Otros Ingresos		72.097	72.097	72.097	72.097	72.097	72.097
	Capital de Trabajo							2.781.187
	Amort. Inver. Diferida		0	0	0	0	0	0
2	USOS	32.086.919	2.228.255	2.495.646	2.795.123	3.130.538	3.506.203	30.806.020
	Inversión Fija	26.816.854						
	Inversión Diferida	2.488.878						
	Capital de Trabajo	2.781.187						
	Amortización		2.228.255	2.495.646	2.795.123	3.130.538	3.506.203	30.806.020
3	FLUJO ECONÓMICO ACTUAL (1-2)	0	321.807.908	312.615.687	302.320.400	290.789.678	277.875.269	256.929.278
4	FLUJO ECONÓMICO ACUMULADO	0	321.807.908	634.423.596	936.743.996	1.227.533.674	1,505.408.944	1.762.338.222

Fuente: Elaboración Propia (2012)

6.4. INDICADORES DE EVALUACIÓN

La evaluación del proyecto es una operación que permite tomar la decisión de invertir o no, esta evaluación que mide la rentabilidad del proyecto mediante de los indicadores V.A.N., T.I.R., relación Beneficio/Costo.

6.4.1. VALOR ACTUAL NETO

El Valor Actual Neto es la sumatoria de los beneficios netos actualizados de un proyecto a una tasa de actualización determinada por el costo de oportunidad del capital. (Paredes, R. (1994)).

Para el cálculo de este indicador económico se hace uso de la formula:

$$VAN = -\frac{FN_0}{(1+i)^0} + \frac{FN_1}{(1+i)^1} + \frac{FN_2}{(1+i)^2} + \dots + \frac{FN_n}{(1+i)^n} \quad (6-3)$$

Donde:

FN= Flujo Neto o Saldo de Liquidez Neto

n= Vida Útil del Proyecto (años)

i= Tasa de Interés de Actualización del 12%

La siguiente tabla muestra el Flujo Neto Económico que se obtiene en el Estado de Flujo de fondos Económico antes realizado.

Tabla VI-6

Flujo Neto Económico

AÑOS	Flujo Neto Económico
0	9.606.027
1	321.807.908
2	312.615.688
3	302.320.400
4	290.789.678
5	277.875.270
6-10	256.929.278

Fuente: Elaboración Propia (2012)

Aplicando los datos a la fórmula 6-2:

$$VAN = -\frac{9.606.027}{(1 + 0,12)^0} + \frac{321.807.908}{(1 + 0,12)^1} + \frac{312.615.688}{(1 + 0,12)^2} + \frac{302.320.400}{(1 + 0,12)^3} + \frac{290.789.678}{(1 + 0,12)^4} + \frac{277.875.270}{(1 + 0,12)^5} + \frac{256.929.278}{(1 + 0,12)^6}$$

El valor del VAN es:

$$\boxed{VAN= 263.771.147 \text{ \$us}}$$

Este resultado significa que invirtiendo 32.086.919 \$us y obteniendo utilidades anuales de 9.606.027; 321.807.908; 312.615.688; 302.320.400; 290.789.678; 277.875.270 y 256.929.278 \$us y con una tasa de actualización del 12% el proyecto produce 263.771.147 \$us más que si se hubiere depositado ese dinero en el banco o destinado a otra inversión alternativa.

6.4.2. TASA INTERNA DE RETORNO

Representa la tasa de rendimiento financiero del dinero invertido en el proyecto. El T.I.R. es la tasa de actualización que aplicado al Flujo Neto, logra que el VAN del proyecto sea igual a cero. (Paredes, R. (1994)).

$$TIR = i_1 + (i_2 - i_1) \left[\frac{VAN_1}{VAN_1 + VAN_2} \right] \tag{6-4}$$

Donde:

i_1 = Tasa de descuento del último VAN positivo

i_2 = Tasa de descuento del primer VAN negativo

VAN_1 = Valor Actual Neto, obtenido con i_1

VAN_2 = Valor Actual Neto, obtenido con i_2

Reemplazando datos en la ecuación 6-3:

$$TIR = 21 + (22 - 21) \left[\frac{14.181.017}{14.181.017 + (-8.304.218)} \right]$$

El valor del TIR es:

$$\boxed{TIR=21,01482016\%}$$

El valor que se obtuvo del TIR que es de 21,01% significa; si se calcula el VAN con una $i= 21,01 \%$ se obtiene un valor igual a cero. Asumiendo que el costo de oportunidad del capital invertido es el 12%, entonces invertido rinde el 9,01 % anual por encima de lo que se hubiere ganado depositando ese dinero en el banco al 12%.

6.4.3. RELACIÓN BENEFICIO/COSTO

La relación beneficio/costo (B/C) muestra la calidad de dinero actualizado que percibirá el proyecto por cada unidad monetaria invertida.

Se obtiene de dividir los ingresos brutos actualizados (beneficios) entre los costos actualizados, a una tasa de interés vigente en el mercado, generalmente se utiliza la misma tasa que la aplicada para el cálculo del VAN. (Paredes, R. (1994)).

Con la siguiente fórmula:

$$\frac{B}{C} = \frac{\frac{B_1}{(1+i)^1} + \frac{B_2}{(1+i)^2} + \dots + \frac{B_n}{(1+i)^n}}{\frac{C_0}{(1+i)^0} + \frac{C_1}{(1+i)^1} + \frac{C_2}{(1+i)^2} + \dots + \frac{C_n}{(1+i)^n}} \quad (6-5)$$

Donde:

B_1 = Beneficio Bruto en el año 1 así sucesivamente

C_0 = Costo de Inversión en el momento cero.

C_1 = Costos en el año 1 y así sucesivamente

$(1+i)$ = Factor de Actualización

n = Periodos (Años)

Para obtener la relación Beneficio/Costo Económico se parte del Estado de Pérdidas y Ganancias

Económicas, estos datos son:

Tabla VI-7

Relación Beneficio/Costo

AÑOS	1	2	3	4	5	6-10
Beneficio	389847074,6	379017754,6	366888916,2	353304617,2	338090202,3	342425215,1
Costo	11.910.732	11.643.341	11.343.863	11.008.449	10.632.784	10.739.821

Fuente: Elaboración Propia (2012)

Aplicando estos datos en la fórmula se tiene como resultado una relación beneficio/costo de:

$$\boxed{B/C=1,535667487}$$

Como la relación beneficio/costo es mayor a la unidad se puede decir que el proyecto es aceptable debido a que los beneficios son superiores a los costos.

6.4.4. TIEMPO DE RETORNO DE LA INVERSIÓN

Es un indicador complementario en la evaluación del proyecto. Con este método se mide el tiempo en el cual se recupera la inversión total a partir del flujo neto del proyecto. Este tiene una desventaja de no considerar la rentabilidad de la inversión, ni el comportamiento de los ingresos netos que genera el proyecto con posterioridad a la recuperación del capital invertido. (Paredes, R. (1994)).

Para su aplicación operativa se recurre a la siguiente fórmula:

$$P = \frac{IT}{FN_{pa}} \quad (6-6)$$

Donde:

P= Periodo de Recuperación del Capital

IT= Inversión Total

F.N.p.a.= Flujo Neto promedio anual

Primero se debe conocer el Flujo Neto Financiero, los años de vida útil y la inversión total del proyecto.

Tabla VI-8

Flujo Neto Financiero

AÑOS	Inversión Total	Flujo Neto
0	32.086.919	
1		324.224.689
2		315.032.468
3		304.737.181
4		293.206.459
5		280.292.050
6-10		266.092.766

Fuente: Elaboración Propia (2012)

Posteriormente se halla el promedio anual del Flujo Neto total acumulado en el último año de vida del proyecto.

$$FN_{pa} = \frac{\text{Total Flujo Neto}}{\text{Años de Vida Util}} \quad (6-7)$$

$$FN_{pa} = \frac{1.783.585.614}{10}$$

$$FN_{pa} = 178.358.561,4$$

Finalmente se calcula el periodo de recuperación de la inversión, reemplazando datos en (6-6)

$$P = \frac{320869193}{178358561}$$

$$\boxed{P=2}$$

El periodo de recuperación de la inversión será aproximadamente de dos años.

6.5. DETERMINACIÓN DE LA UTILIDAD LÍQUIDA

En la tabla VI-9 se presenta el detalle para determinar la utilidad líquida, que será utilizada para el cálculo de la rentabilidad con respecto a la inversión.

Tabla VI-9
Utilidad Líquida

Nº	AÑOS	1	2	3	4	5	6-10
	Ingresos	389.847.075	379017754,6	366888916,2	353304617,2	338090202,3	342425215,1
	Costos	11.910.732	11.643.341	11.343.863	11.008.449	10.632.784	10.739.821
1	Utilidad Bruta	377.936.343	367.374.414	355.545.053	342.296.168	327.457.418	331.685.394
2	Depreciación	4.597.717	4.597.717	4.597.717	4.597.717	4.597.717	4.597.717
3	Utilidad Neta (1+2)	382.534.060	371.972.130	360.142.769	346.893.885	332.055.135	336.283.110
4	Amortización	2.228.255	2.495.646	2.795.123	3.130.538	3.506.203	30.806.019
	UTILIDAD LIQUIDA (3-4)	380.305.805	369.476.485	357.347.646	343.763.347	328.548.932	305.477.091

Fuente: Elaboración Propia (2012)

6.5.1. Rentabilidad con Relación a la Inversión

Este indicador da la cantidad de recuperación por cada unidad monetaria invertida.

$$RI = \frac{\text{Utilidad Líquida}}{\text{Inversión Total}} \quad (6-8)$$

Tabla VI-10

Rentabilidad con Relación a la Inversión

AÑO	Utilidad Líquida	Inversión Total
0		32.086.919
1	380.305.805	
2	369.476.485	
3	357.347.646	
4	343.763.347	
5	328.548.932	
6	305.477.091	

Fuente: Elaboración Propia (2012)

Reemplazando los datos de la tabla VI-10 en la ecuación 6-8.

$$RI = \frac{34.748.655}{32.086.919}$$

$$\boxed{RI=0,1083}$$

6.6. ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

Se analizará dos alternativas para el análisis de sensibilidad:

- a) Disminución de los Ingresos en un 6%
- b) Incremento de los Costos en un 6%

Tabla VI-11
Análisis de Sensibilidad
Disminuyendo los Ingresos en un 6%

AÑO	BENEFICIOS A	COSTOS B	BENEF. NETOS A-B
0	9.317.846	32.086.919	-22.769.073
1	378.151.662	11.910.731	366.240.931
2	367.647.222	11.643.341	356.003.881
3	355.882.248	11.343.863	344.538.385
4	342.705.478	11.008.447	331.697.030
5	327.947.496	10.632.784	317.314.712
6	332.152.458	10.739.821	321.412.637

Fuente: Elaboración Propia (2012)

Haciendo variar los ingresos de forma negativa es decir por medio de la disminución de los mismos se obtuvieron los siguientes resultados:

$$\text{VAN} = 59.817.980 \text{ \$us}$$

$$\text{TIR} = 25,79876951 \%$$

$$\text{B/C} = 1,84564826$$

Ahora se hará el análisis de sensibilidad planteando la segunda alternativa.

Tabla VI-12
Análisis de Sensibilidad
Incrementando los Costos en un 6%

AÑO	BENEFICIOS A	COSTOS B	BENEF. NETOS A-B
0	9.606.027	34.012.134	-2.4406.107
1	389.847.075	12.625.375	377.221.699
2	379.017.755	12.341.941	366.675.813
3	366.888.916	12.024.495	354.864.420
4	338.090.202	11.668.956	326.421.247
5	338.090.202	11.270.751	326.819.451
6	342.425.215	11.384.211	331.041.004

Fuente: Elaboración Propia (2012)

Con este cambio en los costos la variación de los indicadores macroeconómicos es:

VAN= 17.067.002 \$us

TIR= 66,503277%

B/C= 1,247825

Variando los ingresos y los costos se siguen obteniendo datos favorables, los cuales indican que el proyecto de la implementación de una planta para extraer Etano es rentable.

CAPÍTULO VII

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

7.1. CONCLUSIONES

Realizada la investigación del proyecto “Diseño de una Planta de Extracción de Etano del Gas Natural, para la planta Gran Chaco” se llega a las siguientes conclusiones.

1. El mercado del producto que se obtiene en el proyecto es la Planta de Etileno y Polietileno de Gran Chaco, por lo tanto existe un mercado seguro para el producto a obtener.
2. Existe una demanda insatisfecha de los productos derivados del etileno en el país de acuerdo a la proyección realizada, la cual llegaría a ser cubierta con la implementación de una la planta de extracción de etano. La demanda a nivel país es relativamente baja en comparación a la producción estimada de la planta productora de los derivados del etileno por lo cual se llegaría a cubrir el mercado externo.
3. El Gas Natural que se utilizará como materia prima es extraído de los principales pozos gasíferos del departamento de Tarija por lo cual se determina la localización de la planta de extracción de etano entre la población de Yacuiba y la población de Madrejón por cumplir con las exigencias de aceptabilidad, factibilidad y productividad.
4. La alternativa de extracción de Etano a partir del Gas Natural que tiene un mayor rendimiento de recuperación y cumple con las características que el proyecto sigue es el proceso de Recirculación de Vapor Fraccionado (Recycle Split Vapor), que permite una extracción del 100% de Etano aproximadamente, lo que facilita el aprovechamiento del gas natural rico en hidrocarburos livianos. Además con este proceso se obtiene un gas natural seco con las condiciones estándares de exportación.
5. El dimensionamiento de la columna Demetanizadora/Deetanizadora está acorde a la cantidad de Etano que se pretende extraer, proporcionando un mayor rendimiento al proceso y una mayor eficiencia económica al proyecto.
6. Realizado el estudio de prefactibilidad, respecto a la implementación de una Planta de Extracción de Etano en el departamento de Tarija, establece ser un proyecto que requiere una considerable inversión para la implementación de

32.086.919 \$us, tornándose en un objetivo económico nacional, debiendo buscar el respectivo financiamiento internacional, en beneficio e incremento del PIB Nacional.

7. Se trata que Bolivia pase de ser un país exportador de materias primas a ser un país productor y exportador de productos terminados. Por ello es de interés y prioridad nacional desarrollar la industria petroquímica del gas natural para generar valor agregado y empleo. Para esto se debe aumentar las exploraciones, explotación de reservorios en el territorio Boliviano y la industrialización del Gas Natural.

7.2. RECOMENDACIONES

De acuerdo al análisis y las conclusiones del estudio de prefactibilidad sobre el “Diseño de una Planta de Extracción de Etano del Gas Natural, para la Planta Gran Chaco” se recomienda lo siguiente:

1. Es pertinente realizar el estudio de factibilidad del diseño de una planta de extracción de Etano del Gas Natural para revalidar y afirmar los resultados obtenidos en la presente investigación, a objeto de presentar como una alternativa a los involucrados en el campo.
2. A partir del presente estudio analizar las posibilidades de producir etileno, polietileno, PET, plásticos derivados del etileno y otros productos relacionados; en vista de ser proyectos favorables para el incremento de la economía de Bolivia, a objeto de elevar la calidad de vida de sus habitantes en general.
3. Invertir para que mejore y se implemente las industrias de los hidrocarburos y petroquímica debido a que el país es rico en recursos naturales (gas natural) que no son aprovechados como se debería ocasionando que Bolivia sea un país en vías de desarrollo.
4. Realizar estudios de prefactibilidad sobre los hidrocarburos y petroquímica en general en la carrera de Ingeniería Química de Tarija debido a que la existencia de este tipo de proyectos es poca o nula, a pesar que la carrera se ubica en el departamento con mayor potencial para la industria de los hidrocarburos y la petroquímica, desvalorizando la importancia que tienen este tipo de industrias para la carrera, para la región como para el país.