

CAPÍTULO I

INTRODUCCIÓN

1.1. ANTECEDENTES

La producción del metanol a partir del gas natural ocurre cuando en su primer proceso de “reformación” el gas es mezclado con vapor bajo calor para producir un “gas de síntesis” que consiste en hidrógeno (H_2), monóxido de carbono (CO) y dióxido de carbono (CO_2). En una segunda etapa de “compresión” ese gas de síntesis es presurizado (comprimido) y sometido a reacción (convertido) para formar “metanol crudo” compuesto aproximadamente por 75 % metanol y 25 % agua, y posteriormente se verifica trazas e impurezas que se remueven en el proceso de destilación. En la planta y como último proceso ocurre la refinación donde el metanol es extraído en forma de vapor, posteriormente almacenado en tanques hasta el momento de ser distribuido.

Los principales procesos empleados actualmente para la producción de metanol son los de baja presión; (ICI) Imperial Chemical Industrial Ltda., y (Lurgi Corporation) por el alemán Lurgi Gesellschaft.

1.1.1. Nivel Internacional¹

La industria del metanol se extiende por todo el mundo. Su producción se lleva a cabo en Asia, América del Norte, América del Sur, Europa, África y Medio Oriente. Hay más de 90 plantas de metanol en todo el mundo con una capacidad de producción total de más de 75 millones de toneladas métricas por año.

Cada día se utilizan más de 100.000 toneladas de metanol como materia prima química o como combustible para el transporte.

La industria global del metanol genera 36.000 millones de dólares en actividad económica cada año, y crea más de 100.000 puestos de trabajo en todo el mundo.

¹**Fuente:** Methanol Institute, 2011 (The Methanol Industry).

Las siguientes empresas productoras y comercializadoras de metanol, son las más importantes en el mercado del metanol a nivel mundial, éstas son:

Tabla I-1a
Empresas comercializadoras y productoras de metanol en el mundo²

Empresa	País
- Air Products & Chemicals, Inc	U.S.A.
- Aker Kvaerner ASA	Norway
- Ammonia Casale SA	Switzerland
- Antibioticos SpA	Italy
- Ashland, Inc.	U.S.A.
- Atlantic Methanol Production Company LLC	U.S.A.
- Atlas Methanol Co, Ltd	West Indies
- BASF Aktiengesellschaft	Germany
- BP PLC	U.K.
- Celanese AG	Germany
- Chinese Petroleum Corporation	Taiwan
- CNOOC Ltd	Hong Kong
- Coogee Energy Pty, Ltd	Australia
- Cytec Industries, Inc	U.S.A.
- Dakota Gasification Co	U.S.A.
- DEA Mineraloel AG	Germany
- Eastman Chemical Company	U.S.A.
- Eni SpA	Italy
- Rat Narmada Valley Fertilizers Co, Ltd	India
- Guja- Haldor Topsoe	Denmark
- Jiangxi Jiangan Chemical Industry Ltd.	China
- Johnson Matthey Catalysts & Chemicals	U.S.A.
- Lambiotte & Cie SA/NV	Belgium
- Lanxess AG	Germany
- Lee Chang Yung Chemical Industry Co	Taiwan
- Lyondell Chemical Company	U.S.A.
- Merck KGaA	Germany
- Metanol de Oriente Metor SA	Venezuela
- Methanex Corporation	Canada, Chile, Nueva Zelanda
- Methanol Holdings	Trinidad y Tobago
- Methanor VOF	The Netherlands
- Mitsubishi Gas Chemical Company, Inc	Japan
- Motiva Enterprises LLC	U.S.A.
- National Petrochemical Co	Iran
- Nippon kasei chemical Co, Ltd	Japan
- Nippon Steel Chemical Co, Ltd	Japan

²**Fuente:** LaFuente, 2010 (Breve Análisis de Producción y Mercados del Metanol).

Tabla I-1b
Empresas comercializadoras y productoras de metanol en el mundo³
Continuación...

Empresa	País
- Nissan Chemical Industries Ltd	Japan
- Petroleos Mexicanos (PEMEX)	Mexico
- Perstorp AB	Sweden
- Petroliam Nasional Berhad (PETRONAS)	Malaysia
- Praxair, Inc	U.S.A.
- Prosint	Brazil
- Qatar Fuel Additives Company Ltd	Qatar
- Repsol QuE mica, SA (Repsol YPF)	Spain
- Rohm And Haas Company	U.S.A.
- Saudi Basic Industries Corporation (SABIC)	Saudi Arabia
- Shandong Hualu Hengsheng Group Co, Ltd	China
- Shin-Etsu Chemical Co, Ltd	Japan
- Sinopec Qilu Petrochemical Co, Ltd	China
- Sinopec Sichuan Vinylon Works	China
- Southern Chemical Corporation	U.S.A.
- Statoil SA	Norway
- Sterling Chemicals, Inc	U.S.A.
- Sud-Chemie AG	Germany
- Sumitomo Chemical Co, Ltd	Japan
- Terra Industries, Inc	U.S.A.
- Transammonia, Inc	U.S.A.
- Wacker-Chemie GmbH	Germany

1.1.2. Nivel Latinoamérica

América Latina cuenta probablemente con más plantas de metanol de lo que le correspondería, considerando que su consumo doméstico es relativamente bajo.

En el sentido de la proporción de la producción mundial, Methanex (Chile) aporta el 16 % del mercado internacional.

En cuanto se refiere a los productores, la primera planta de Methanex I, se puso en funcionamiento en 1988 y cuenta con una capacidad de 882.000 toneladas/año. En 1996 la puesta en funcionamiento de la planta Methanex II, con una capacidad de 990.000 toneladas/año. En 1999 entra en funcionamiento la planta Methanex III, con

³**Fuente:** LaFuente, 2010 (Breve Análisis de Producción y Mercados del Metanol).

una capacidad de 1,088.000 toneladas/año y desde 2005 funciona la planta Methanex IV, con una capacidad de 840.000 toneladas/año (Methanex Corporation, 2012). La producción de Trinidad y Tobago es de 2.1 millones de toneladas/año.

Los productores más importantes de Venezuela son Metor (Metanol de Oriente), una compañía conjunta entre Pequiven (37.5%), Mitsubishi Corporation (23.75%), Mitsubishi Gas Chemical (23.75%), Inversiones Polar y Super Methanol (10%), la International Finance Corporation (5%).

Brasil cuenta sólo con una pequeña cantidad de producción que se consume internamente, pero Brasil juega un papel muy interesante en la región, en el sentido de su programa de “metanol a combustible” puede convertirle también en un importador de metanol.

México y Argentina cuentan con una pequeña cantidad de producción de metanol. México importa también algo de metanol.

A continuación se presenta una tabla con el resumen de las empresas de metanol más importantes de Latinoamérica.

Tabla I-2

Empresas productoras de metanol en latinoamérica⁴

Empresa	País
- Methanex	Chile
- Methanol Holdings	Trinidad y Tobago
- Metor S.A., Super Metanol	Venezuela
- Repsol YPF	Argentina
- Pemex	México
- Methanor	Brasil

1.1.3. Nivel Nacional

En Bolivia es una perspectiva de negocio a largo plazo de ser un país de producción de metanol para el campo petroquímico y otros, por lo que aún no hay producción de metanol en nuestro país.

⁴**Fuente:** Elaboración propia, 2012 (Recopilación).

Las plantas petroleras que operan en Bolivia son: las plantas de Río Grande en Santa Cruz (ANDINA), Paloma en Cochabamba (REPSOL YPF), Colpa en Santa Cruz (PESA) y las plantas Vuelta Grande en Chuquisaca, Carrasco en Cochabamba, Kanata en Cochabamba por la empresa CHACO, Refinería Oro Negro y Refinería Guillermo Elder Bell en Santa Cruz, Refinería Gualberto Villarroel en Cochabamba, las cuales se dedican a la separación de GLP y refinación de combustibles (A.N.H., 2012).

También es debido mencionar que se está poniendo en marcha la construcción de la Planta de Úrea y Amoníaco que será instalada en la localidad de Bulobulo, en la provincia Carrasco del departamento de Cochabamba (Y.P.F.B., 2012).

La oportunidad de industrialización del gas natural (GN) en Bolivia, se dio 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 úrea 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 Separación de Líquidos o Licuables en la provincia Gran Chaco en Yacuiba del departamento de Tarija donde está consignado el polo petroquímico. Por lo tanto el presente trabajo será una referencia a la parte de la producción de metanol que se realizará en esta región.

1.2. OBJETIVOS

1.2.1. Objetivo General

- Diseñar una Planta de Producción de Metanol a partir del Gas Natural, para la Planta Gran Chaco.

1.2.2. Objetivos Específicos

- Realizar el estudio de mercado del producto que se obtendrá a nivel nacional e internacional, para la Producción de Metanol a partir del Gas Natural.
- Identificar la localización adecuada para la Planta de Producción de Metanol a partir del Gas Natural.
- Seleccionar la alternativa más económica para el diseño de la Planta de Producción de Metanol a partir del Gas Natural.
- Diseñar alguno de los equipos más importantes de la Planta de Producción de Metanol a partir del Gas Natural.
- Evaluar técnica y económicamente la Planta de Producción de Metanol a partir del Gas Natural, usando los indicadores económicos (V.A.N. y la T.I.R.).
- Identificar los aspectos de seguridad y medio ambientales del metanol.

1.3. JUSTIFICACIÓN

El presente trabajo de “Pre factibilidad para una Planta de Producción de Metanol”, se justifica porque se trata de dar valor agregado a uno de los derivados que se

obtiene del Gas Natural, que es el metanol, una materia prima en la industria de la petroquímica y de uso como combustible líquido.

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

Con un volumen promedio de 46,3 Millones de Metros Cúbicos por día (MMmcd), Tarija es el departamento con mayor producción de Gas Natural equivalente al 70,78% del total de producción del país (YPFB Corporación, 2011).

Justificación Económica: La industria del metanol derivada del gas natural, es competitiva a nivel mundial. El metanol se utiliza como materia prima en producción de químicos como ácido acético, cloruro de metilo, formaldehído, ácido fórmico, formalina, metil-metacrilato, como también en aditivo MTBE (éter metil ter-butílico) como base para componentes de gasolina de alto octanaje, DME (dimetil éter) como combustible y como solvente.

El metanol es competitivo, creando oportunidades para su fabricación en las regiones ricas en gas natural, lo que se pretende es darle un valor agregado al gas natural tarijeño el cual sería mucho más lucrativo que venderlo simplemente como materia prima de exportación.

Justificación Ambiental: Su atractivo principal es una combustión limpia de combustible potencial adecuado para turbinas de gas, motores de gasolina y en las nuevas tecnologías de celdas de combustible. El Metanol tiene mayor potencial de uso respecto a otros combustibles convencionales, menores emisiones de contaminantes, particularmente benceno e hidrocarburos aromáticos poli cíclicos y compuestos sulfurados; además presenta bajas emisiones de vapor.

Justificación Tecnológica: Los procesos para la obtención de metanol constituyen tecnologías probadas y mejoradas para convertir el gas natural en metanol a bajo

costo en grandes cantidades productivas, permitiendo una alta eficiencia de producción en plantas de metanol.

Justificación Social: Este sector podrá gozar de una alternativa de un nuevo combustible en nuestro medio con beneficios medio ambientales y mejorar la economía del país, dejando un poco de lado la importación de combustibles tales como el diesel.

Justificación Personal: Mediante el presente proyecto de grado y la culminación de la etapa estudiantil que amerita la carrera de Ingeniería Química, por medio de la graduación obtener el Título Académico de Licenciado en Ingeniería Química.

CAPÍTULO II

ESTUDIO DE MERCADO

2.1. INTRODUCCIÓN

Se realizará el capítulo, considerando las situaciones más actuales posibles de oferta y demanda.

2.2. GENERALIDADES

El metanol es el primer miembro en la familia de los alcoholes alifáticos, cuya fórmula química es CH_3OH , el metanol es un producto líquido a temperatura ambiente es incoloro, volátil, inflamable y tóxico por ingestión. (Véase en Anexo 1 “Seguridad y Aspectos Medioambientales”). Tiene un olor característico a alcohol, fácilmente perceptible y es conocido también como alcohol de madera. Es de fácil manipulación, miscible en agua y tiene una peligrosidad semejante a la de las gasolinas de automoción y es poco soluble en grasas y aceites (Methanex Corporation, 2011).

A elevadas concentraciones, el metanol puede causar dolores de cabeza, mareos, náuseas, vómitos y la muerte. Una exposición aguda puede ser causa de una acidosis metabólica (acidez excesiva en la sangre), que trae como consecuencia ceguera. Una exposición crónica puede ser causa de daños a los riñones y al hígado.

El Metanol está disponible comercialmente en varios grados de pureza:

- Grado C es el alcohol de madera usado.
- Grado A es el metanol usado como solvente.
- Grado AA es el más puro usado en aplicaciones químicas y combustible.

Las principales impurezas que se pueden encontrar en el Metanol corresponden a sustancias como acetona, acetaldehído, ácido acético y agua.

En la tabla 2-1 siguiente se muestra las especificaciones del metanol de acuerdo a la norma ASTM D1152 que proporciona un estándar de metanol.

Tabla II-1
Especificaciones del Metanol

Prueba	Resultado	Método (Norma)
Pureza, % peso min.	99,85	ASTM E 346
Gravedad Específica, 20 °C/20 °C	0.7920-0.793	ASTM E 346 – D 891
25 °C/25 °C	0.7883-0.7893	
Intervalo de destilación, ° C a 760 mm Hg	1.0 (incl. 64,6 ± 0,1)	ASTM E 346 – D 1078
No volátiles, mg/100ml máx.	5	ASTM D 1353
Color, Pt-Co, máx.	10	ASTM E 346 – D 1209
Olor	característico	ASTM D 1296
Contenido no volátil, mg / kg, máx.	10	ASTM D1353
Acetona, % en peso, máx.	0,003	ASTM E 346 – D 1612
Hidrocarburos	Pase de ensayo	ASTM E 346 – D 1722
Acidez, % en peso, máx.	0,003	ASTM E 346 – D 1613
Agua, % en peso, máx.	0,1	ASTM E 203
Ácido sulfúrico prueba de lavado (impurezas carbonizables)	50	ASTM E 346 – D 1209
Color de Pt-Co, máx.		
Tiempo de permanganato, minutos, min.	50	ASTM E 346 – D 1363

Fuente: ASTM D-1152/97 Specification for Methanol, 2012.

2.3. ESTRUCTURA DEL MERCADO REGIONAL, NACIONAL E INTERNACIONAL

El mercado de metanol 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 producen metanol de forma comercial, teniendo prioridad la extracción de los hidrocarburos más pesados que éste, 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.

En la tabla II-2, se puede observar que ni refinerías ni plantas de extracción tienen como producto final el metanol.

Actualmente 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 GN, GLP, GNV, Gasolina, Diesel Oil, Kerosene, etc.

Tabla II-2
Productos Regulados y No Regulados (REFINERÍAS)

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 Bell	Santa Cruz Palmasola	GLP Gasolina Especial Gasolina Premium Gasolina de Aviación Jet Fuel Kerosene Diesel Oil	Crudo Reducido Nafta Liviana Crudo Reconstituido
Oro Negro	Santa Cruz Campo 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-3
Campos 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 metano no con fines de darle un valor agregado como es para la producción de metanol, sino para utilizarlo como combustible en vehículos (GNV), para uso doméstico (GN) y para uso en la misma planta.

Se está poniendo en marcha la instalación de una Planta de Separación de Líquidos en la provincia Gran Chaco de Tarija y esto beneficiaría mucho en el aumento de la composición del metano, lo cual sería una oportunidad para la puesta en marcha de producción comercial de metanol y así mismo realizar proyecciones para producir sus derivados y 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 metanol como producto es a partir del metano que se encuentra en el gas natural, el petróleo y otros.

El metano es un producto final de la putrefacción anaeróbica de las plantas, es decir, de la descomposición de ciertas moléculas muy complejas. Como tal, es el principal constituyente hasta un 95 % del gas natural. Es el peligroso grisú de las minas de carbón y pueden verse aflorar burbujeando en las ciénegas como gas de los pantanos.

Puede obtenerse también con procesos de descomposición de restos orgánicos (basuras, vegetales - gas de pantanos) en las plantas de tratamiento de estos restos (depuradoras de aguas residuales urbanas, plantas de procesamiento de basuras, etc.). El gas obtenido así se llama biogás.

El gas natural se puede encontrar en forma "asociado", cuando en el yacimiento aparece acompañado de petróleo, o gas natural "no asociado" cuando está acompañado únicamente por pequeñas cantidades de otros hidrocarburos o gases. Aunque su composición varía en función del yacimiento del que se extrae, está compuesto principalmente por metano en cantidades que comúnmente pueden superar el 90 ó 95 % y suele contener otros gases como etano, butano, propano, pentanos, hexanos, nitrógeno, CO₂, H₂S, y trazas de hidrocarburos más pesados.

2.4.2. Producto

El producto escogido para este estudio, entre otros derivados, es el metanol el mismo que será producido a partir del Gas Natural (GN).

El Metanol es un producto de mercancía destinado a uso comercial (commodity) utilizado ampliamente en la industria (Repsol YPF, 2003).

El metanol se ha utilizado con buenos resultados en países como Canadá, Estados Unidos y actualmente en China, esto se menciona con fines de demanda potencial para la producción de metanol en Bolivia.

El metanol sería muchísimo mejor combustible que el hidrógeno, que es reactivo y volátil, argumenta George Olah, químico y Premio Nobel, en su libro *Beyond Oil and Gas: The Methanol Economy*. Olah señala que el metanol, es un líquido de combustión limpia, que requeriría sólo modificaciones menores a los motores vehiculares existentes (Olah, 2006).

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

Tabla II-4
Productos del Gas Natural¹

GAS NATURAL	PRODUCTOS	
	INTERMEDIOS	FINALES
<i>Metano</i>	<i>Metanol</i> Amoníaco/ Urea Diesel y Gasolina (GTL) Etileno/Propileno Gas Natural Líquido (LNG)	<i>Combustible y Derivados</i> Fertilizantes/Explosivos Combustibles/Solventes Plásticos/ Cauchos/Fibras
Etano	Etileno/Propileno (Petroquímica Tradicional)	Plásticos/ Cauchos
Propano Butanos	GLP	
Pentanos y Superiores	Gasolinas	

2.4.3. Aplicaciones y usos del metanol

El Metanol tiene una gran variedad de aplicaciones industriales (ver gráfico 2-1). El metanol es utilizado para producir formaldehído, ácido acético y una variedad de otros productos químicos que forman la base de un gran número de derivados químicos. Estos derivados se utilizan para la fabricación de una amplia gama de productos, incluyendo la madera enchapada, aglomerado, espumas, resinas y plásticos. Otra parte del metanol es en gran medida en el sector energético, principalmente como materia prima en la mezcla directa en la gasolina, DME, biodiesel y MTBE (Methanex Corporation, 2011).

El Metanol es un sustituto potencial del petróleo, se puede usar directamente como combustible reemplazando la gasolina en las mezclas gasolina-diesel. Tiene mayor potencial de uso respecto a otros combustibles convencionales debido a que con esta sustancia se forma menor cantidad de ozono, menores emisiones de contaminantes,

¹**Fuente:** Estrategia Boliviana de Hidrocarburos, 2008.

particularmente benceno e hidrocarburos aromáticos policíclicos y compuestos sulfurados; además presenta bajas emisiones de vapor (Methanex Corporation , 2011).

El metanol es distribuido extensamente a nivel mundial como un producto comercial y debido a que se trata de un líquido bajo condiciones normales, se puede manejar al igual que los combustibles convencionales como la gasolina y el diesel.

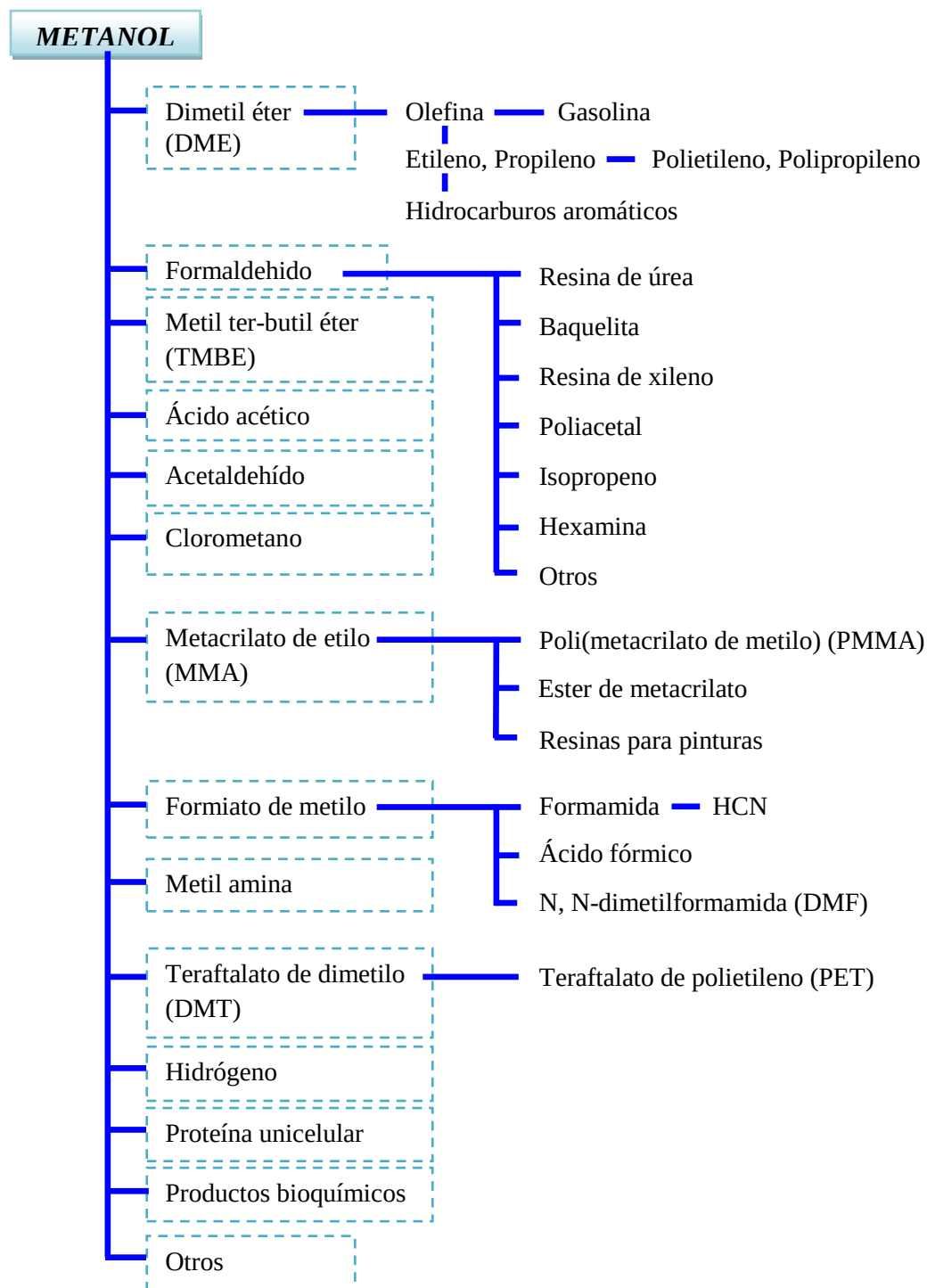
➤ **Inocuo para el medio ambiente**

Los sistemas de celdas de combustible convierten energía química directamente en electricidad con mayor eficacia que los sistemas de energía a combustión, lo cual reduce las emisiones de gas de efecto invernadero y del smog urbano (humo negro despedido por mala combustión de motorizados). El metanol es más inocuo para el medio ambiente que los combustibles líquidos convencionales. Tiene pocas consecuencias al entorno natural ofreciendo así un mayor grado de protección al medio ambiente (Methanex Corporation, 2006).

➤ **Aplicaciones variadas del metanol:** El metanol se utiliza en las siguientes aplicaciones:

- Cristalización, precipitación y limpieza de sales alcalinas metálicas.
- Precipitación de resinas de poliestireno.
- Limpieza y secado de fracciones de carbón en polvo.
- Disolventes de pintura.
- Limpieza de superficies metálicas.
- Limpieza de resinas de intercambio iónico.
- Extracción de humedad y resinas de maderas.
- Agente extractor en la industria petrolera, química y alimenticia.
- Combustible para las celdas de combustible.
- Combustible para cocinas de camping y soldadores.
- Líquido anticongelante y limpia parabrisas para automóviles.
- Anticongelante para deshidratación de oleoductos.

Gráfico 2-1
Árbol petroquímico del metanol



Fuente: Olah, 2010 (Beyond Oil and Gas: The Methanol Economy).

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 metanol 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, de adecuado al 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 y Brasil. Esto permite una extracción mayor de los hidrocarburos superiores (C_2 , C_3 , C_4 , C_5^+).

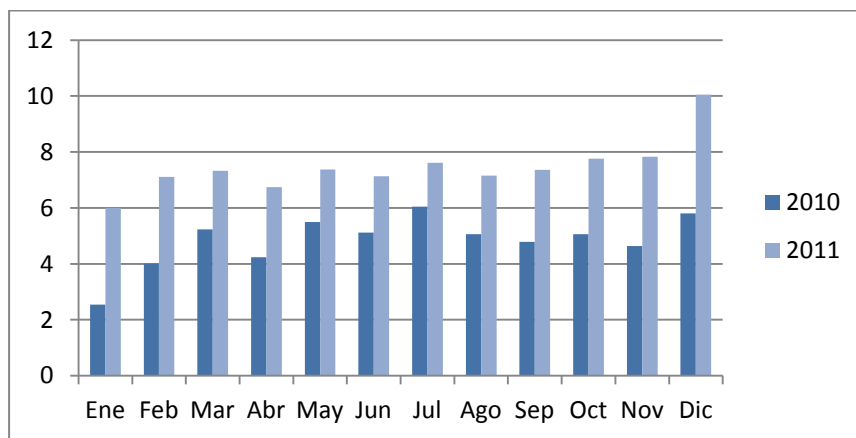
El volumen de exportación a la Argentina, se resumen en la siguiente tabla.

Tabla II-5
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

Fuente: Hidrocarburos Bolivia, 2012.

Gráfico 2-2
Volúmenes facturados al mercado de exportación²
 (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. Producto

Las nuevas plantas de metanol a escala mundial se construyen generalmente en localidades costeras remotas con acceso a las materias primas de menor costo, aunque a veces esta ventaja es compensada por costos de distribución más altos debido a su distancia a los principales mercados. Normalmente hay un período de tiempo de cuatro a seis años para planificar y construir una nueva planta de metanol a escala mundial (Methanex Corporation, 2011).

Típico de la mayoría de los productos químicos básicos, los períodos de precios altos de metanol alientan a los productores de alto costo a operar a niveles máximos y también fomenta la construcción de nuevas plantas y la expansión de proyectos, dando lugar a la posibilidad de exceso de oferta en el mercado. Sin embargo, históricamente, muchos de los aumentos de capacidad productiva anunciados no se

² Fuente: Boletín Estadístico Ene-Sep., 2011.

han materializado por una variedad de razones. Hay importantes barreras de entrada en esta industria. La construcción de plantas de metanol a escala mundial, requiere un monto de capital significativo por un largo periodo de tiempo, un lugar con acceso a gas natural como materia prima significativo, con precios adecuados y la capacidad de entregar metanol de una forma rentable y confiable a los clientes (Methanex Corporation, 2011).

2.5. 1.2. 1. Oferta de metanol a nivel mundial

La oferta de metanol a nivel mundial fue aumentando con el pasar de los tiempos, siendo un potencial consumidor el país de China.

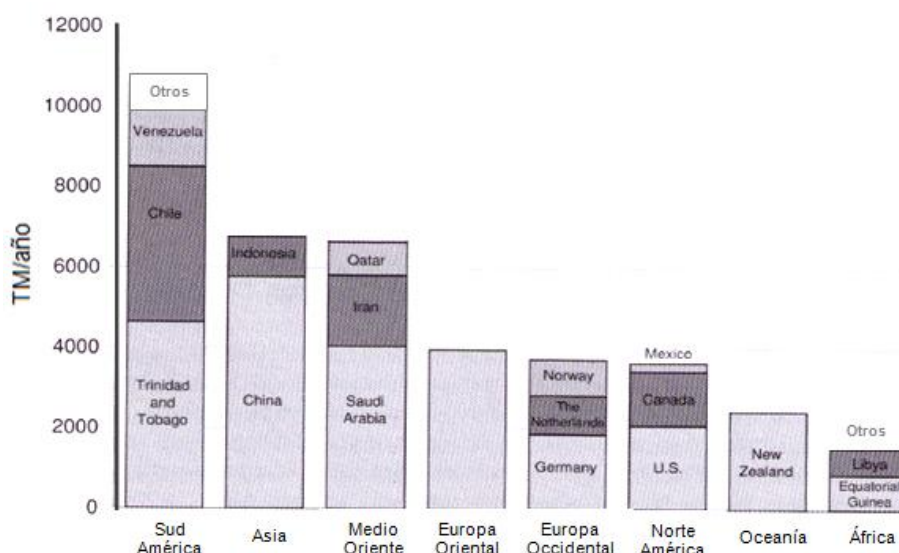
Durante el año 2010, se han instalado tres importantes adiciones de capacidad de producción de metanol fuera de China con un total de 2,8 millones toneladas. Éstas incluyen una planta de 0.9 millones de tonelada por año en Brunei y 1,0 millones de tonelada al año en Omán, ambas comienzan la puesta en marcha en el primer semestre de 2010, y una planta de 0,9 millones de tonelada por año que se ha añadido en Venezuela durante la segunda mitad de 2010. (Methanex Corporation, 2011).

Durante el período de dos años y hasta fines de 2012, se espera que la nueva capacidad productiva de metanol y ampliaciones fuera de China agregarán aproximadamente 3.3 millones de toneladas de capacidad de la industria mundial, incluyendo la planta de 1,26 millones toneladas en Egipto. (Methanex Corporation, 2011).

El aumento en capacidad productiva podría ser compensado por el crecimiento de la demanda mundial fuera de China, el crecimiento de la importación en China y más cierres de plantas de alto costo en la industria (Methanex Corporation, 2011).

En el gráfico 2-3 se muestra la capacidad de los países productores de metanol a nivel mundial.

Gráfico 2-3
Capacidad mundial de producción de metanol



Fuente: Olah, (2006) (Beyond Oil and Gas: The Methanol Economy).

2.5. 1.2. 2. Oferta de metanol a nivel Latinoamérica

La capacidad instalada de metanol en Latinoamérica, se la presenta en la Tabla II-6.

Tabla II-6
Capacidad de metanol en Latinoamérica

País	Empresa	Localización	Capacidad (Mt/a)
Argentina	REPSOL YPF	Plaza Huincul	400
	ALTO PARANA	Puerto Gral. San Martín	50
Brasil	METANOR	Camacari	83
	PROSINT	Río de Janeiro	160
Chile	METHANEX	Punta Arenas	3,850
Trinidad	METHANEX	Point Lisas	850
Venezuela	METOR	Jose	750
	SUPERMETANOL	Jose	770
México	PEMEX	Independencia	172
Total			7,085

Fuente: Panorama de la Industria Petroquímica en América Latina APLA, 2009.

Methanex se destaca por tener la mayor capacidad instalada en Latinoamérica, la primera unidad de Methanex es de tecnología BASF con una producción de 882.000 ton/a, mientras que la segunda y tercera son de tecnología ICI con capacidades de

990.000 ton/a y 1,088.000 ton/a y la cuarta planta de Methanex con tecnología Lurgi que inició operaciones a principios del año 2005, con una capacidad de 840.000 ton/a (Methanex Corporation, 2011). La producción de Trinidad y Tobago es de 2,1 millones de toneladas/año (Foro Pemex Petroquímica, 2011).

Tabla II-7
Producción y venta de metanol en Latinoamérica

País	Producción (Mt/a)	Ventas externas (Mt/a)
Argentina	450	44
Brasil	243	0
Chile	3,850	2,850
Venezuela	1,520	1,082
México	172	2
Total	6,235	3,978

Fuente: Panorama de la Industria Petroquímica en América Latina APLA, 2009.

Cabe destacar que Chile como mayor productor de Metanol en Latinoamérica, es uno de los primeros productores en el mundo, bajo la empresa Methanex.

La Materia Prima, el Gas Natural, proviene de Argentina a un bajo costo. Este metanol proveniente de Chile es exportado a Estados Unidos principalmente, y a los países de la zona Asia-Pacífico.

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 con 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).

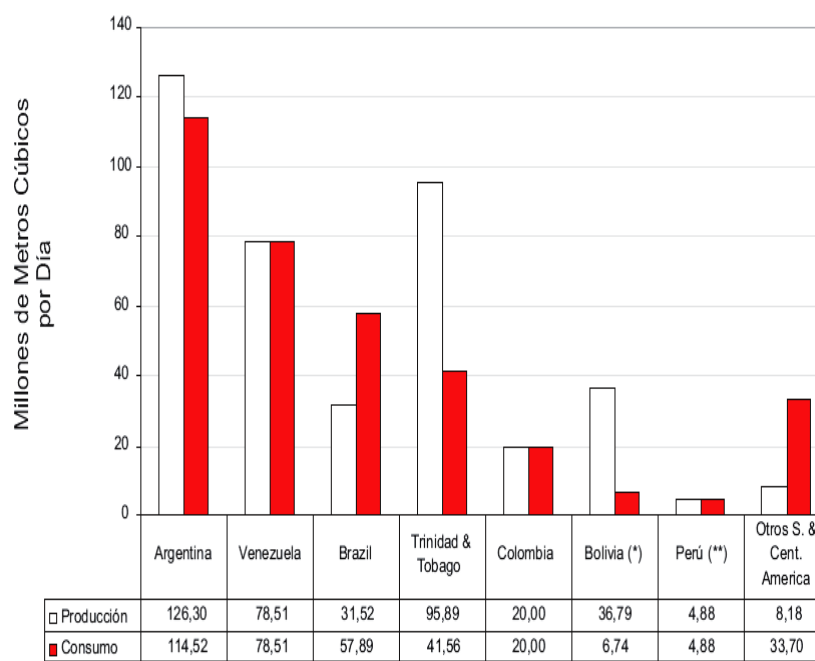
Se debe aclarar que los datos que se muestra son del año 2008, para la fecha el consumo de gas natural en nuestro país tuvo un elevado crecimiento que la producción en momentos no puede cumplir con la demanda interna (Acosta, 2012).

Tabla II-8
Sud y Centro América: Producción y consumo de GN³
(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 Sud & Cent. América	8,18	2	8	Otros Sud & Cent. América	33,70	9,4
Total		402,08	100	Total		357,79	100

³**Fuente:** Estrategia Boliviana de Hidrocarburos (2008)

Gráfico 2-4
Sud y Centro América: Producción y consumo de GN
 (En MMmcd)



Fuente: Estrategia Boliviana de Hidrocarburos, 2008.

2.5.2.2. Productos

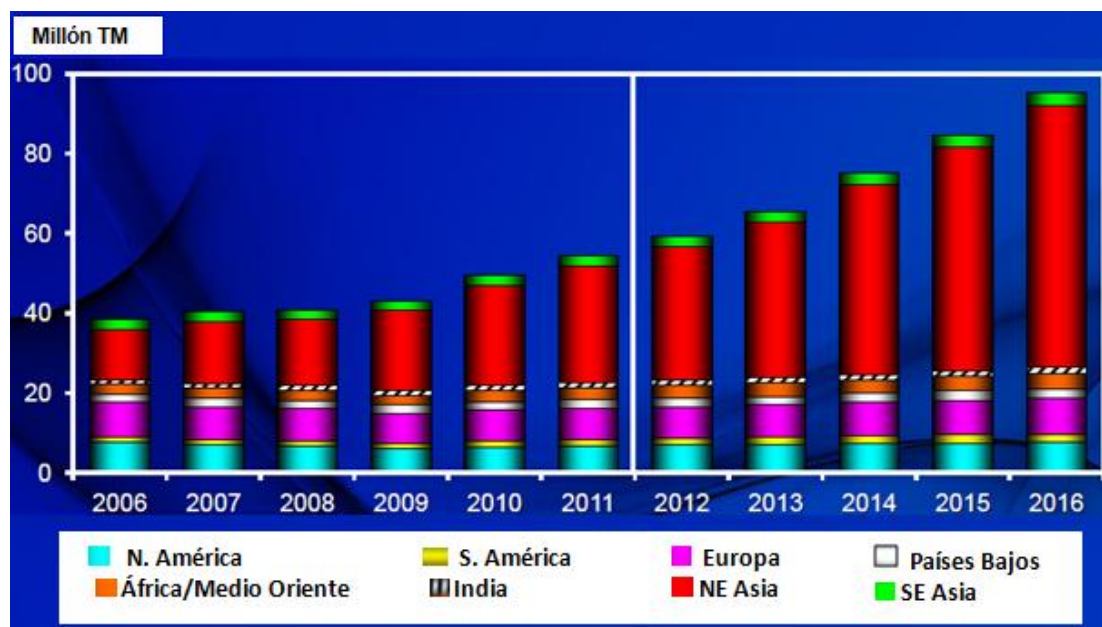
Como reflejo de la diversidad de sus usos, la demanda de metanol está influenciada por una amplia gama de factores económicos, industriales, medioambientales, legales, normativos, riesgos y otros. Últimamente la demanda ha sido afectada por los precios de energía debido a la creciente utilización de metanol en aplicaciones de la energía (Methanex Corporation, 2011).

2.5.2.2.1. Demanda de metanol a nivel mundial

La demanda mundial de metanol en el 2010 aumentó en aproximadamente un 13 % a 45 millones de toneladas, aproximadamente. Este incremento fue impulsado principalmente por China, tanto en los derivados químicos tradicionales, así como aplicaciones de energía. Los aumentos en la demanda tradicional de derivados en otras regiones, incluyendo Europa y América del Norte.

En general, los derivados químicos tradicionales representaron el 60 % del crecimiento anual de 2010 y creció en un 12 % año tras año, mientras que la demanda de energía representa el 40 % del crecimiento anual de 2010 y creció en un 16 % año tras año (Methanex Corporation, 2011).

Gráfico 2-5
Demanda mundial de metanol



Fuente: Global Methanol Market Review, 2012.

En el gráfico 2-5 se muestra la demanda mundial del metanol que claramente se puede apreciar la creciente demanda de este producto, como fue evolucionando año tras año y también nos muestra una proyección de su consumo, considerando que surgirá un incremento muy prometedor en la demanda para los años próximos.

2.5.2.2.2. Demanda de metanol a nivel Latinoamérica

La demanda de metanol a nivel del continente Latinoamericano no presenta un gran volumen de metanol demandado, debido a que la industria petroquímica no es muy grande, es decir son muy pocos los países que tienen una industria de metanol y derivados.

Tabla II-9
Importaciones y consumo de metanol en Latinoamérica

País	Importación (Mt/a)	Consumo aparente (Mt/a)	Consumo per cápita (Kg/hab)
Argentina	30	144	3,8
Brasil	261	494	2,8
Chile	0	75	5,0
Venezuela	0	255	10,2
México	259	426	4,1
Otros	5	-	-
Total	6,235	3,978	

Fuente: Panorama de la Industria Petroquímica en América Latina APLA, 2009.

2.5.2.2.3. Demanda de metanol en Bolivia

En Bolivia tanto como el metanol y los productos derivados es muy escasa su demanda a comparación de los otros paises latinoamericanos (véase en gráfico 2-8), puesto que en la mayoría de los casos son utilizados en laboratorios y otros de tal modo que la demanda no es considerable y no hay datos específicos de consumo de éstos, puesto que aún nuestro país recién está en proceso de desarrollo en el área de la petroquímica y ya se plantea una posible producción de DME para el cual es necesario el metanol como materia prima. Es por eso que dentro de este contexto se realizará un análisis de la oferta y demanda de productos derivados del metanol a nivel mundial y latinoamericano.

Ver en el anexo 4 la Demanda Productos Derivados del Metanol, con demanda histórica desde 2006 hasta una proyección hasta 2016.

2.6. BALANCE ENTRE OFERTA Y DEMANDA

2.6.1. Balance entre oferta y demanda de metanol a nivel mundial

El balance entre la oferta y la demanda permite cuantificar el consumo y la producción de metanol que se producen anualmente del producto ofrecido como también los productos derivados del mismo.

En la tabla II-10, se muestra este balance para el metanol y sus derivados, como fue evolucionando y su proyección; en los años 2005 – 2010.

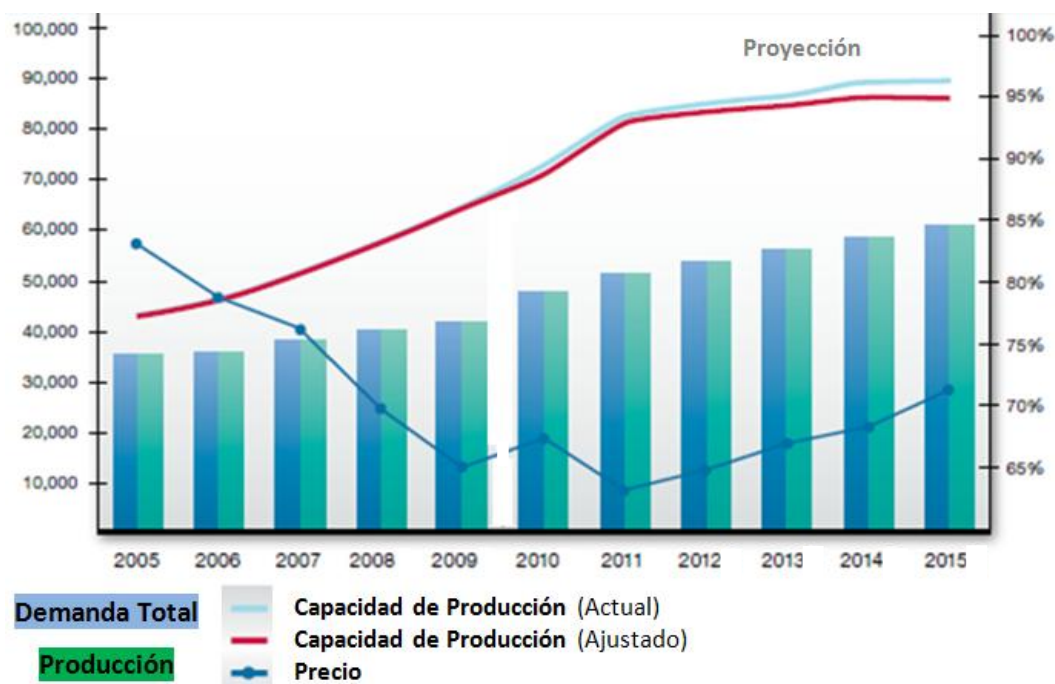
En el gráfico 2-6, se presenta la oferta y demanda mundial de metanol a partir del 2005 y haciendo una proyección de producción y consumo hasta el 2015, que claramente nos muestra el crecimiento del mismo.

Tabla II-10
Balance de oferta y demanda de metanol global (2005-2010) ⁴
(En TM/a)

	2005	2006	2007	2008	2009	2010
Oferta de metanol						
Capacidad nominal	43.349	46.061	52.089	59.117	65.475	73.104
Ajustes	--	--	--	--	--	(1.250)
Capacidad total	43.349	46.061	52.089	59.117	65.475	71.854
Porcentaje de operación macro	82,5%	78,7%	74,9%	68,1%	64,3%	62,9%
Producción	35.773	36.267	39.034	40.276	42.106	45.198
Importaciones	18.943	19.387	19.279	20.231	22.503	22.331
Oferta total	54.716	55.654	58.313	60.507	64.609	67.528
Demanda de metanol						
Formaldehído	13.714	14.481	15.086	15.160	14.193	14.800
Ácido acético	3.588	3.849	4.003	4.278	4.244	4.585
Metil terc-butiléter (MTBE)	8.671	7.056	7.094	7.001	6.738	6.943
Metacrilato de metilo	1.201	1.249	1.329	1.328	1.261	1.322
Tereftalato de dimetilo (DMT)	603	537	488	487	467	468
Metanotiol (metil mercaptano)	373	394	416	432	425	439
Metilaminas	1.065	1.099	1.140	1.167	1.132	1.201
Cloruro de metilo (clorometano)	1.525	1.572	1.686	1.713	1.692	1.764
Combustibles alternativos	1.075	2.244	2.799	3.091	4.903	5.775
Mezclas de gasolina y combustión	264	410	817	909	832	998
Biodiesel, DME	176	327	932	1.824	3.338	3.428
Celdas de combustible	5	5	7	10	5	5
Metanol a olefinas	0	3	5	7	7	302
Otros	3.499	3.059	3.169	3.038	2.834	3.167
Total	35.759	55.673	58.251	40.445	42.072	45.198
Exportaciones	18.943	19.387	19.279	20.231	22.503	22.331
Demanda total de los países	54.701	55.673	58.251	60.676	64.575	67.528
Neta	14	(19)	62	(168)	34	--

⁵**Fuente:** Methanol Institute, 2010.

Gráfico 2-6
Oferta y demanda mundial de metanol



Fuente: Methanol Institute, 2010.

2.6.2. Balance entre oferta y demanda de metanol a nivel Latinoamérica

Como bien se dijo al principio, en Latinoamérica la demanda interna de metanol es muy escasa dependiendo de la necesidad de cada país. De esta manera es que los países como Chile y Venezuela son de gran producción por lo que cubren su demanda, pero la mayor parte de su producción es para exportación a otros mercados fuera del continente.

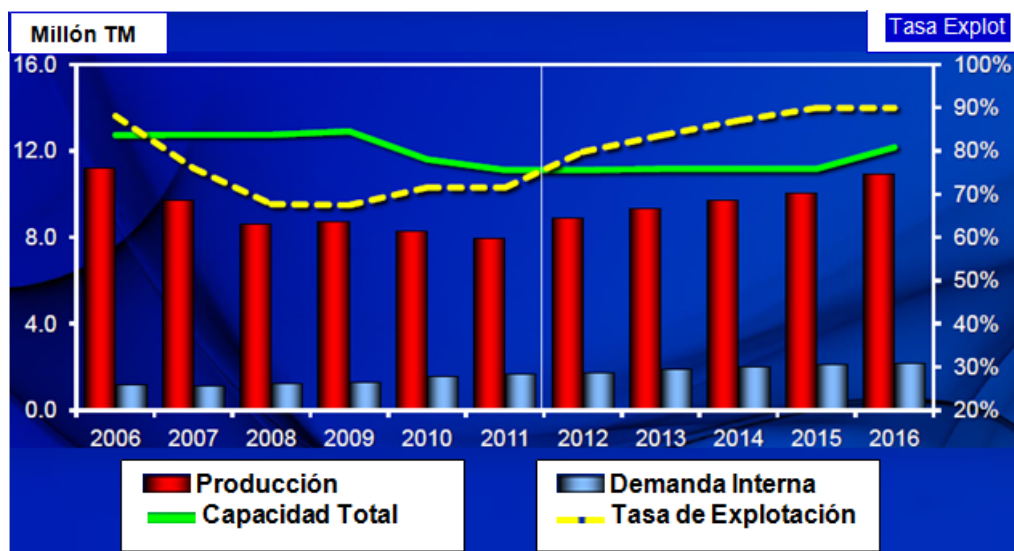
El gráfico 2-7, muestra que la demanda interna de metanol fue experimentando un incremento y según la proyección esto aún continuará así, mientras que la producción presenta un decaimiento hasta el 2011 y ya a partir de 2012 se ve el incremento que tiene y que va a permanecer su aumento hacia una proyección hasta 2016.

Para Bolivia es cuestión de emprendimiento para poder introducirse en este mercado competitivo, haciéndole frente a la demanda potencial mundial creciente de metanol,

dando así no sólo una forma de viabilidad de generación de trabajo, sino también un avance importante en el campo de la petroquímica en nuestro país.

Gráfico 2-7

Oferta y demanda en América del Sur de metanol



Fuente: Global Methanol Market Review, 2012.

2.7. DESCRIPCIÓN GEOGRÁFICA DEL MERCADO Y POLÍTICAS DE COMERCIALIZACIÓN

El recurso potencial de Bolivia (Gas Natural), debe ser aprovechado en beneficio del país por lo que se presenta como una alternativa la producción de metanol de acuerdo a la información indicada anteriormente, por el momento el mercado relacionado al metanol y sus derivados es un mercado no realizado en toda su plenitud y que aún se la mantiene sólo como una idea más.

Con la posibilidad de implementación de la planta de producción de metanol en el Gran Chaco del departamento de Tarija. El mercado del producto será la Planta de Metanol, mientras que el mercado de los subproductos del proyecto con una gran variedad de derivados de acuerdo a sus variadas aplicaciones, 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 2-8
Principales mercados a nivel Bolivia

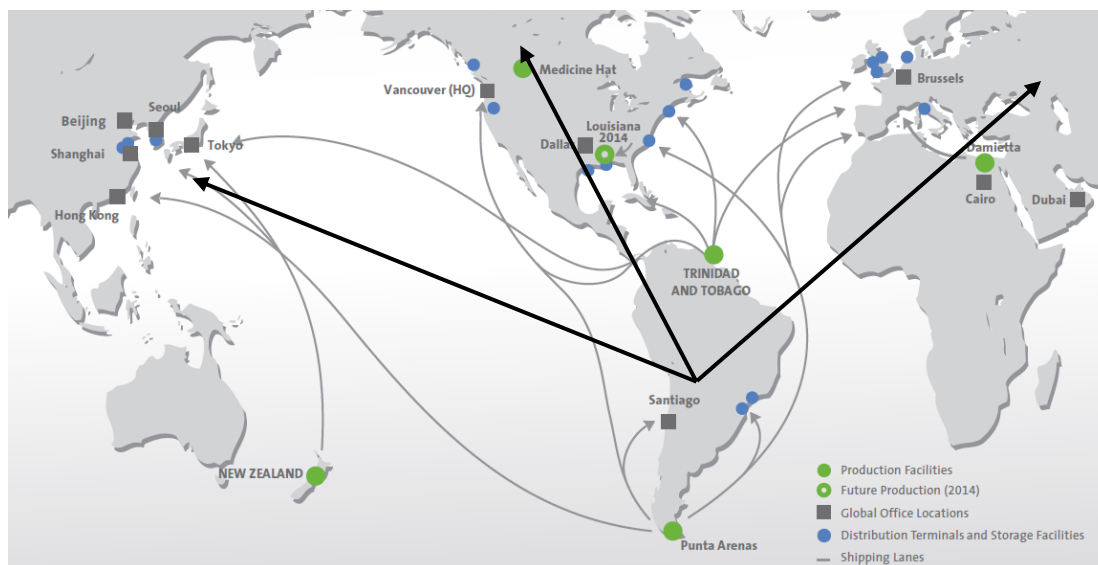


Fuente: Elaboración propia, 2012.

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.

En este sentido Bolivia se podría convertir en un proveedor mundial de metanol en alguno de los principales mercados internacionales de Asia Pacífico, América del Norte, Europa y América Latina.

Gráfico 2-9
Mercados potenciales a nivel mundial



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 realizará 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 al ser un país productor de hidrocarburos, exporta gas natural al Brasil como Argentina, por medio de las empresas Petrobras GSA, BG-COMGAS, Cuiaba, YPFB-Argentina.

El departamento de mayor producción gasífera Tarija en la provincia Gran Chaco, exporta gas natural a la Argentina, en tanto que al Brasil se exporta gas natural del departamento de Santa Cruz desde Río Grande.

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 natural
(En \$us/MMBTU)

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
2012	10,23

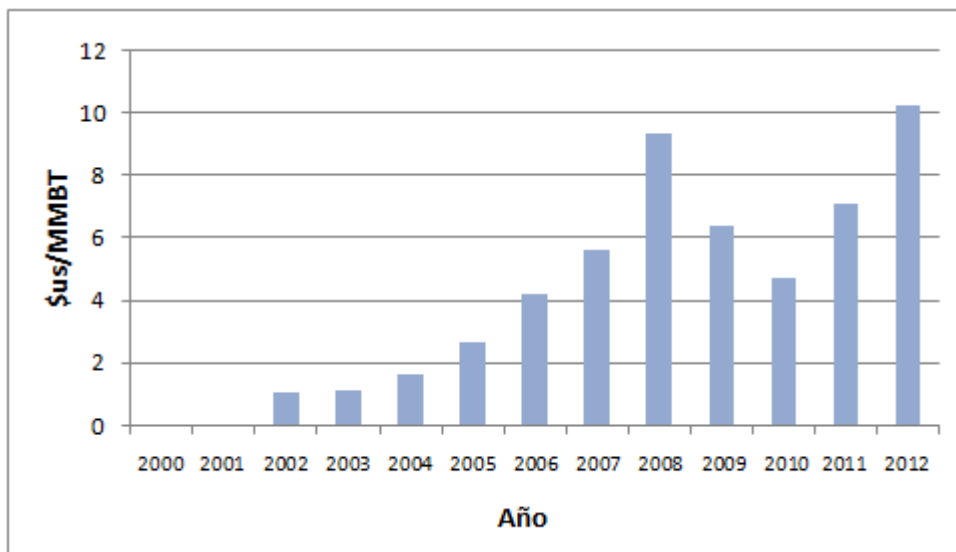
Fuente: Anuario Estadístico, 2011; INE, 2012.

Las exportaciones de gas natural a la 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 tomó de la tabla II-5, son datos preliminares.

Como cada trimestre, el portal HidrocarburosBolivia.com informó ahora que entre el 1 de julio y el 30 de septiembre de 2012, el precio del gas natural boliviano importado por ENARSA para el mercado argentino será de 11,17 dólares americanos por millón de unidades térmicas británicas (\$us/MMBTU), en el caso del mercado brasileño, durante el tercer trimestre de 2012, el precio del gas natural boliviano importado por PETROBRAS pasaría a ser aproximadamente 9.29 \$us/MMBTU, (Instituto Nacional de Estadística (INE, 2012).

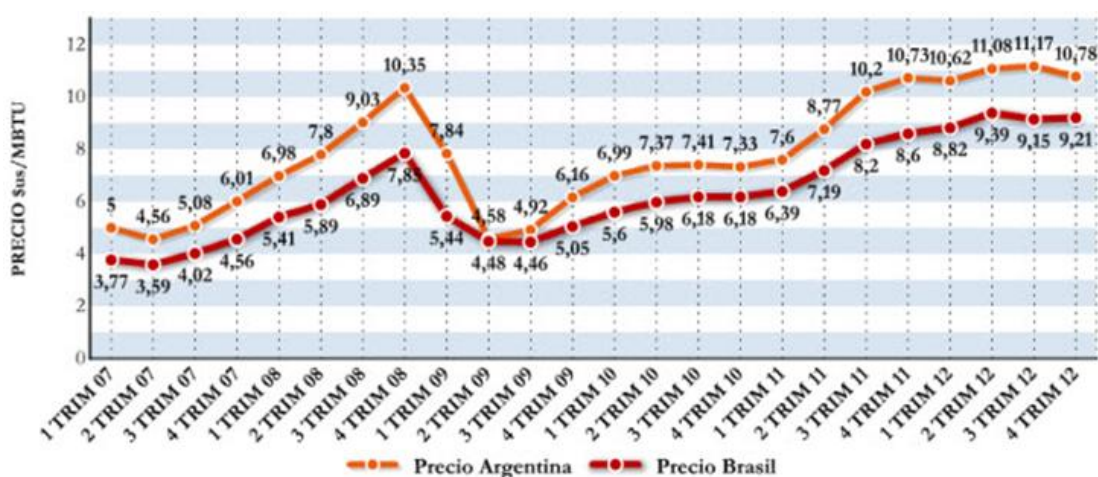
Para el tercer trimestre de 2012, la diferencia (spread) entre el precio del gas natural boliviano para Argentina y Brasil es de 1,88 \$us/MMBTU superior a los 1,69 \$us/MMBTU registrados durante el segundo trimestre del año (INE, 2012).

Gráfico 2-10
Evolución precio gas natural⁵
 (En \$us/MMBTU)



En el gráfico 2-11 se compara el precio del Gas Natural exportado para el cuarto trimestre de 2012, la diferencia (spread) entre el precio del gas natural boliviano para Argentina y Brasil es de 1,88 \$us/MMBTU superior a los 1,69 \$us/MMBTU registrados durante el segundo trimestre del año.

Gráfico 2-11
Variación trimestral de los precios de exportación del gas natural boliviano⁶



⁵ Fuente: Elaboración propia, 2012.

⁶ Fuente: Hidrocarburos Bolivia, 2012.

Por otro lado, según el Instituto Nacional de Estadística (INE), las ventas de gas a Brasil y Argentina sumaron \$us 2.042 millones para el periodo comprendido entre los meses de enero y mayo de esta gestión.

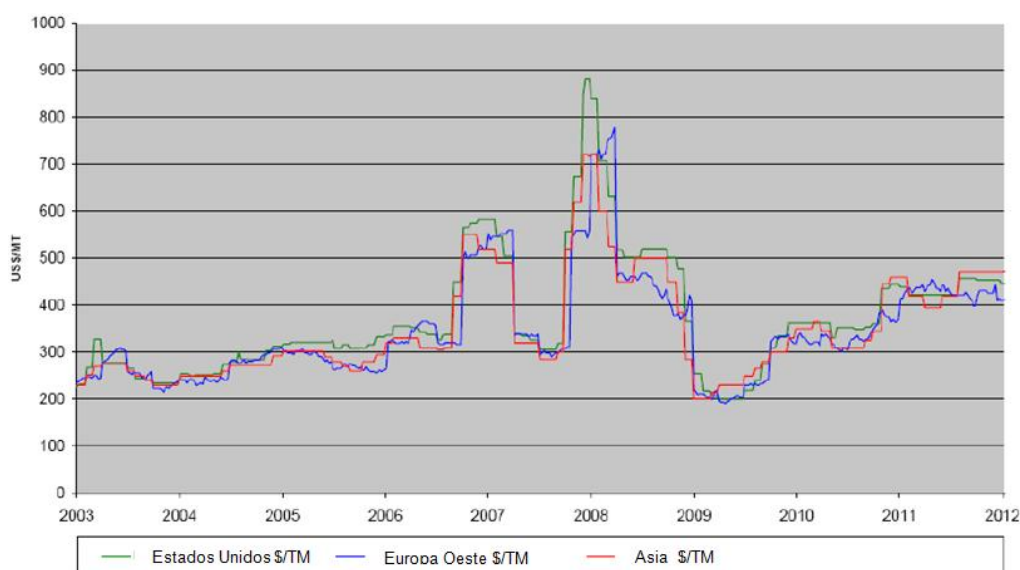
Los contratos firmados por YPFB con ENARSA y PETROBRAS, establecen que los valores del Diesel y Fuel Oil que se utilizan en la fórmula que establece el precio del gas boliviano “son promedios aritméticos de los puntos medios diarios de los precios, determinados en conformidad con las cotizaciones diarias superior e inferior, “de cada día del semestre inmediatamente anterior al trimestre correspondiente a la aplicación del precio del gas”. En este caso, es decir para el tercer trimestre de 2012, se tomaron en cuenta los valores correspondientes al periodo enero-junio 2012.

2.8.2. Producto

El metanol es un producto que se comercializa internacionalmente. Los precios del metanol han sido históricamente cíclicos y sensibles a la capacidad total de producción respecto de la demanda, el precio de la materia prima (gas natural o carbón principalmente), los precios de la energía y las condiciones económicas generales. El gráfico 2-12 muestra los precios publicados del metanol contratado (en dólares estadounidenses por tonelada) en el Golfo de Estados Unidos, Europa Occidental y Asia.

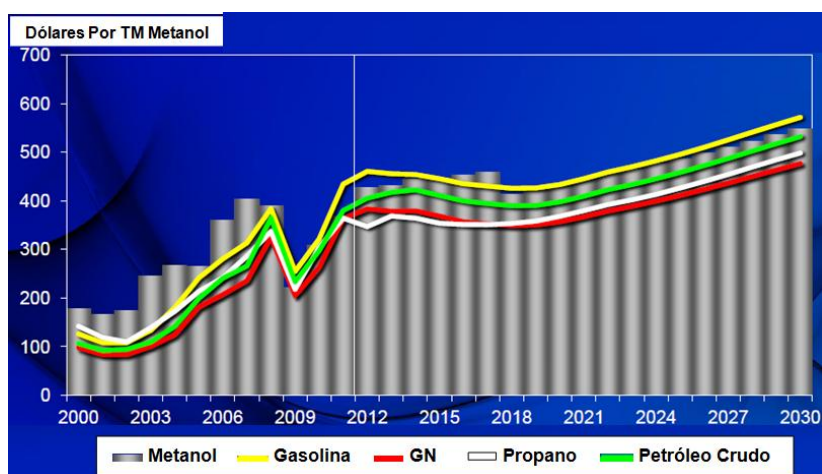
Los precios del metanol en los Estados Unidos, Europa y Asia-Pacífico se han mantenidos en gran medida muy similares entre sí. La mayoría del metanol vendido en el mundo tiene un precio de referencia a diversos precios de contrato regionales publicados a los que se les puede aplicar descuentos. Si bien existe un mercado spot significativo en Asia, el mercado spot en Europa, América del Norte y América Latina es relativamente pequeño en relación al volumen total de comercialización de metanol (Methanex Corporation, 2012).

Gráfico 2-12
Precios del metanol de Enero 2003 a Enero 2012⁷



En el gráfico 2-13, se presenta un análisis de valoración al metanol como un producto potencial de gran importancia comercial. A comparación del metanol, los energéticos comunes tales como la gasolina y el petróleo muestran un costo mayor en el presente y en una proyección de varios años.

Gráfico 2-13
Precio equivalente de los productos energéticos valorado al metanol para el mundo⁸



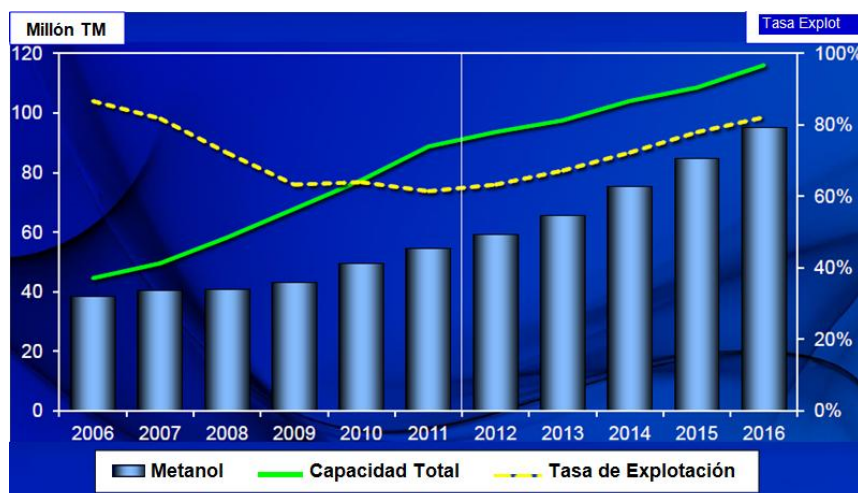
⁷ Fuente: Methanex Corporation, 2012.

⁸ Fuente: Global Methanol Market Review, 2012.

2.9. PROYECCIONES

En anteriores gráficos ya se estuvo adelantando un poco sobre proyecciones en oferta y demanda del metanol como también de sus derivados, lo que nos demuestra claramente la creciente demanda de este producto. Haciendo una comparación de la evolución de la demanda de 2006 con 38 millones de toneladas (35 %), que para el 2011 ascendió a una demanda 55 millones de toneladas (43 %), y ya para un futuro se proyecta hacia el 2016 una demanda aproximada 95 millones de toneladas con casi un 80 % tal como muestra el siguiente gráfico.

Gráfico 2-14
Proyección de oferta y demanda mundial de metanol 2006-2016



Fuente: Global Methanol Market Review, 2012.

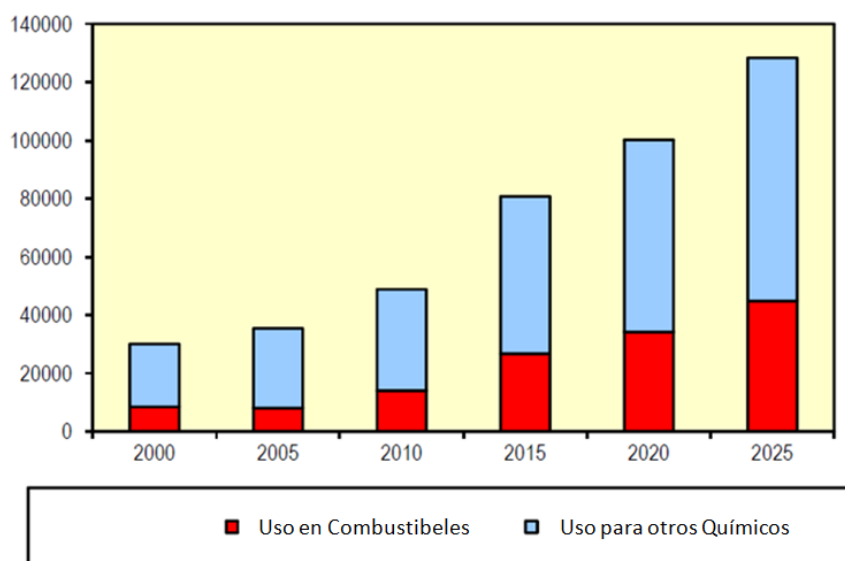
La importancia de cubrir la demanda cada vez más ascendente genera la necesidad de nuevas plantas de metanol, para un mercado mundial de metanol se precisa de una producción que compite a varios países de tal modo éstos deben cumplir plenamente con el consumo.

Latinoamérica ya ocupa un lugar muy importante en el sector productivo de metanol con poco consumo local, con preferencia hacia un mercado de exportación como un claro ejemplo se puede mencionar a la mega compañía de producción de metanol Methanex Chile.

Para Bolivia, la oportunidad de ser un país productor de metanol es de hacerle frente al sector productivo de la petroquímica, puesto que plantas de este tipo genera mucho beneficio económico, dando oportunidad de trabajos y permitiendo un mayor desarrollo del país, es preciso mencionar que se cuenta con el recurso necesario para la producción que es el gas natural caracterizándonos como un país de explotación de hidrocarburos potencial.

El mercado demandante de metanol está asegurado por la gran variedad de usos y beneficios que presenta, esto se lo puede notar claramente en el gráfico 2-15, que lo desglosa de una manera general para el uso en combustibles y en una mayor proporción para el uso de derivados químicos, tomando en cuenta datos a partir del año 2000 con un aumento prominente hasta 2010 y con una demanda proyectada hasta 2025.

Gráfico 2-15
Demanda global de metanol
(000 ton/a)



Fuente: Methanol Strategic Business Analysis (CHEMSYSTEMS), 2012.

Para mejor comprensión y entendimiento de la creciente demanda año a año del metanol como producto para uso como combustible y fabricación de otros combustibles, para la obtención de otros productos petroquímicos en la tabla II-12, se muestra los valores de crecimiento el cual manifiesta que es factible realizar la ejecución de una planta de producción de metanol.

Tabla II-12
Demanda global de metanol

	2000	2005	2010	2015	2020	2025
Metanol para Combustibles (TM/a)						
Capacidad	9.060.000	13.590.000	19.026.000	31.710.000	40.317.000	40.498.200
Metanol para otros Químicos (TM/a)						
Capacidad	21.090.000	25.916.400	38.879.000	48.290.000	62.583.000	89.451.800

Fuente: Elaboración propia, 2012. Con referencia a “Methanol Strategic Business Analysis” (CHEMSYSTEMS)

CAPÍTULO III

TAMAÑO Y LOCALIZACIÓN

3.1. TAMAÑO

El tamaño está ligado a las variables de oferta y demanda de la planta de metanol, 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 producción de metanol del Gran Chaco puede ser determinado por la cantidad de gas natural de exportación a la Argentina, cumpliendo con su contrato de exportación, de tal manera que una parte determinada de demanda de materia prima sea destinada para la planta de metanol.

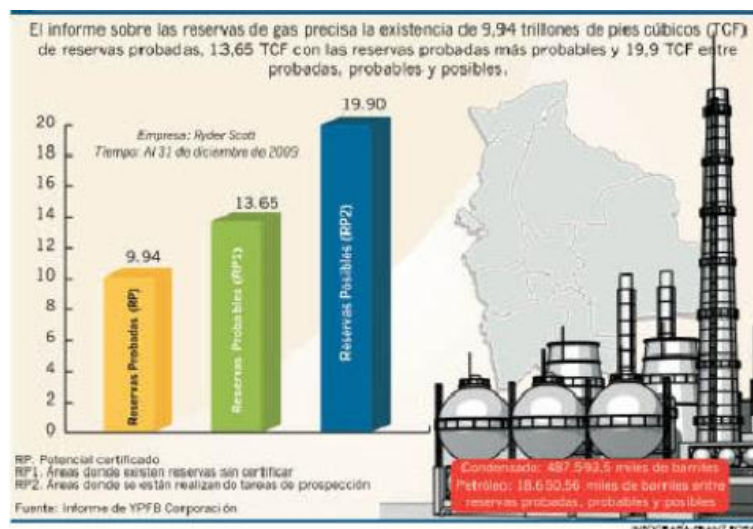
Por lo tanto el tamaño de la planta de producción de metanol estará determinado por la demanda de metano que se requiere para esta planta en Gran Chaco para su producción.

Un balance oficial de Yacimientos Petrolíferos Fiscales Bolivianos (YPFB) indica que el total de la demanda de gas generada en Bolivia y los mercados de exportación hasta 2026 será de 14,8 TCF, tomando en cuenta que existe un consumo histórico promedio de 0,5 a poco más de 1 TCF por año, en función de la evolución de los requerimientos (Véase gráfico 3-2).

YPFB lleva actualmente adelante su Plan Estratégico de Exploración 2011-2020 que prevé realizar actividades exploratorias en 118 áreas reservadas con una inversión estimada no menor a \$us 1.800 millones para incrementar las reservas de gas natural, petróleo crudo y condensado (Véase gráfico 3-1).

Gráfico 3-1

Reservas de gas natural certificadas por RYDER SCOTT



Fuente: Informe de YPFB Corporación, 2011.

Gráfico 3-2

Reservas de gas natural de Bolivia para abastecer el consumo interno y las exportaciones



Fuente: Informe de YPFB Corporación, 2011.

En la siguiente tabla III-1, se puede apreciar datos de las Reservas Probadas de G.N. de Bolivia y de otros Países Sudamericanos, mostrando su disponibilidad de materia prima.

Tabla III-1
Reservas probadas de gas natural

País	Reserva Probada
Venezuela	200 TCF
Perú	16 TCF
Trinidad y Tobago	15,3 TCF
Argentina	13,2 TCF
Brasil	13 TCF
Bolivia	9,94 TCF
Colombia	4,4 TCF

Fuente: Cámara Boliviana de Hidrocarburos, 2011.

Bolivia a través de Y.P.F.B. demuestra la existencia de reservas importantes. Por lo que sus prospecciones y exploraciones hoy en día son de vital valía no sólo para afrontar los contratos actuales de exportación de Gas Natural, sino también su disponibilidad de Materia Prima para industrializarlos por un lapso mínimo de 20 años, en los cuales podrá recuperar su inversión y crear verdadero impacto nacional.

3.1.1. Consumo de gas natural para la producción de metanol

De acuerdo al balance realizado en el simulador de Hysys, la base de cálculo es $1,94 \times 10^6 \text{ m}^3/\text{día}$ de GN, para producir 2.700 toneladas métricas/día de Metanol, con una producción continua de 24 horas al día por 350 días al año, del cual se puede calcular la cantidad que se utilizará para 10 años del proyecto.

$$\text{CGN} = 1,94 \times 10^6 \text{ m}^3/\text{día} = 68.509.160 \text{ PC}/\text{día} = 2,39 \times 10^{10} \text{ PC}/\text{año}$$

$$\text{Por 10 Años: } 2,39 \times 10^{10} \text{ PC}/\text{año} \times 10 \text{ años} = 2,39 \times 10^{11} \text{ PC}$$

$$\text{Para 10 Años: } 2,39 \times 10^{11} \text{ PC} = 0,24 \text{ BPC}$$

Donde:

Consumo de Gas Natural (CGN); Pies Cúbicos (PC); Billones de Pies Cúbicos (BPC)

La planta de metanol para una capacidad por día de 2.700 toneladas métricas (TM) de Metanol por día y de 945.000 toneladas métricas de Metanol por año, llegaría a requerir 0,24 BPC de Gas Natural para 10 Años de producción continua.

Hoy en día las plantas de metanol más grandes están en promedio de 5.000 ton/día de Metanol (Lurgi MegaMethanol, 2011), por lo que esta planta de 2.700 ton/día de metanol estaría considerada como una planta de mediana producción.

3.2. 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, 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, 1994).

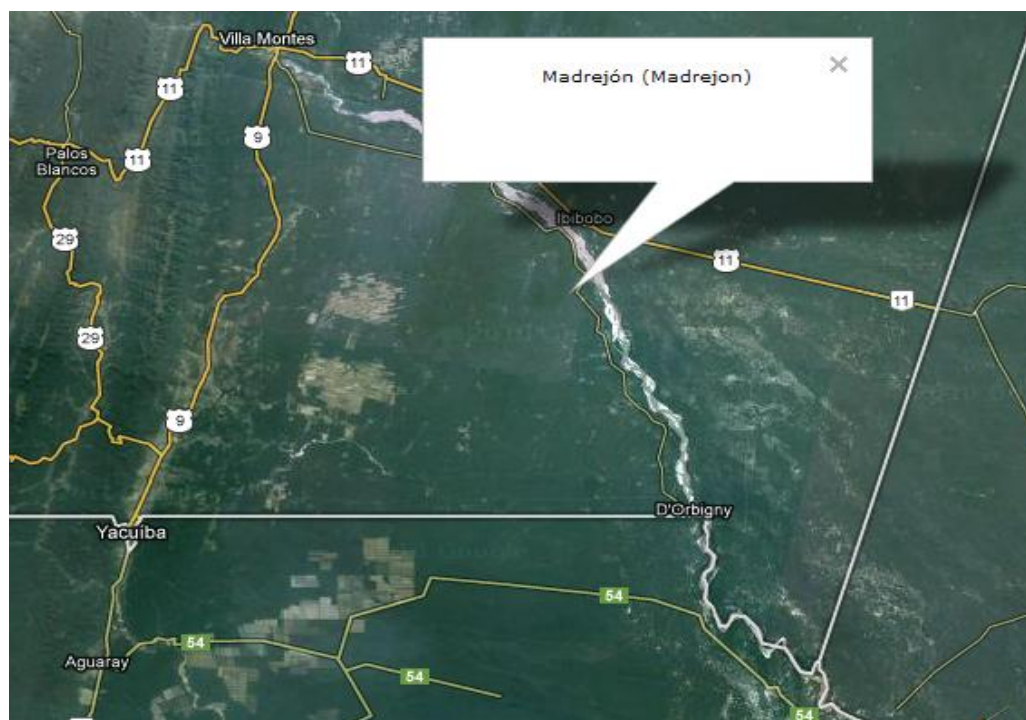
La localización de la Planta de Separación de Líquidos de Gran Chaco, en la cual también estará la planta de producción de metanol, es en un lugar cercano al ducto de exportación de Gas a la Argentina (Gasoducto Internacional Juana Azurduy de Padilla "G.I.J.A."). Tomando como parámetro fundamental la 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 producción de metanol (Proyecto Planta de Separación de Líquidos de Gran Chaco, 2012).

En los gráficos 3-3 y 3-4 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 3-4 muestra a más detalle las poblaciones más cercanas de Madrejón. Las líneas amarillas en ambos gráficas son las carreteras existentes en la zona, la población Madrejón se encuentra cerca de la carretera Yacuiba-D'Orbigny (Acosta, 2012).

Gráfico 3-3
Ubicación de la población Madrejón 1¹



¹Fuente: Google Earth, 2012.

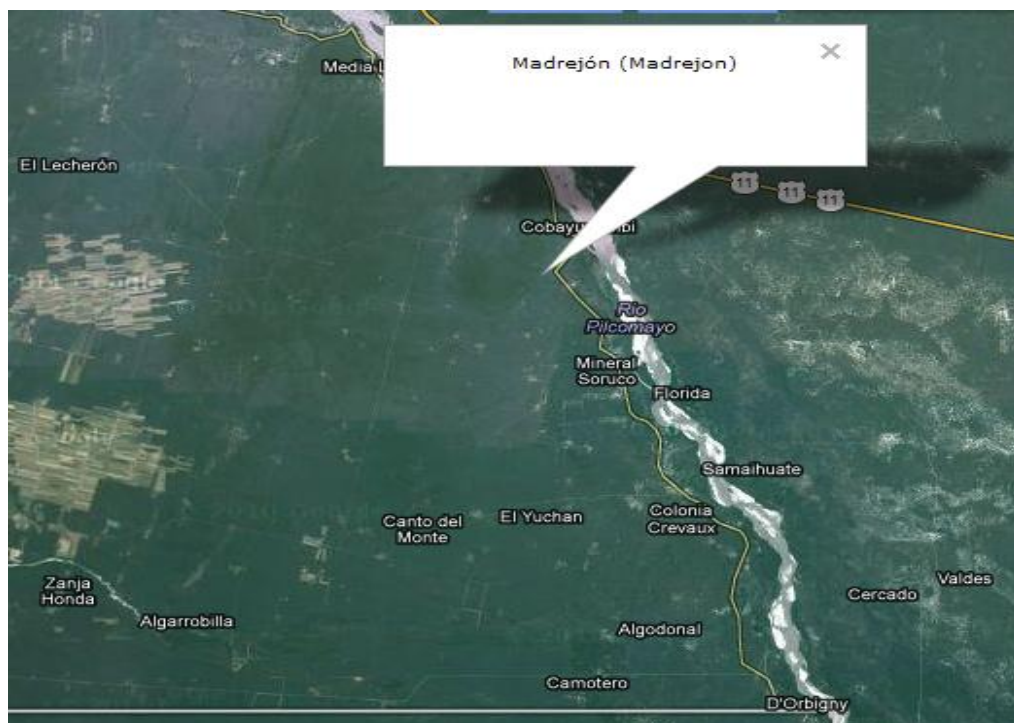
3.2.2. Microlocalización

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, 1994).

Los estudios para la microlocalización de la zona elegida para el proyecto de la Planta de Separación de Líquidos de Gran Chaco (producción de metanol), se basaron en la 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 tomó 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 (Acosta, 2012).

Gráfico 3-4
Ubicación de la población Madrejón 2²



² Fuente: Google Earth, 2012.

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, esto reduce 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 siguiente gráfico (Acosta, 2012).



3.2. 2.1. 2. Potencia y combustibles

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

La Planta de Separación de Líquidos como la Planta de Metanol de Gran Chaco contará 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 **Fuente:** Estrategia Boliviana de Hidrocarburos, 2008.

3.2. 2.1. 3. Existencia del producto

A nivel nacional no existen plantas de producción de metanol a partir de Gas Natural, por lo cual éste es un proyecto que trata de aprovechar los beneficios que se puede obtener del metano.

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) (Acosta, 2012).

Las vías de acceso a las áreas potenciales de la Planta Gran Chaco 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 Metanol 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 producción de metanol.

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 constará 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 destinará 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 contará con un sistema de tratamiento 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 un estimado de $1,94 \times 10^6$ m³/día de GN para producir la cantidad determinada de metanol.

Es factor determinante la accesibilidad a la planta para suministro, transporte y distribución de la materia prima, para este ultimo cuenta con la existencia de una red de gasoductos cercana, (G.I.J.A) de gran 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.

CAPÍTULO IV

INGENIERÍA DEL PROYECTO

4.1. CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS DE LA MATERIA PRIMA Y PRODUCTOS

4.1.1. Materia prima

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, en particular el metano.

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

En el caso de la Planta de Producción de Metanol de Gran Chaco trabajará con un gas rico, lo cual es una ventaja porque la composición de metano que este gas contiene es relativamente más alta que el gas pobre.

Tabla IV-1
Composición del Gas Rico Planta Gran Chaco¹
(Gas Natural de exportación a Argentina)

Componente	Porcentaje (%)
N ₂	0,54
CO ₂	2,03
CH ₄	91,70
C ₂ H ₆	5,33
C ₃ H ₈	0,37
i_C ₄ H ₁₀	0,02
n_C ₄ H ₁₀	0,01
C ₅ ⁺	0,00
H ₂ S	0,00
Total	100,00

¹**Fuente:** Yacimientos Petrolíferos Fiscales Bolivianos, 2012.

En la tabla IV-1 se puede observar que el gas rico proveniente de la Planta de Separación de Líquidos de Gran Chaco tiene una composición de metano muy considerable de 0,917 moles que permitiría una buena producción de metanol.

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 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, 1994).

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 3). 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 (Mokhatab, 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 $1,009 \text{ Btu/ft}^3$. Este valor es reducido si el gas contiene un porcentaje significativo de N_2 y CO_2 . (El poder calorífico del nitrógeno y el dióxido de carbono es cero) (Mokhatab, 2006).

Por otro lado, el poder calorífico del gas natural puede exceder al 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 GN

Hidrocarburo	Fórmula	Poder Calorífico (Btu/ft ³)
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 es el metanol. El metanol, es un compuesto químico del grupo de los alcoholes, también conocido bajo el nombre de alcohol metílico, siendo además, el alcohol más sencillo del grupo. Su fórmula es CH₃OH, teniendo una estructura química muy similar a la del agua, diferenciándose tan sólo en los ángulos de enlace.

Cuando el metanol está a temperatura ambiente, en condiciones normales, se presenta en estado líquido e incoloro, siendo bastante tóxico, e inflamable. Tiene poca viscosidad y posee un olor característico bastante penetrable, y perceptible a partir de los 2 ppm. Es un compuesto que puede ser utilizado tanto como disolvente o como combustible, siendo bastante miscible tanto en agua como en otros solventes de tipo orgánico (Methanol Institute, 2010).

El metanol tiene un punto de fusión de – 97 °C y un punto de ebullición de 65 °C. De estos valores de fusión y ebullición se puede concretar que se trata de un líquido volátil, cuando se encuentra a una temperatura y una presión atmosféricas normales. (Véase las Propiedades Físicas y Químicas del Metanol Anexo 2).

A nivel industrial, se fabrica principalmente a partir del gas natural. Es considerado como un producto petroquímico básico, a partir del cual se obtienen varios productos secundarios.

4.2. DESCRIPCIÓN DE LOS PROCESOS EXISTENTES PARA LA PRODUCCIÓN DE METANOL

En esta parte se explica cómo el metanol es producido en las diferentes industrias de producción de metanol, la cinética del proceso, la obtención del gas de síntesis y la selección del proceso más factible para el proyecto.

4.2.1. Tecnología de producción de metanol

Todas las tecnologías de metanol comerciales se componen de tres etapas de proceso de producción como se indica a continuación:

- Preparación del gas de síntesis
- Síntesis de metanol
- Purificación de metanol

La preparación y la compresión del gas de síntesis típicamente representa alrededor del 60 % de la inversión, y casi toda la energía se consume en esta etapa del proceso². Por lo tanto, la selección de la tecnología de reformado es muy importante, independientemente de la ubicación de la planta.

El gas de síntesis utilizado para la producción de metanol se caracteriza por la relación estequiométrica $S_R = (H_2 - CO_2) / (CO + CO_2)$. Algunas propiedades pertinentes del gas de síntesis para la formación de metanol son la relación CO a CO₂ y la concentración de inertes. La conversión alcanzable por pasada y la tasa de reacción aumenta si el CO a CO₂ es muy alto. Esto también reduce la formación de agua y la velocidad de desactivación del catalizador de igual manera disminuye. Si la concentración de inertes en el gas de síntesis es muy alta que afecta a la presión parcial de los reactivos activos, reduce la tasa de reacción. Inertes típicos en la síntesis de metanol son el metano, argón y nitrógeno.

4.2.1.1. Producción del gas de síntesis

El gas de síntesis (syngas) es un término general usado para describir una mezcla de

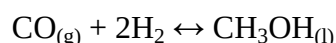
²**Fuente:** Kim Aasberg-Pettersen, Charlotte Stub Nielsen, Lb Dybkjaer and Jens Perregaard, 2009. "Large Scale Methanol Synthesis from Natural Gas".

hidrógeno y monóxido de carbono en diferentes proporciones y se pueden generar a partir de cualquier material de alimentación hidrocarbonado.

El gas de síntesis puede producirse a partir de una gran variedad de materias primas en las que incluye el gas natural, nafta, aceite residual, coque de petróleo, biomasa y carbón. En la mayoría de los casos el más aplicable en la producción de metanol es el gas natural. Las principales tecnologías utilizadas para la producción de gas de síntesis se resumen a continuación;

4.2.1.2. Obtención del gas de síntesis

La producción de metanol se basa principalmente en la reacción catalítica del monóxido de carbono e hidrógeno.



En un menor grado se efectúa también la conversión de dióxido de carbono.



Por lo tanto, de acuerdo a la proporción de CO y CO₂, la mezcla gaseosa requerida para la conversión debe tener una razón molar de hidrógeno/carbono de 2³. Dicho gas puede ser obtenido, mediante la oxidación parcial, reformado con vapor, reformado autotérmico y reformado combinado.

4.2.1.3. Oxidación parcial (partial oxidation)

Para la conversión de hidrocarburos pesados, la oxidación parcial es generalmente la más usada. Las condiciones de temperatura en la cual se trabajan está entre 950-1.250 °C y la presión entre 60-90 bar.

La relación de H₂/CO es aproximadamente 2, esto debido a las pérdidas generadas como resultado de la formación de metano durante la síntesis del metanol, obteniendo una razón aproximada de H₂/CO de 2,25, el cual es ideal para esta conversión. Este valor puede ser obtenido dividiendo la parte de la corriente del gas a un convertidor de vapor que remueve el exceso de CO y suministra una cantidad equivalente de

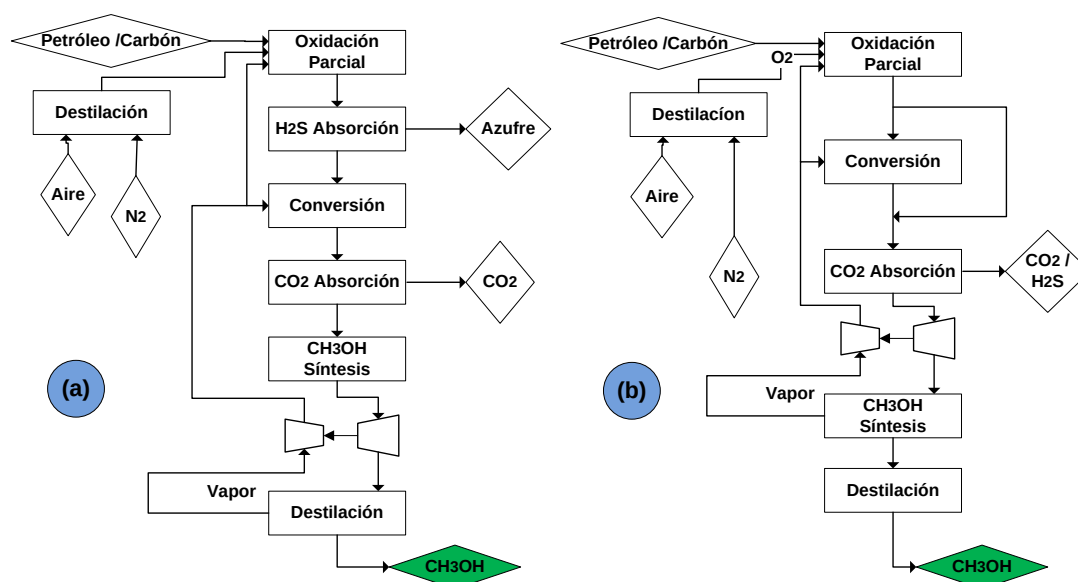
³La estequiometría total es la siguiente: $S_R = \text{H}_2 - \text{CO}_2 / (\text{CO} + \text{CO}_2) = 2$

hidrógeno (shift conversion). Usando un proceso de absorción estándar, luego es necesario remover el CO_2 hasta una concentración aceptable por el catalizador empleado a fin de conducir la síntesis de metanol con una producción de 1.900 TM/d.

La presencia de compuestos de sulfuro en la materia prima usada requiere la consideración de dos principales variantes, dependiendo en lo posible del catalizador para CO de shift conversion (Esquemas a y b se muestran en el gráfico 4-1).

Gráfico 4-1

Diagrama de bloques para la producción de metanol usando oxidación parcial



Fuente: Methods for Producing Synthesis Gas to Methanol, 2009.

Esquema “a”: el catalizador no puede tolerar derivados del sulfuro. Por lo tanto, primero la alimentación debe ser desulfurizada a un contenido de sulfuro de 0,05 a 0,1 ppm. Parte del gas pasa a través de la unidad de conversión de CO , y luego se remezcla con la fracción no tratada y parcialmente descarbonatada.

Esquema “b”: El catalizador es resistente a compuestos sulfurados. Conversión parcial de CO es seguida por la desulfurización y descarbonatada simultáneamente.

En ambos esquemas, la instalación de una barrera del sulfuro (tal como óxido de zinc) se recomienda para proteger el catalizador de la síntesis, que no tolera compuestos de sulfuro.

4.2.1.4. Reformado con vapor (steam reforming)

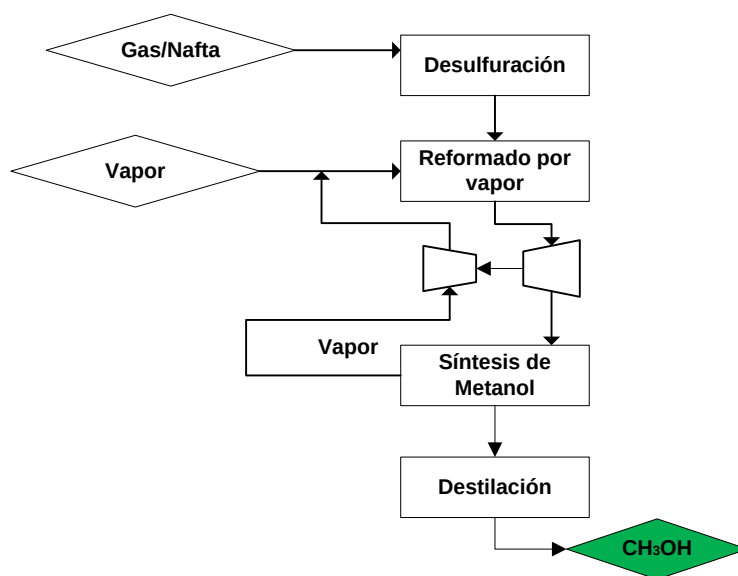
El reformador con vapor se usa para convertir la alimentación de gas natural a gas de síntesis por reacción con vapor sobre una base de catalizador de Níquel. El catalizador es tolerante a compuestos de sulfuros, lo cual puede ser usado para hidrocarburos pesados incluyendo la nafta. El proceso usualmente opera entre 800 °C y 1.000 °C y de 8 a 25 bar. Esta tecnología es una opción para capacidades hasta aproximadamente 3.000 TM/día de metanol donde el dióxido de carbono está disponible, en comparación con el esquema anterior, la conversión de CO, remoción CO₂ y la metanización son simplificados en el proceso.

Se muestra en el gráfico 4-2, la unidad es reducida a dos secciones importantes:

- La alimentación pasa por un pre-tratamiento a fin de remover los compuestos sulfurados u otras impurezas perjudiciales para el catalizador de síntesis.
- El horno de steam reforming con sus instalaciones auxiliares de recuperación de calor del flue-gas.

Gráfico 4-2

Diagrama de bloques para la producción de metanol usando reformado con vapor



Fuente: Methods for Producing Synthesis Gas to Methanol, 2009.

El metano no convertido presente en el efluente del reformado se comporta en las sucesivas operaciones como un disolvente inerte. Para evitar su acumulación en el reciclo, que constituye el metanol “synthesis loop”, es necesaria una purga.

El déficit de carbono en el reformado de vapor de metano no ocurre en el caso que se tuviera de alimentación la nafta.

4.2.1.5. Reformado autotérmico (autothermal reforming)

El reformado autotérmico es una combinación de la oxidación parcial y el reformado con vapor llevado a cabo en un solo reactor, utilizando como catalizador níquel soportado en magnesio-alúmina. El calor endotérmico de la reacción para el reformado con vapor de metano es suministrado para la oxidación parcial de la alimentación de los hidrocarburos en la primera sección del reactor.

La alimentación para el reformado autotérmico es el gas natural e hidrocarburos pesados-nafta. La principal ventaja del proceso es que no requiere ningún combustible externo, ofrece flexibilidad en la selección de la alimentación y puede ser diseñado para operar a una temperatura y presión mucho más alta que el reformado con vapor de metano. Otra característica es la posibilidad de producir gas de síntesis con bajos coeficientes de H_2/CO .

Numerosas plantas comerciales usan en su proceso gas natural, obteniendo una relación de H_2/CO alrededor de 2,3, sin necesidad de reciclar CO_2 .

El proceso de reformado autotérmico consiste en un precalentamiento de la alimentación de hidrocarburos, y la mezcla de oxígeno con una pequeña cantidad de vapor, lo cual entra en el tope del reactor. La combustión parcial toma lugar en la zona más alta y los hidrocarburos ligeros son convertidos en CO_2 y H_2 . El metano, hidrógeno y monóxido de carbono son parcialmente convertidos con el oxígeno restante. El equilibrio del reformado con vapor y la reacciones de gas con agua “Shift reactions” son establecidas en la zona del catalizador del reformado con vapor.

La operación del reformado autotérmico puede darse sin reciclo de CO_2 para producir el gas de síntesis con una relación de H_2/CO entre 2,3 a 3,5. Sin embargo, reciclar o

importar CO_2 puede resultar relaciones de H_2/CO menores a 0,8. La presión de operación varía en un rango de 20 a 70 bar. Presiones menores a 20 bar no son buenas porque tiende a formar hollín el cual no puede ser eliminado con adición de vapor o diseñando los quemadores a presiones bajas. Las presiones de 70 bar o más son lo máximo permisible basados en los materiales de construcción. Actualmente las unidades de operación están sobre el vapor hasta 40 bar. La temperatura de operación varía entre 850-1.100 °C. Llega a producir hasta 2.800 TM/d.

4.2.1.6. Reformado combinado (combined reforming)

Puede ser usado para procesar gas natural y gases asociados de petróleo. Este proceso combina el reformado con vapor y el reformado autotérmico como la forma más económica para generar gas de síntesis para plantas de metanol. Después de que la alimentación de gas pasa a través de un proceso de desulfuración, es repartido en dos corrientes, la primera corriente es descompuesta en un reformador con vapor de baja presión (35-40 bar) y relativamente bajas temperaturas (700-800 °C). El gas reformado es posteriormente mezclado con el resto de gas para ser reformados a gas de síntesis a medianas presiones en el reformado autotérmico.

La principal ventaja del proceso de reformado combinado frente a las otras alternativas de proceso similar es la alimentación de gas patentado por Lurgi, a través del bypass a reformado con vapor.

Cuando se tiene como alimentación gas natural, se puede llevar al reformado con vapor un porcentaje menor a la mitad, el requerimiento con vapor en comparación con otros procesos es cerca de la mitad, de los que usan un reformado autotérmico luego de un reformado con vapor sin usar el bypass. El menor consumo de vapor en el proceso, se traduce a un menor requerimiento de energía y baja inversión. Asimismo, se obtiene una relación de hidrógeno/carbono cercano a 2,02, lo cual es el valor óptimo para producir metanol.

Este proceso es también ideal para generar gas de síntesis para la síntesis de Fischer-Tropsch. La planta más grande en el mundo con este tipo de Tecnología fue

construida por Lurgi en Sudáfrica, la capacidad de esta planta es suficiente como para producir cerca de 5.000TM/día de metanol.

Tabla IV-3
Tecnologías para la producción de Gas de Síntesis (syngas)

Tecnología	Materia Prima	Proceso	Condiciones de Operación	Capacidad de producción
Oxidación parcial	Hidrocarburos pesados	BASF, Fischer-Tropsch	Altas y medianas presiones	1.900 TM/d
Reformado con vapor	Gas natural y Nafta	Haldor Topsøe, MGC, ICI	Medianas presiones	3.000 TM/d
Reformado autotérmico	Hidrocarburos pesados y livianos	Fischer-Tropsch, BASF, ICI	Bajas y medianas presiones	2.800 TM/d
Reformado combinado	Gas natural	Lurgi	Bajas presiones	5.000 TM/d

Fuente: Elaboración propia, 2012.

En la tabla IV-3, se muestra las tecnologías usadas para el proceso de obtención de gas de síntesis, tal como se puede observar tanto el reformado con vapor como el reformado autotérmico son los mejores respecto a la oxidación parcial, básicamente debido a la materia prima usada en el proceso y las condiciones operativas moderadas con respecto a la oxidación parcial. Pero la tecnología de Reformado Combinado ofrece mayores ventajas frente a las otras tecnologías, ya que en su proceso se requeriría menor consumo de energía por usar menos vapor en el proceso, y logrando obtener excelente relación de hidrógeno/carbono cercano a 2,02 (Lurgi MegaMethanol, 2009).

4.2.2. Tecnologías para producir metanol a partir del gas natural

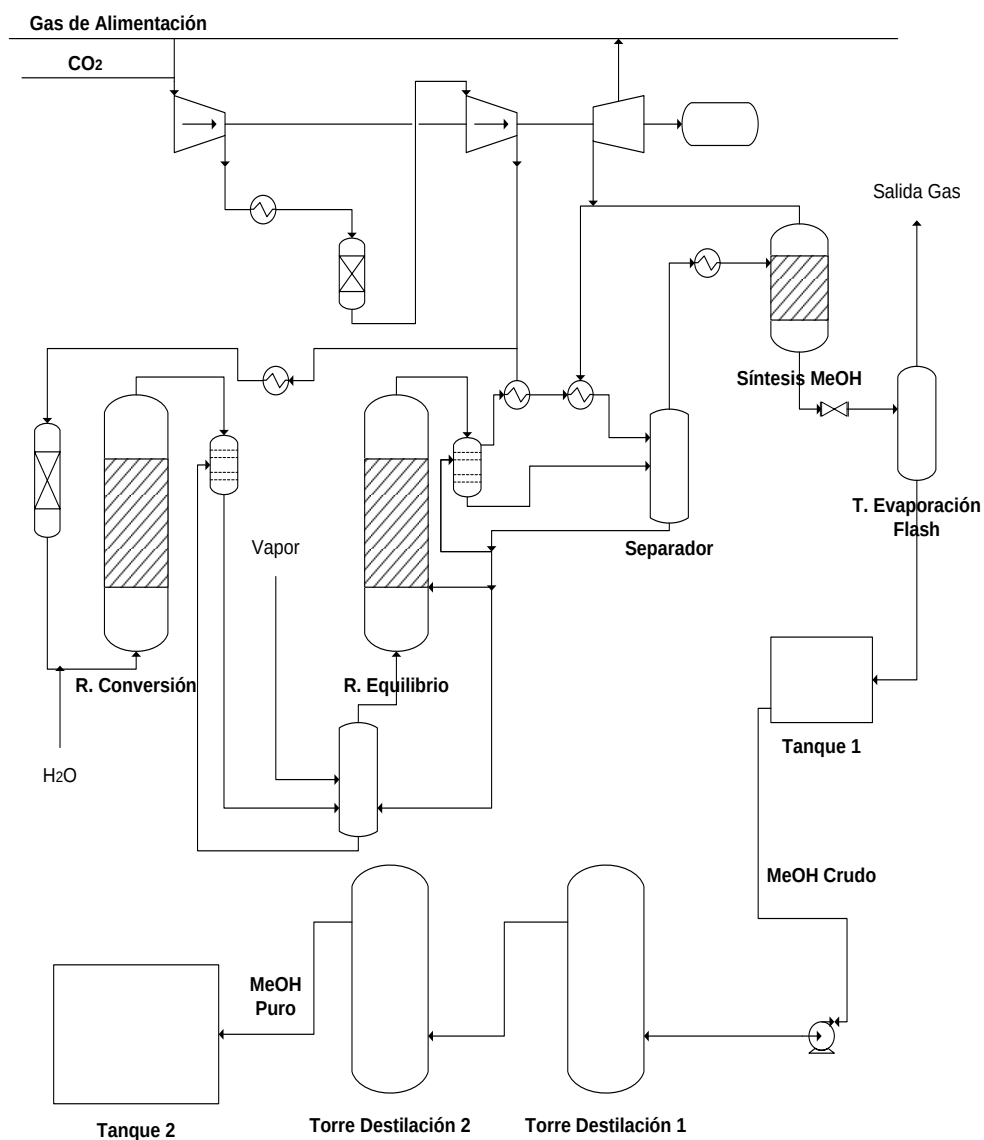
4.2.2.1. Proceso BASF

En el proceso de la BASF se trabaja a unos 320-380 °C y aproximadamente a 340 bar. Como catalizador se utiliza ZnO-Cr₂O₃, que alcanza la máxima actividad para una relación Zn/Cr próxima a 70/30. La mezcla de óxidos es muy resistente a los venenos de los catalizadores ordinarios a concentraciones pequeñas, por lo que su duración es de algunos años. Los productos secundarios formados como dimetil éter, formiato de metilo o alcoholes superiores, se separan en una columna de rectificación en las

fracciones más volátiles y menos volátiles. Para eliminar las reacciones secundarias se hace que el tiempo de permanencia en el reactor sea de 1-2 segundos, con lo cual no llega a establecerse el equilibrio.

El proceso técnico esta extraordinariamente realizado, a ello contribuye especialmente el empleo de compresores centrífugos de alta presión.

Gráfico 4-3
Diagrama de flujo proceso BASF⁴



⁴**Fuente:** Procedimiento Para la Producción de Metanol en Fase Líquida en Etapas "BASF", 1992.

4.2.2.2. Proceso UK-Wesseling

La UK-Wesseling ha desarrollado un proceso cíclico que trabaja a presiones más bajas, con una presión parcial de 13 bar. Sus condiciones de reacción son muy semejantes a las del proceso BASF, a 300 bar y 350 °C.

El catalizador $\text{ZnO-Cr}_2\text{O}_3$ esta ordenado por pisos. El metanol obtenido es de gran pureza con solo rastros de productos secundarios. A finales de 1970 se produjeron por esta variante a alta presión más de un millón de toneladas de metanol en todo el mundo.

En los últimos años los procesos convencionales se han perfeccionado por otros procesos con presión media o baja. El cambio a menos presión de trabajo se logra por empleo de catalizadores más activos a base de cobre, que por otra parte son extraordinariamente sensibles al azufre, lo que exige una disminución del contenido en azufre del gas de síntesis hasta menos de 1 ppm.

4.2.2.3. Proceso Fischer-Tropsch

El proceso Fischer-Tropsch de síntesis de hidrocarburos trabaja en un principio completamente diferente. En la extracción y procesos de hidrogenación, el carbón se descompone lentamente. En el proceso Fischer-Tropsch, el carbón se descompone todo completamente y se convierten en moléculas muy pequeñas.

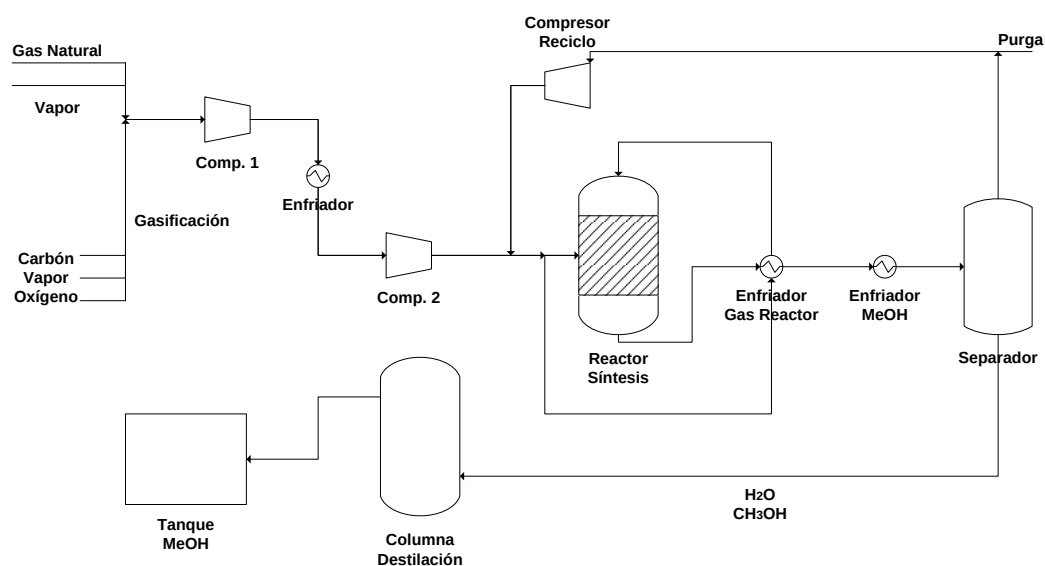
Técnicamente, esto es por la gasificación del carbón con oxígeno y vapor de agua a temperaturas de más de 1.000 °C. El gas de síntesis producido contiene principalmente monóxido de carbono (CO) e hidrógeno (H_2) esto es posible, por el uso de ciertos catalizadores, bajo presión y a temperaturas relativamente bajas.

Utilizando el proceso Fischer-Tropsch, se puede producir metanol y alcoholes superiores de acuerdo con la actividad del catalizador. (Klier et al, 1986; Dombek, 1986). Los subproductos de las reacciones de Fischer-Tropsch incluyen los gases de hidrocarburos ligeros, predominantemente metano.

El metano es muy estable en el procesamiento para producir combustibles líquidos. La conversión de metano en combustibles líquidos directamente mejoraría

significativamente la eficiencia y los rendimientos de estos procesos. Por lo tanto, una tecnología o un catalizador para un proceso simple y eficiente para la producción de metanol a partir de metano ahorran cantidades significativas de energía en los procesos industriales. Este proceso mejoraría la aplicación de tecnologías de conversión del carbón puesto que la producción de metanol a partir de metano es una tecnología madura (Production of Methanol from Methane, 1986).

Gráfico 4-4
Diagrama de flujo proceso Fischer-Tropsch⁵



4.2.2.4. Proceso Haldor Topsøe

Las condiciones del proceso se seleccionan para lograr en general el diseño más económico teniendo en cuenta los gastos de capital, así como las condiciones locales. Cada planta de metanol es, pues, a medida para cumplir los requisitos de demanda para operaciones fiables y estables en los costos de operación mínimos.

El proceso Topsøe de producción de metanol es caracterizado por la gran integración entre el proceso de sus distintas etapas y el sistema de vapor y energía. Este proceso

⁵**Fuente:** Foreign Coal Liquefaction Technology “The Commercial Experience”, 1980.

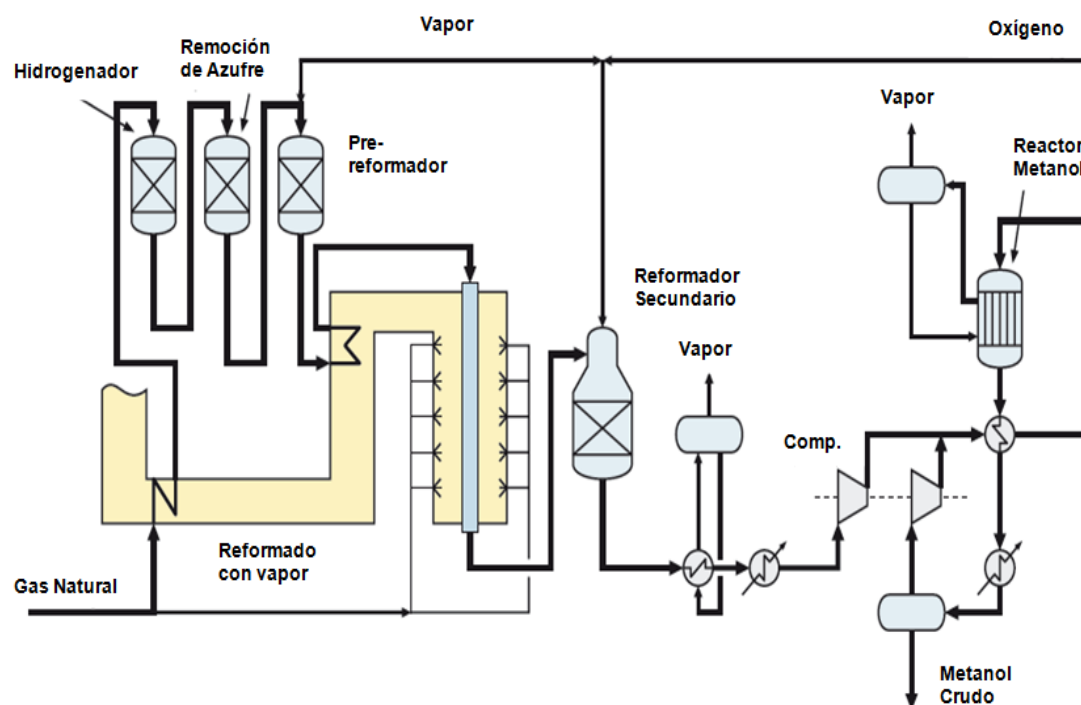
utiliza varios reactores adiabáticos dispuestos en serie, el calor de reacción es eliminado por enfriadores intermedios. El gas de síntesis fluye radialmente a través del lecho del catalizador y esto reduce la caída de presión en comparación con el flujo axial. La purificación es el mismo que los otros procesos.

Un diseño Topsøe típico de obtención de metanol incluye los siguientes principales los pasos del proceso:

- Purificación de la Alimentación: desulfuración del hidrocarburo “materia prima” GN.
- Reforming: reformado autotérmico o reformado con vapor, para alcanzar el gas de síntesis.
- Síntesis: la síntesis de metanol es llevada a cabo en reactores adiabáticos.
- Destilación: en uno, dos o tres columna de acuerdo al diseño de cada paso del proceso se selecciona para lograr un diseño óptimo y las condiciones de operación.

Gráfico 4-5

Diagrama de flujo proceso Haldor Topsøe⁶



⁶Fuente: Topsøe Methanol Technology, 2011.

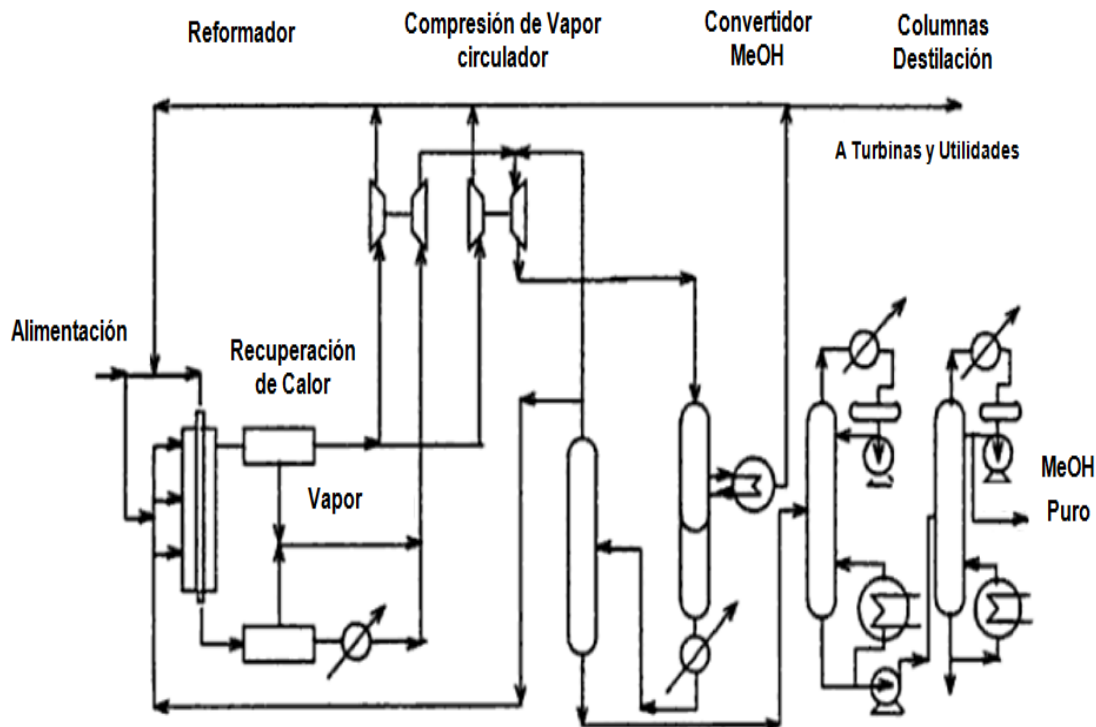
4.2.2.5. Proceso Mitsubishi Gas Chemical (MGC)

El diagrama de flujo muestra el proceso desarrollado por Mitsubishi Gas Chemical Company. Este utiliza un catalizador a base de cobre para la síntesis de metanol. Opera a temperaturas que van desde 200 °C a 280 °C durante un intervalo de presión de 50 a 150 atm. La temperatura del lecho del catalizador es mantenerse bajo control mediante el diseño de su enfriamiento con convertidor, y también algo del calor de la reacción se recupera en una caldera de etapa intermedia. La materia prima es desulfurizada y alimentada a continuación en un reformador de vapor de agua a 500 °C.

La corriente de salida del reformador contiene hidrógeno, monóxido de carbono y dióxido de carbono a una temperatura de 800 a 850 °C. Los gases se comprimen en un compresor centrífugo y se mezcla con la corriente de reciclado antes de ser alimentada en el convertidor.

Gráfico 4-6

Diagrama de flujo proceso Mitsubishi Gas Chemical ⁷

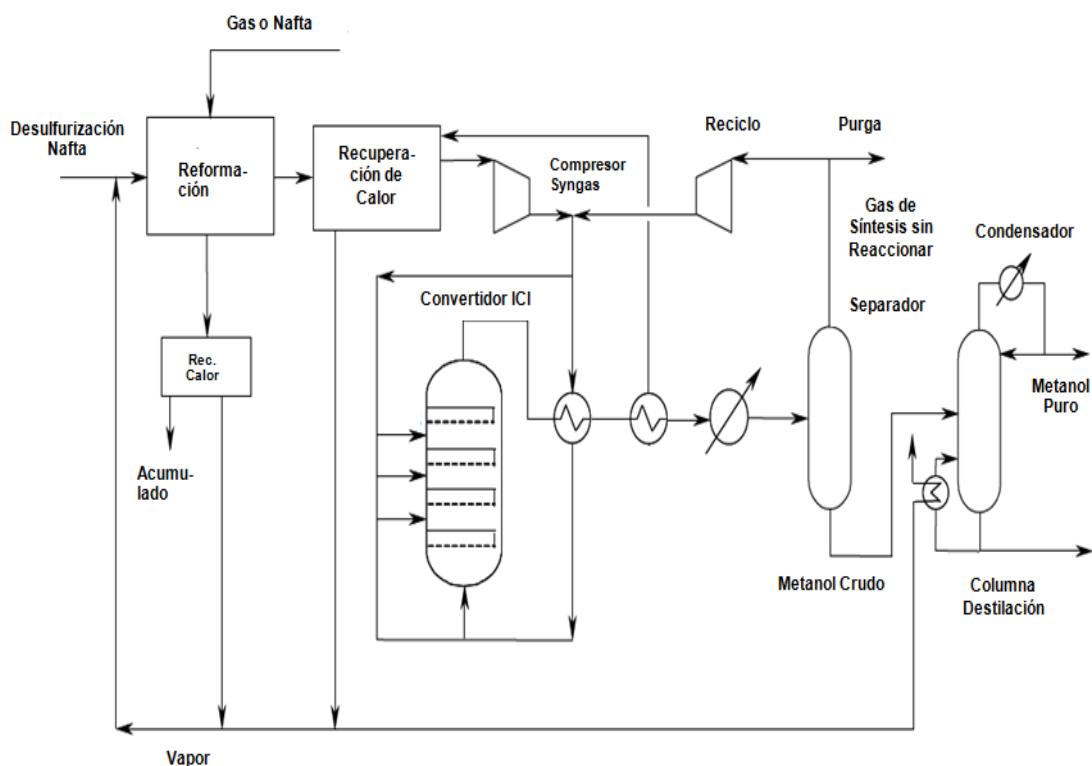


⁷ Fuente: Lee, S. Methanol Synthesis Technology, CRC Press, 1990.

4.2.2.6. Proceso ICI, síntesis de metanol a baja presión (low-pressure methanol synthesis process)

Es un proceso de baja presión que ha sido desarrollado por ICI Ltda., operando aproximadamente a 50 bar usando un nuevo catalizador activo de base de cobre a 240°C. La reacción de síntesis ocurre sobre un lecho de catalizador heterogéneo dispuesto uno después de otro en una secuencia de lechos adiabáticos o colocados dentro de tubos de transferencia de calor. La reacción es limitada por el equilibrio, y la concentración de metanol a la salida del convertidor raramente excede el 7 %. El efluente del convertidor es enfriado a 40°C para condensar como producto el metanol, y los gases que no reaccionaron son reciclados. El metanol crudo proveniente del separador contiene agua y bajos niveles de subproductos, los cuales son removidos usando un sistema de dos columnas de destilación.

Gráfico 4-7
Diagrama de flujo proceso ICI ⁸



⁸Fuente: The ICI Low Pressure Process, 2000.

La primera columna es de ligeros, que elimina los componentes ligeros (gas, éteres, cetonas, etc.), mientras la segunda columna realiza las siguientes separaciones:

- a. En el tope, el metanol purificado se extrae por debajo de la sección de rectificación.
- b. Los alcoholes pesados como corrientes laterales
- c. El agua por el fondo.

Debido a los problemas de separación de fases en presencia de agua y la formación de trampas de vapor que son perjudiciales para los motores, el uso de metanol como combustible requiere la adición de compuestos oxigenados de alto peso molecular (particularmente igual o de más pesos que el etanol).

4.2.2.7. Proceso Lurgi, síntesis de metanol a baja presión (low-pressure methanol synthesis process)

Se denomina proceso de baja presión para obtener metanol a partir de hidrocarburos gaseosos, líquidos o carbón.

El proceso desarrollado por Lurgi Corporation para la síntesis de metanol se compone de un reactor que funciona a una temperatura de 250 a 260 °C y una presión de 50 – 60 bar. El reactor es de tipo carcasa y tubos llenos con los catalizadores en los tubos. El calor de reacción se elimina por la circulación de agua fría en el lado de la carcasa y esto genera vapor de alta presión para otro uso.

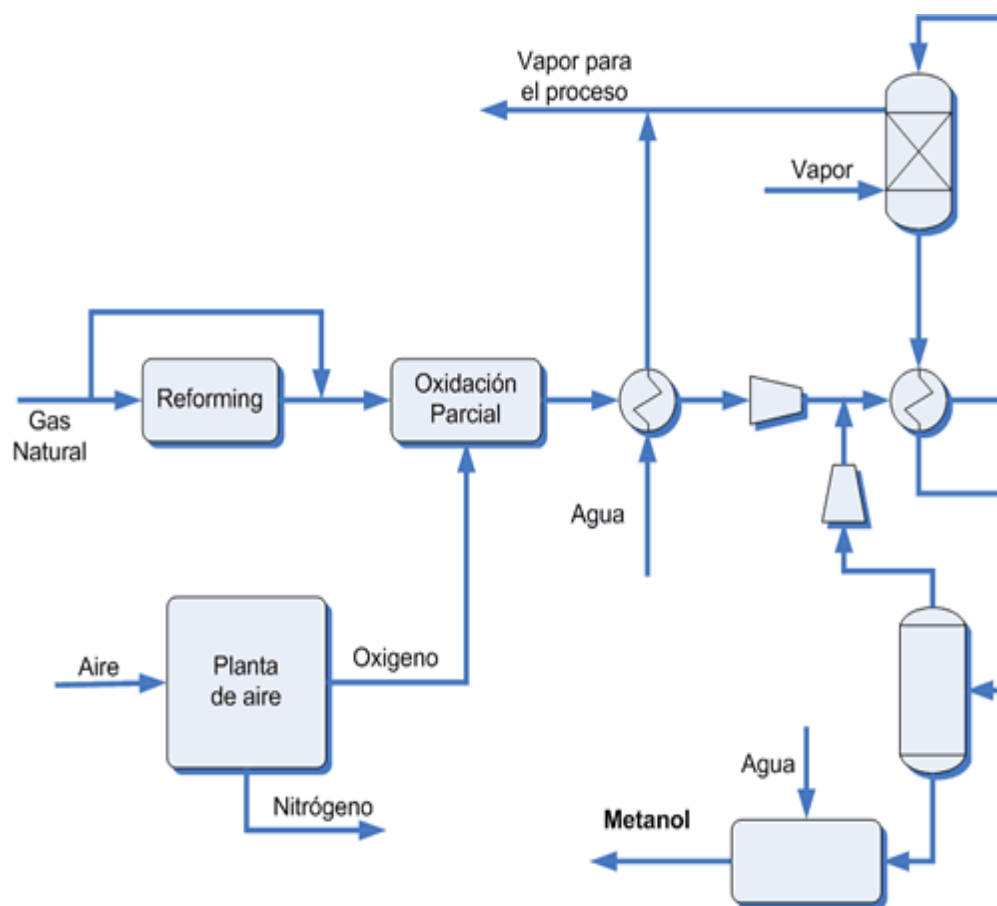
Actualmente la materia prima para la producción de gas de síntesis de este proceso incluye hidrocarburos gaseosos tales como metano “Gas Natural”.

El gas de síntesis se puede producir a través de dos rutas a saber, el reformado con vapor y la oxidación parcial. El reformado con vapor se lleva a cabo a temperaturas de 850 a 860 °C. La nafta desulfurada se pone en contacto con vapor de agua a esta temperatura para producir hidrógeno y óxidos de carbono. El gas de síntesis producido se comprime de 50 - 80 bar antes de que se alimente en el reactor de metanol. Para la segunda ruta, residuos pesados se introducen en un horno junto con

oxígeno y vapor de agua a 1.400 – 1.450 °C, la presión de operación es del 55 - 60 bar y esto no requiere ninguna compresión adicional.

A continuación en el gráfico 4-8, se muestra el diagrama de flujo para el proceso de Lurgi a baja presión:

Gráfico 4-8
Diagrama de flujo proceso Lurgi⁹



El proceso Lurgi de síntesis de metanol implica transformar el gas de síntesis en metanol, que luego es procesado para la obtención de metanol a alta pureza.

4.2.2.7.1. Lurgi MegaMethanol

El proceso de Lurgi MegaMethanol es una tecnología avanzada para la conversión de gas natural en metanol a bajo costo en grandes cantidades.

⁹**Fuente:** Textos Científicos, 2005 (Obtención de Metanol).

Permite alcanzar una alta eficiencia en las plantas productoras, de al menos el doble de la capacidad de las construidas hasta la fecha, esto accede que nuevas plantas opten por esta tecnología.

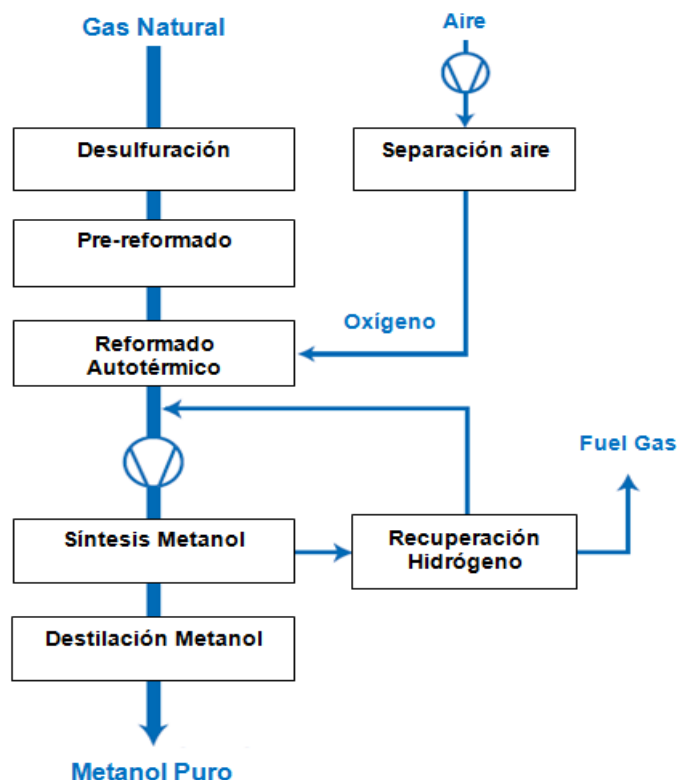
La tecnología de Lurgi MegaMethanol se ha desarrollado para plantas de metanol a escala mundial con una capacidad de más de un millón de toneladas métricas por año. Para lograr tal capacidad, es necesario el diseño de un proceso especial, la incorporación de tecnología avanzada, pero probado y fiable, optimización de costos de eficiencia energética, de bajo impacto ambiental y bajo costo de inversión.

4.2.2.7.2. Reformado autotérmico (autothermal reforming) (syngas)

El reformado autotérmico se puede aplicar para la producción de gas de síntesis siempre que el gas natural esté disponible como alimento stock para el proceso.

Gráfico 4-9

Producción de Metanol Usando Lurgi Reformado Autotérmico¹⁰



¹⁰Fuente: Lurgi MegaMethanol, 2011.

El pre-reformado de la materia prima se reforma con vapor de agua a gas de síntesis a unos 40 bar utilizando oxígeno como agente de la reforma. El proceso genera un gas de síntesis libre de carbono y ofrece una gran flexibilidad de funcionamiento en un amplio intervalo para satisfacer requisitos específicos. Las temperaturas de salida del reformador son típicamente en el intervalo de 950-1.050 °C. El gas de síntesis se comprime en un compresor de síntesis de una sola cámara, una parte del gas es recirculado a la presión necesaria para la síntesis de metanol.

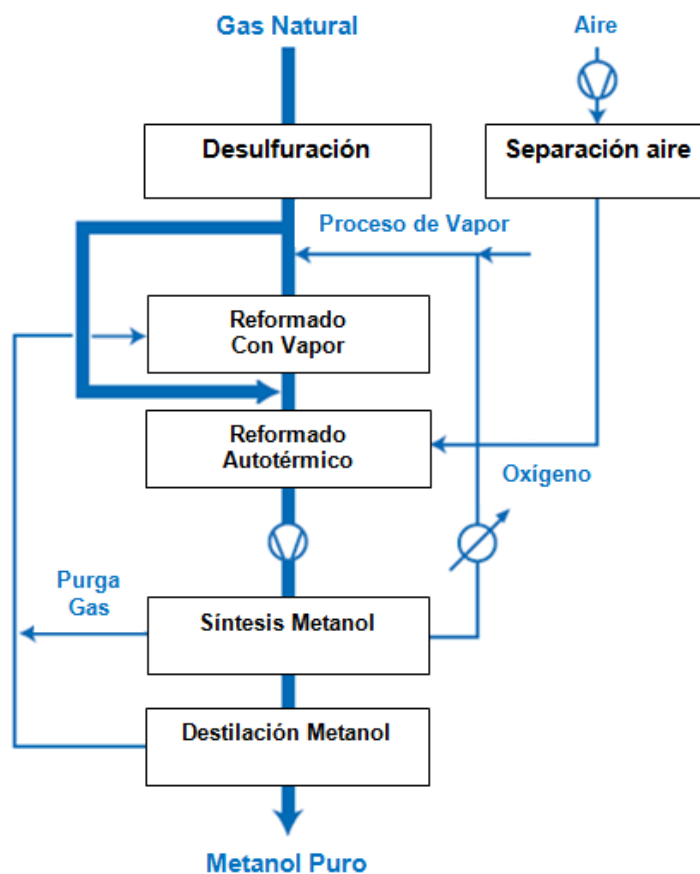
Incluso cuando se utiliza metano puro como materia prima en el reformado autotérmico, es necesario acondicionar el gas de síntesis, como su número estequiométrico es inferior a 2,0, la forma más económica de lograr la composición del gas requerida es agregar hidrógeno, retirado de la síntesis de metanol en la corriente de purga por una de membrana de adsorción.

En comparación con sus competidores, Lurgi tiene la mayoría de las referencias y la experiencia de la reforma de esta tecnología. Este proceso ha sido implementado en plantas Lurgi desde los años 1.950. Avances significativos en la optimización del diseño y asegurando disponibilidad de la planta se alcanzó a finales de 1.980 cuando las herramientas de simulación fiables estuvieran disponibles.

4.2.2.7.3. Reformado combinado (combined reforming)

Para gas natural y gases asociados con petróleo, el número estequiométrico necesario no puede ser obtenido mediante reformado autotérmico solo, incluso si el hidrógeno es reciclado. Para estas aplicaciones, el concepto de Lurgi Reformado Combinado (conocido también como Lurgi MegaMetanol) combina el “reformado autotérmico” con el “reformado con vapor”, siendo la forma más económica para generar gas de síntesis para plantas de metanol. Después de la desulfurización, una corriente de gas natural es dividida en dos partes, una corriente es llevada a la zona de reformador con vapor, posteriormente la corriente de salida de esta zona es mezclada con el resto de gas natural para ser llevado a la zona de reformado autotérmico y producir gas de síntesis a una presión de 35-40 bar y la temperatura de 700-800 °C.

Gráfico 4-10
Producción de metanol usando Lurgi reformado combinado¹¹



La ventaja principal del proceso de reformado combinado sobre las alternativas de proceso similares es la derivación del gas de alimentación patentada del reformador de vapor.

Para la mayoría de los gases naturales, menos de la mitad del gas de alimentación se dirige al reformador de vapor, los requisitos del proceso de vapor también se reduce a la mitad o menos en comparación con otros procesos, que utilizan un reformador autotérmico aguas abajo del reformador de vapor sin un bypass.

El consumo de vapor del proceso baja y reduce las necesidades de energía y una menor inversión.

¹¹**Fuente:** Lurgi MegaMethanol, 2011.

La mayor planta mundial de este tipo fue construido por Lurgi en Sudáfrica. La capacidad de gas de síntesis de esta planta deberá ser suficiente para producir aproximadamente 5.000 toneladas de métricas de metanol por día.

4.3. SELECCIÓN DEL PROCESO A DISEÑAR

En cualquiera de las tecnologías mencionadas el metanol obtenido es el mismo, la elección del tipo de tecnología se basa en las facilidades del proceso, obtención del gas de síntesis, consumos de energía, aspectos económicos, etc. (Ibarra, 2010).

Tabla IV-4

Breve resumen de los procesos de producción de metanol

Proceso	Razón
BASF	La materia prima usada es Gas Natural, trabaja a medianas y altas presiones, el catalizador dura algunos años, altos costos de producción.
UK-Wesseling	La materia prima usada es Gas Natural, trabaja a altas presiones, el catalizador se ordena por pisos, pero ya se la considera una tecnología obsoleta.
Fischer-Tropsch	La materia prima usada es el Carbón y Gas Natural, trabaja a altas temperaturas, insuficiente capacidad selectiva del catalizador, altos costos de producción.
Haldor Topsøe	La materia prima usada es Gas Natural, trabaja a medianas presiones, buena selectividad del catalizador, costos de producción moderados.
Mitsubishi Gas Chemical	La materia prima usada es Nafta y Gas Natural, trabaja a medianas presiones, selectividad del catalizador mejorada, costos de producción moderados.
ICI	La materia prima usada es Gas Natural y Nafta, trabaja a bajas presiones, utiliza un nuevo catalizador mejorado, costos de producción relativamente bajos.
Lurgi	La materia prima usada es Gas Natural, trabaja a bajas presiones, utiliza un nuevo catalizador mejorado con gran selectividad, costos de producción bajos. Es apto para grandes cantidades de producción.

Fuente: Elaboración propia, 2012.

La siguiente tabla IV-5 es la representación objetiva de las tecnologías descritas con anterioridad y asiendo referencia a la tabla IV-4 que a la vez esta es un resumen de las mismas tomando en cuenta los aspectos más representativos e importantes que se realizan para la selección del proceso productivo de acuerdo a las tecnologías existentes.

Tabla IV-5

Selección del proceso para la producción de metanol a partir del gas natural

Proceso	A	B	C	D	E	100 %
BASF	18	15	15	15	15	78
UK-Wesseling	18	12	12	12	11	65
Fischer-Tropsch	18	12	13	14	13	70
Haldor Topsøe	18	15	15	17	15	80
Mitsubishi Gas Chemical	18	15	16	16	15	80
ICI	18	19	19	18	18	92
Lurgi	18	19	19	19	20	95

Fuente: Elaboración propia, 2012.

Donde:

A = Materia prima - Los comúnmente usados son el gas natural y la nafta, tomando en cuenta la facilidad de la obtención de la materia prima.

B = Condiciones operativas - Estas varían de acuerdo a la tecnología usada por lo que pueden ser altas, medias y bajas presiones, en cuanto se refiere a la temperatura para los casos mencionados varían desde un rango de 250 a 350 °C (Véase en tabla IV-8).

C = Catalizador (selectividad) - Los más usados y probados industrialmente son los basados en zinc – cromo y los basados en cobre, estos últimos son los más usados.

D = Capacidad de producción - Varían en miles de toneladas por día (MT/día), esto es debido a la cantidad de materia prima disponible, a la disponibilidad de capital o a la demanda del producto.

E = Costos de producción - Es uno de los aspectos más importantes y se adecuan de acuerdo al tipo de tecnología y que hoy en día se prefiere el proceso de baja presión.

A cada casilla se le asigna un valor del 1 al 20 y se realiza la sumatoria correspondiente obteniendo los valores, visualizando de esta forma la mejor alternativa para la tecnología de producción de metanol a partir del gas natural.

De tal manera que las tecnologías BASF, UK-Wesseling, Fischer-Tropsch, Haldor Topsøe, Mitsubishi Gas Chemical e ICI podrían usarse, pero a efectos de consumir menos materia prima y consumo de energía, y tener una menor inversión, la tecnología que más se acopla es la de “Reformado Combinado de Lurgi”. Dicho proceso tecnológico tiene mayor experiencia en el mercado y presenta mayores ventajas tecnológicas.

Por otro lado, la tecnología de reformado combinado tiene las siguientes características principales en su proceso:

- ✓ Consumo total de gas natural menor que el de procesos convencionales.
- ✓ Reducción de emisiones de CO₂ y NO_x, por un menor consumo de energía en su proceso.
- ✓ Mayor conversión de gas de síntesis por ciclo, y en consecuencia, reducción de la cantidad de gas natural.
- ✓ Menor consumo de vapor en su proceso.
- ✓ Reducción de los costos de inversión de 30 a 40 % para el ciclo de síntesis.
- ✓ Aumento de la duración de servicio del catalizador.

De otra forma esto puede ser apreciado sus ventajas en la tabla IV-6.

Tabla IV-6
Concepto de economía de Lurgi MegaMethanol

Parámetros	Unidad	Convencional Reformado Autotérmico	Reformado Combinado MegaMethanol
Capacidad	MTpd	2.500	5.000
Demanda de Gas Natural	MMBtu/TM	30	28,5
Proceso de obtención de gas de síntesis	Relación H ₂ /CO	H ₂ /CO ≈ 2,3 a 3,5	H ₂ /CO ≈ 2,02
Costo de Producción	%	100	79

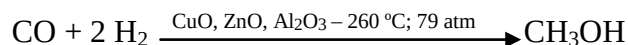
Fuente: Elaboración propia, 2012 (Referencia a Lurgi MegaMethanol, 2011).

4.3.1. Catalizador para la síntesis de metanol

Una de las formas más simples de aumentar la velocidad de una reacción consiste en aumentar la temperatura, pero en algunas ocasiones no es aconsejable porque disminuye el rendimiento de la reacción o bien porque los reactivos se descomponen formando otros productos no deseados. Hay otro proceso alternativo para aumentar la velocidad de la reacción sin alterar la temperatura y consiste en introducir un catalizador, que consiga el mismo efecto.

Un catalizador puede definirse como una sustancia capaz de hacer que un sistema químico alcance más rápidamente su estado de equilibrio, sin alterar las propiedades de dicho equilibrio ni consumirse durante el proceso.

La síntesis de metanol se lleva a cabo mediante una “catálisis heterogénea” donde el catalizador se encuentra en una fase distinta a la que están los reactivos, su mecanismo está basado en la “adsorción” de las moléculas reaccionantes del gas de síntesis en la superficie del catalizador metálico de cobre principalmente.



4.3.2. Criterios para la selección del catalizador para la síntesis de metanol

La eficacia y calidad de los materiales sólidos superficiales depende no solo de su “composición química” sino también, en gran medida, de su “estructura física” tales como: superficie específica, densidad aparente, volumen y tamaño de poros, dimensiones, poder adsorbente, etc. El mayor interés del diseño y determinación de estas propiedades tiene que ver con los procesos de difusión y adsorción, y dentro de estos los relacionados con la catálisis heterogénea.

- **Procesos de catálisis heterogénea**

- La temperatura de operación no está limitada por las características del disolvente, lo que permite incrementar la velocidad de reacción.
- Facilidad de separación de productos y catalizador ya que las fases son diferentes.
- *SopORTE*. Su función es facilitar la dispersión y estabilidad de la fase catalítica activa.

Debe tener una elevada área superficial, una adecuada distribución de tamaños de poro y una buena estabilidad térmica. La alúmina (Al_2O_3) es el soporte comercial más empleado.

- *Fase activa*. Su función es catalizar una determinada reacción química. Las fases activas pueden ser metales, óxidos metálicos, sulfuros metálicos o carburos metálicos

- *Promotores e inhibidores*. Aumentan el poder catalítico debido a modificaciones de la estructura electrónica o cristalina del sólido, permiten bloquear una reacción secundaria y, en menor medida, rebajar la actividad excesiva del catalizador.

4.3.3. Propiedades del catalizador sólido en la síntesis de metanol

El catalizador para la síntesis de metanol debe cumplir con las siguientes propiedades expuestas en la tabla IV-7.

Tabla IV-7

Propiedades del catalizador sólido en la síntesis de metanol

Propiedad	Parámetros
Propiedades Físicas y Propiedades físico-mecánicas	Resistencia mecánica, Desarrollo superficial y poroso, Forma y tamaño de poros.
Propiedades Químicas	Composición química, Centros activos, Acidez.
Propiedades Catalíticas	Actividad, Selectividad, Estabilidad.

Fuente: Universidad del País Vasco - Departamento de Ingeniería Química, 2009.

- **Propiedades Físicas**

Resistencia mecánica de la partícula (kg/cm^2) - Es la fuerza necesaria para romper una partícula en la dirección axial o radial.

Atrición - Pérdida porcentual de materia debido a la fricción entre las partículas.

Tamaño de partícula (mm) - Es el diámetro y/o longitud de las pastillas del catalizador.

- **Propiedades físico-mecánicas**

Densidad (kg/m^3)

- *Densidad del sólido o verdadera*: es relación entre la masa y el volumen correspondiente sólo al sólido.
- *Densidad de partícula o aparente*: es relación entre la masa y el volumen correspondiente a la partícula (incluyendo los poros).
- *Densidad del lecho o empaquetada*: es relación entre la masa y el volumen correspondiente a las partículas empaquetadas del lecho catalítico.

Tamaño de los poros (nm) – se presentan en macroporos ($d_p > 50$ nm), mesoporos ($d_p = 3-50$ nm) y microporos ($d_p < 3$ nm).

Superficie específica (m^2/g) - Es la superficie total (incluida la del interior de los poros) comprendida en un gramo de sólido: superficie microporosa y la superficie meso-macroporosa.

Volumen de poros (cm^3/g) - Es el volumen de los poros comprendidos en un gramo de catalizador sólido (volumen de macroporos, volumen de mesoporos y volumen de microporos).

- **Propiedades químicas**

Composición – Es el porcentaje en peso de los diferentes elementos en el catalizador.

Concentración de centros activos – Es el número de centros activos por gramo de catalizador y la superficie cubierta de centros activos por gramo de sólido.

La concentración de centros activos es función de la carga metálica de fase activa y de su dispersión o fracción expuesta a los reactivos.

$$D_m = N_s/N_T$$

Donde:

D_m = dispersión

N_s = número de átomos o moléculas superficiales

N_T = número total de átomos o moléculas de la fase catalíticamente activa

La dispersión puede variar entre 0 y 1, y es inversamente proporcional al tamaño del cristalito.

Acidez - Centros Brønsted: capacidad para dar protones y Centros Lewis: capacidad para capturar electrones.

La acidez juega un papel importante en numerosos procesos catalíticos (síntesis, craqueo, isomerización, polimerización).

Estado de oxidación – Es el estado químico o de valencia de las especies activas.

Estructura química - Agrupamiento geométrico de los átomos, agrupamiento y propiedades de los electrones, y enlaces característicos de los átomos.

- **Propiedades catalíticas**

Actividad - Conversión, Velocidad de reacción son los moles convertidos/unidad de tiempo referida a diferentes bases (volumen de reactor, masa de catalizador, área superficial del catalizador). Frecuencia o número de rotación, es el número de moléculas convertidas o producidas por el centro activo catalítico por segundo.

Selectividad - Propiedad que permite modificar solamente la velocidad de una reacción determinada, no afectando a las demás. Se evalúa como la cantidad o velocidad de producción de uno de los productos con relación al total de productos.

Estabilidad - Pérdida de actividad en determinadas condiciones de reacción debido a la disminución del número de centros activos disponibles (fenómenos de desactivación).

Los fenómenos de desactivación se agrupan en estos tipos generales:

Envejecimiento – Es la reducción de la superficie específica por estrechamiento o cierre de poros, que reduce el número de centros activos accesibles del catalizador.

Sinterización – Se debe al crecimiento o aglomeración de los cristales metálicos (centros activos) durante la reacción.

Envenenamiento – Los venenos se quimisorben irreversiblemente sobre los centros activos, disminuyendo el número de éstos disponibles para la reacción principal.

4.3.4. Selección del catalizador para la síntesis de metanol¹²

- Sistemas Zinc – Cromo
 - Altos costos energéticos y de capital.
 - Utilizados hasta la década de los 60.
- Sistemas basados en Cobre
 - Alta selectividad.
 - Menores costos energéticos y de capital.

Tabla IV-8

Síntesis de metanol, condiciones operativas

Parámetro	Condición
• A altas presiones: (BASF, UK-Wesseling) Catalizador: ZnO-Cr₂O₃ , Zn/Cr = 70/30	P = 340 bar T = 350 °C
• A medianas presiones: (Fischer-Tropsch, Haldor Topsøe, Mitsubishi Gas Chemical) Catalizador: Cu-ZnO-Cr₂O₃ , CuO-ZnO-Al₂O₃	P = 150-260 bar T = 250 °C
• A bajas presiones: (ICI, Lurgi) Catalizador: CuO-ZnO-Al₂O₃	P = 80 bar T = 260 °C

Fuente: Universidad Central de Venezuela – Escuela de Ingeniería Química, 2012.

La selectividad del catalizador es muy importante para la producción de metanol. La selectividad del catalizador CuO/ZnO/Al₂O₃ es superior al 99 % (Theophilus, 2010).

El catalizador convencional empleado hoy en día en la síntesis de metanol está compuesto por una mezcla de óxidos del tipo CuO-ZnO- Al₂O₃ (40-80 % CuO, 10-30 % ZnO, y 5-10 % Al₂O₃). El cobre es un metal activo en la síntesis de metanol por hidrogenación de CO/CO₂ ya que no es activo en la ruptura del enlace C-O y además es capaz de activar simultáneamente la molécula de H₂. A pesar de esta propiedad característica del Cu que le confiere una alta selectividad en la formación de metanol, aún existen discrepancias importantes acerca de la naturaleza de los centros activos que participan en la reacción. Algunos investigadores han propuesto que los centros activos

¹²**Fuente:** Universidad Central de Venezuela – Escuela de Ingeniería Química, 2012 (Procesos Petroquímicos, Síntesis de Metanol).

en la síntesis de metanol están constituidos por átomos metálicos de Cu^{13} , siendo la actividad del catalizador directamente proporcional a la superficie metálica del Cu. Sin embargo, en presencia de CO_2 y con una fracción elevada de la superficie de CuO cubierta por especies oxigenadas, se ha reportado también que la actividad catalítica hacia la síntesis de metanol es independiente de la superficie de cobre metálico¹⁴.

Este resultado se explica considerando que las especies Cu^+ podrían estar actuando como sitios activos en la síntesis de metanol a partir de mezclas $\text{H}_2/\text{CO}/\text{CO}_2$. Finalmente, otros investigadores¹⁵ han encontrado que la actividad del catalizador es directamente proporcional al área total de Cu expuesto en la superficie, siendo por tanto independiente de la naturaleza de dichos centros (Cu^0 o Cu^+).

La preparación de los sistemas convencionales $\text{CuO} - \text{ZnO} - \text{Al}_2\text{O}_3$ para la síntesis de metanol se realiza por coprecipitación a pH constante ($\text{pH} = 7$). Este método consiste en mezclar una disolución de los componentes metálicos con una disolución de carbonato sódico. Este procedimiento conduce a la formación de ciertos precursores hidroxicarbonatos, que una vez lavados y secos, se descomponen en aire para generar las fases que tras un proceso de activación, darán lugar a las especies activas desde un punto de vista catalítico. Es importante destacar que las condiciones (tiempo de envejecimiento, temperatura, pH, agitación, disolvente) empleadas durante la preparación de los precursores pueden tener un efecto significativo sobre las propiedades finales de los precursores catalíticos (Real Sociedad Española de Química, 2011. “Producción de combustibles líquidos sintéticos”).

4.3.5. Simulación del proceso de producción de metanol a partir del gas natural

La parte de simulación del proceso seleccionado se realizó con el simulador de procesos HYSYS.

El simulador Hysys se encuentra dentro del paquete del Sistema Avanzado para

¹³**Fuente:** T. H. Fleisch, R. L. Mieville, *J. Catal.* 1984, 90, 165–172.

¹⁴**Fuente:** G. C. Chinchén, K. C. Waugh, D. A. Whan, *Appl. Catal.* 1986, 25, 101–107.

¹⁵**Fuente:** K. Klier, *Advances in Catalysis* 1982, 31, 243–313.

Ingeniería de Procesos – Advanced System for Process Engineering (ASPEN).

El proceso simulado se lo presenta a continuación en la figura 4-1a y figura 4-1b.

Figura 4-1a Producción de metanol a partir del gas natural por el proceso Lurgi MegaMethanol¹⁶

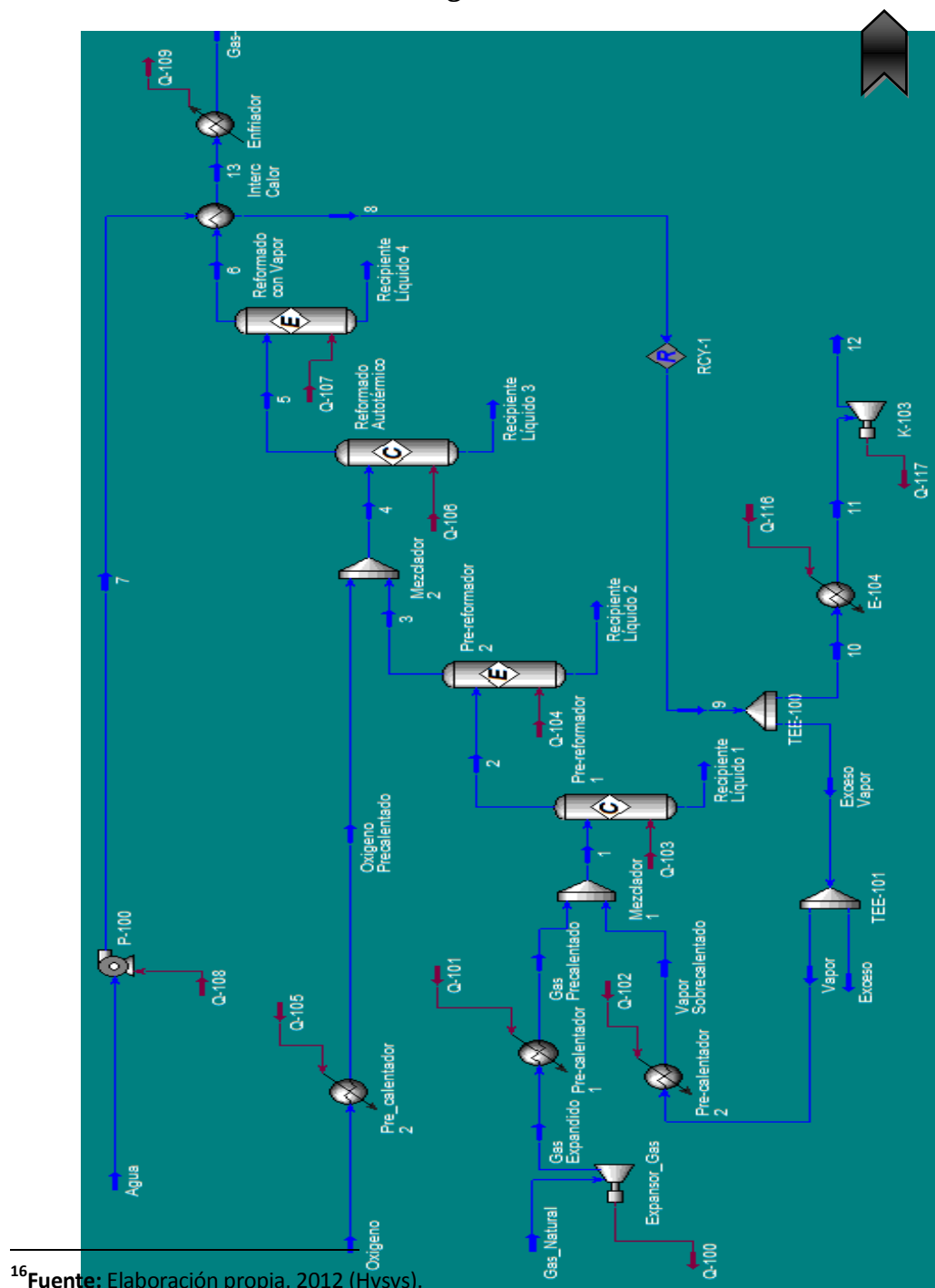
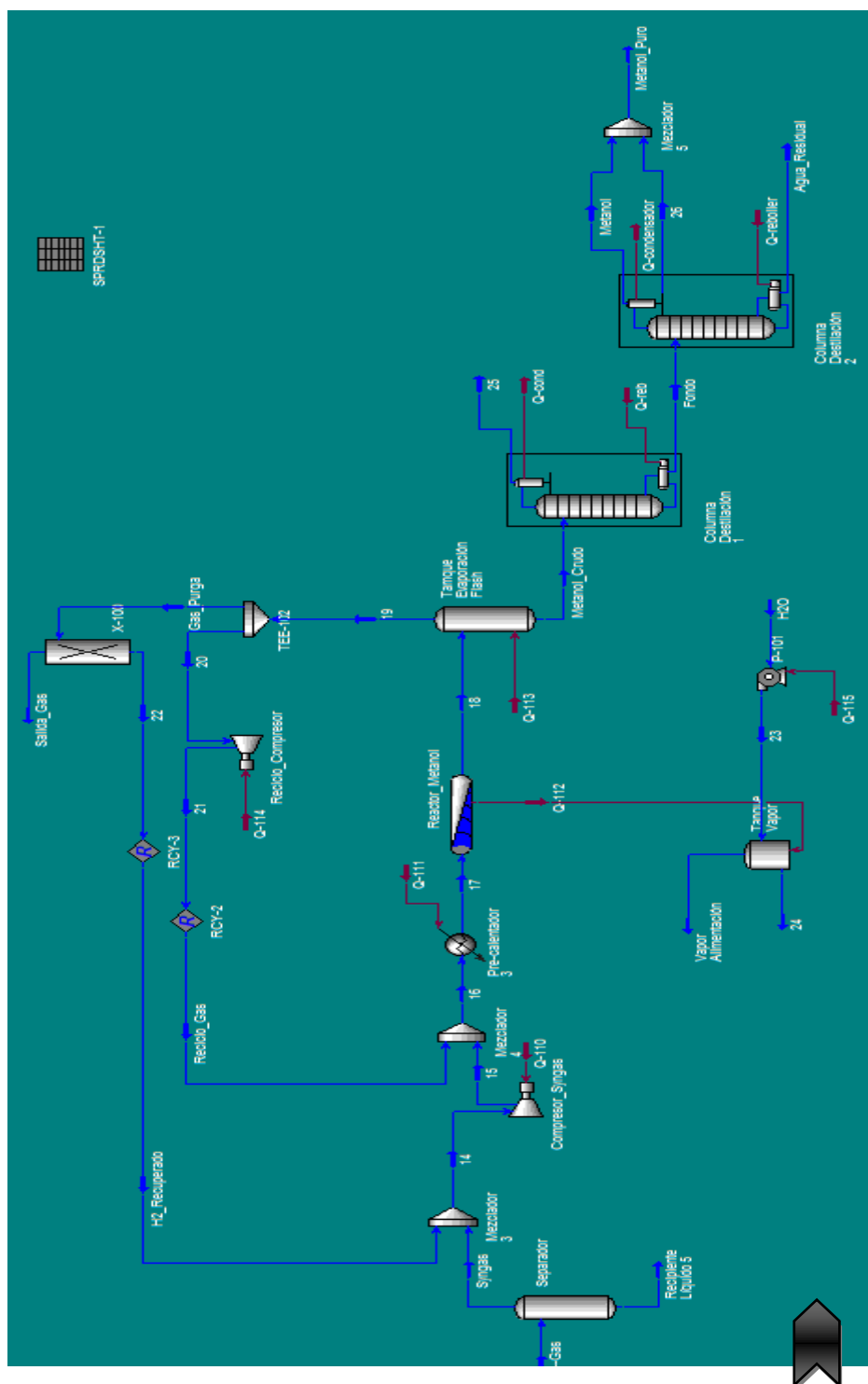


Figura 4-1b Producción de metanol a partir del gas natural por el proceso Lurgi MegaMethanol¹⁷ Continuación...



¹⁷ Fuente: Elaboración propia, 2012 (Hysys).

4.3.6. Descripción del proceso de simulación

Los datos de composición del gas natural usados en el proceso, es el Gas Rico de Planta Gran Chaco presentado en la tabla IV-1.

El gas natural de alimentación es introducido a 50 °C y 70 bar, que se expande a 30 bar antes de que se precaliente a 497 °C. El agua a 30 °C y 1 bar, también se bombea a 30 bar y luego se calienta a una temperatura de 252 °C por intercambio de calor con el efluente del reactor de síntesis como se representa en la figura 4-1b. El vapor saturado producido se divide en dos, donde una parte es utilizada para el reformado con vapor de gas natural y el otro para la unidad de separación de aire. El gas natural y agua precalentada entra entonces los reformadores previos.

✓ **Reformado autotérmico** (*Control Structure Design for Methanol Process, 2010*)

Para operar el reformador autotérmico, el metano sin convertir, agua, hidrógeno, CO, CO₂, el nitrógeno del pre-reformador y el aire se alimenta para la combustión y para calentar el catalizador del reformador. Puesto que la tecnología implica el uso combinado de reformado. La medida alternativa para lograr relaciones más bajas H₂/CO es la adición de oxígeno.

Las reacciones que se producen en el reactor autotérmico se muestran a continuación:

- **Reacciones en el reactor autotérmico**

Reacción	ΔH (kJ/mol)	ΔG (kJ/mol)	ΔS (J/Kmol)
$\text{CH}_4 + 1,5\text{O}_2 \leftrightarrow \text{CO} + 2\text{H}_2\text{O}$	-519,60	-543,80	-6396,65
$\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO} + 3\text{H}_2$	205,88	141,97	959,95
$\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{H}_2 + \text{CO}_2$	-41,14	-28,61	978,36

Dado que la estequiometría de todas las reacciones se conoce, el reformador se modeló como un reactor de equilibrio. La composición de la corriente de salida y propiedades fueron calculadas por Hysys.

La temperatura del gas efluente del reactor autotérmico es de 1.095 °C, un intercambiador de calor está instalado justo después del reactor para producir un

vapor de presión media que se usa para accionar el compresor que se usa en la unidad de separación de aire.

La producción de vapor de agua reduce la temperatura del gas a 384 °C, pero todavía existe la necesidad de que se enfríe la mezcla a 20 °C antes de que la separación se lleve a cabo. La separación se hace principalmente para deshacerse del agua en la mezcla de gas.

✓ **Reformado con vapor** (*Control Structure Design for Methanol Process, 2010*)

Se compone de dos reactores, el primero se modela como un reactor de conversión en la que los hidrocarburos superiores convierten el etano, propano, n-butano, i-butano en hidrógeno y monóxido de carbono a través de reacciones de conversión. Es un reactor adiabático y de las reacciones se tiene un 99,97 % de conversión.

Los principales componentes que deben estar presentes para que las reacciones procedan son el gas natural y vapor precalentado. El gas natural no convertido (principalmente metano) y los productos, como resultado de las tres reacciones se incorporan después en la siguiente pre-reformador que es un reactor de equilibrio y también modela como un reactor adiabático. Las reacciones que tiene lugar en el reactor de equilibrio es el reformado con vapor de metano y vapor de agua. Ambas reacciones son exotérmicas. Los productos del segundo pre-reformador son principalmente metano, vapor de agua, hidrógeno, monóxido de carbono y dióxido de carbono, por las reacciones dadas a continuación:

- **Reacciones del reformado con vapor**

Reacción	ΔH (kJ/mol)	ΔG (kJ/mol)	ΔS (J/Kmol)
$C_2H_6 + 2H_2O \rightarrow 2CO + 5H_2$	347,24	215,70	441,41
$C_3H_8 + 3H_2O \rightarrow 3CO + 7H_2$	521,46	282,52	801,81
$C_4H_{10} + 4H_2O \rightarrow 4CO + 9H_2$	676,77	365,62	1044,14
$CH_4 + H_2O \leftrightarrow CO + 3H_2$	205,88	141,97	214,47
$CO + H_2O \leftrightarrow H_2 + CO_2$	-41,14	-28,61	-42,05

En el pre-reformado, la reacción endotérmica es seguida por la metanización exotérmica y reacciones de desplazamiento, ajustar el equilibrio químico entre los óxidos de carbono, metano, hidrógeno y agua, de acuerdo con reacciones anteriores.

✓ **Separación** (*Control Structure Design for Methanol Process, 2010*)

Puesto que las reacciones que se producen en el reactor autotérmico son reacciones exotérmicas, la temperatura del producto es muy alta. Los productos necesitan ser enfriados a una temperatura más baja antes de que tenga lugar la separación. Después de enfriar los productos, se separa a continuación en la parte de gas de síntesis que sale de la parte superior del separador entre tanto que el agua en la mezcla sale por la parte inferior.

✓ **Compresión** (*Control Structure Design for Methanol Process, 2010*)

La presión del gas de síntesis procedente del separador aumenta de 30 bar a 80 bar y esto se hace mediante el uso de un compresor. La mezcla comprimida se mezcla a continuación con una corriente de recirculación desde el tanque de evaporación como se muestra en el diagrama de flujo. La temperatura de la mezcla resultante se eleva luego a 270 °C antes de entrar en el reactor de metanol.

✓ **Síntesis de metanol** (*Control Structure Design for Methanol Process, 2010*)

El gas de síntesis y el reciclo con 270 °C y 80 bar contiene principalmente hidrógeno, monóxido de carbono y dióxido de carbono. Las reacciones principales para la formación de metanol son la hidrogenación de CO, la hidrogenación de CO₂ y después se acopla con la reacción de desplazamiento inversa de agua a gas. El metanol es termodinámicamente menos estable y por lo tanto, el catalizador usado es muy selectivo.

Las tres reacciones son las siguientes:

	Reacción	ΔH (kJ/mol)	ΔG (kJ/mol)	ΔS (J/Kmol)
1	$\text{CO} + 2\text{H}_2 \leftrightarrow \text{CH}_3\text{OH}$	-90,45	-25,15	-219,13
2	$\text{CO}_2 + 3\text{H}_2 \leftrightarrow \text{CH}_3\text{OH} + \text{H}_2\text{O}$	-49,43	3,46	-177,09
3	$\text{CO}_2 + \text{H}_2 \leftrightarrow \text{H}_2\text{O} + \text{CO}$	41,14	28,61	42,05

La tasa de constantes de reacción combinados con las constantes de equilibrio de tasa proporciona suficiente información sobre la cinética de la síntesis de metanol. Las constantes de velocidad de reacción, las constantes de equilibrio de adsorción y las constantes de equilibrio de reacción aparecen en las expresiones cinéticas tabuladas más adelante. El efluente del reactor es enviado al separador de vapor-líquido. La separación gas / líquido se lleva a cabo en un tanque de evaporación flash a presión. El gas se recicla después de purgar una pequeña parte para mantener el nivel de gases inertes. El metanol crudo se envía entonces a la sección de purificación.

Tabla IV-9
Datos cinéticos y de equilibrio¹⁸

$k = A \exp (B/R_g T)$	A	B
$k_a (\text{bar}^{-1/2})$	0,499	17.197
$K_b (\text{bar}^{-1})$	$6,62 \times 10^{-11}$	124.119
K_c	3.453,38	-
$K_d (\text{mol/kg s bar}^2)$	1,07	36.696
$K_e (\text{mol/kg s bar})$	$1,22 \times 10^{10}$	-94.765
$K^{eq} = 10^{(A/T-B)}$	A	B
$K_1^{eq} (\text{bar}^{-2})$	3066	10,592
K_2^{eq}	2073	2,029

Los estudios sobre la cinética varía debido a las condiciones de reacción (presión y temperatura), materia prima y el catalizador utilizados. Algunos modelos derivan de las expresiones de velocidad de la síntesis de CO y H₂, mientras que otros toman en consideración las emisiones de CO₂ como una fuente. La base de la expresión de la velocidad también varía debido a las diferentes condiciones limitantes asumidas. Esto da lugar a la variedad diferente de las ecuaciones cinéticas con diferente nivel de detalles (Theophilus, 2010).

- ✓ El modelo matemático para la ecuación cinética se lo desarrolla a continuación a partir de las ecuaciones básicas, considerando un reactor tubular (PTR) para la síntesis del metanol.

¹⁸**Fuente:** Theophilus, 2010 (Control Structure Design for Methanol Process).

$$-r_A = \frac{F_{A0} dX_A}{dW}, \quad \frac{t_i}{C_{A0}} = \int_{X_{A0}}^{X_{A1}} \frac{dX_A}{-r_A}, \quad K = K_i e^{\frac{E_A}{RT}}, \quad PV = nRT$$

Para un PFR, la ecuación de velocidad se puede escribir como,

$$-r_A = \frac{dX_A}{d\left(\frac{W}{F_{A0}}\right)} \quad (4.1)$$

Donde:

$-r_A$ = velocidad de reacción

F_{A0} = entrada de velocidad de flujo molar de reactante

W = peso de catalizador

X_A = conversión

Para tener en cuenta la difusión de la masa de la partícula, se ha utilizado el concepto de factor de eficacia (Levenspiel, 2001; Elnashaie y Elshishini, 1993; Wijngarden et al, 1998).

Las ecuaciones de masa y energía se dan a continuación.

- Componentes del balance de masa:

$$\frac{\partial x_i}{\partial t} = \frac{u_s}{F} \left[-\frac{F}{L_r} \frac{\partial x_i}{\partial z} + \eta_i(z) \rho_i r_i A_r \right] \quad (4.2)$$

(i = componente de MeOH y CO).

Donde:

x_i = conversión del componente i

t = tiempo, s

u_s = velocidad superficial del gas, m / s

L_r = longitud del lecho del reactor, m

η_i = factor de eficacia del componente i

ρ = densidad, kg/m³

r = velocidad de reacción del componente i, j o k, mol / kg s

A_r = área transversal del reactor, m²

F = flujo molar

- Balance de energía

$$C_{p,m} \frac{\partial T}{\partial t} = -\frac{u_s C_{p,g}}{L_r} \frac{\partial T}{\partial z} + \left(\rho_i \left(\sum_{k=1}^{NR} ((-\Delta H)_k \eta_k(z) r_k) \right) + \frac{4U_c}{d_o} (T - T_C) \right) \quad (4.3)$$

Donde:

T_i = temperatura, K

z = longitud del reactor

U_c = coeficiente de transferencia de calor, kW/m² K

NR = número de reacciones

Por la caída de presión, se ha usado la siguiente ecuación de Ergun:

$$\frac{d}{d_z} P = -10^{-3} L_r \left(1,75 + 150 \left(\frac{1-\varepsilon}{N_{Re}} \right) \right) \times \frac{u_s^2 \rho_g}{d_p} \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \quad (4.4)$$

Donde:

P = presión, kPa; d_p = diámetro de la partícula, m

N_{Re} = Número de Reynolds basado en partículas

ε = porosidad del catalizador

ρ_g = densidad del gas, kg/m³

En las ecuaciones anteriores η_i es el factor de eficacia que se puede calcular a partir de las siguientes ecuaciones, previamente resolviendo las ecuaciones anteriores simultáneamente:

$$\frac{D_e^j}{R_g R_p^2} \frac{1}{\xi^2} \frac{d}{d\xi} \left(\xi^2 \frac{d}{d\xi} \left(\frac{P_s^j}{T_s} \right) \right) = -\rho_i r_j \quad (4.5)$$

Donde:

D_e = diámetro exterior, m

R_g = constante de gas, kPam³/molK

R_p = radio de catalizador, m

ξ = radio del reactor, adimensional

P_i = presión parcial, kPa

T_s = temperatura de salida, K

$$\frac{K^e}{R_p^2} \frac{1}{\xi^2} \frac{d}{d\xi} \left(\xi^2 \frac{d}{d\xi} T_s \right) = -\rho_i \sum_{K=1}^{NR} (\Delta H_k) r_k \quad (4.6)$$

Donde:

K_i = constantes de equilibrio

$$\eta_i = \frac{\int r_i dV_p}{V_p r_i} = \frac{-D_e^i (dP_s^i / dr)_{r=R_p}}{R_g T_s (R_p / 3) \rho_p r_i} \quad (4.7)$$

(i = componente de MeOH y CO).

Las ecuaciones (4.5) y (4.6) se han escrito sobre la base de hipótesis de un estado pseudo-estacionario. En cuanto a esta suposición, se debe mencionar que si las ecuaciones de velocidad se linealiza y el tiempo máximo constante de las ecuaciones de reacción de difusión (incluyendo el término transitorio) será de aproximadamente

7 s, mientras la constante de tiempo para el cambio de la composición es de alrededor de 37 s. Estas observaciones justifican la suposición de estado pseudo-estacionario.

Las condiciones iniciales para la fase en masa y las condiciones del catalizador se dan a continuación:

Condiciones de frontera para la fase de gas (syngas):

$$z = 0: \quad x_i = 0,$$

$$P = P_{\text{entrada}}, \quad T = T_{\text{entrada}}$$

Las condiciones iniciales para la fase de gas (syngas):

$$t = 0, \Delta z: \quad x_i|_{t=0} = x_i|_{\text{estado estacionario}}$$

$$T|_{t=0} = T|_{\text{estado estacionario}}$$

Condiciones de frontera para el catalizador:

$$\xi = 0: \quad \frac{d}{d\xi} P_s^i I_{\xi=0} = 0,$$

$$\frac{d}{d\xi} T_s I_{\xi=0} = 0,$$

$$\xi = 1: \quad \frac{D_e^i}{R_p} \frac{d}{d\xi} P_s^i I_{\xi=1} = k_{gi} (P_s^i I_{\xi=1} - P^i),$$

h_f = gas en el interior (coeficiente de transferencia de calor), kW/m² K

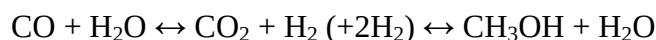
$$-\frac{K^e}{R_p} \frac{d}{d\xi} T_s I_{\xi=1} = h_f (T_s I_{\xi=1} - T). \quad (4.8)$$

Resolviendo las ecuaciones anteriores, el modelo de la ecuación cinética se completa considerando:

- Las presiones parciales de los componentes del gas de síntesis y del metanol con sus respectivas constantes de equilibrio.

$$r_{CH_3OH} = Ae^{-E/RT} \frac{\left[P_{CO}^m P_{H_2}^n \left(1 - \left(\frac{P_{CH_3OH}}{P_{CO} P_{H_2}^2 K_{H_2}} \right) \right) \right]}{1 + De^{-F/RT} P_{CO_2} / P_{H_2}} \quad (4.9)$$

Según Vanden Bussche y Froment, el CO₂ es la principal fuente de carbono en la síntesis de metanol. Estos datos proceden de la base ecuación cinética del mecanismo de reacción dada por;



De tal manera se debe considerar los reactantes y productos de la síntesis del metanol, de acuerdo a las especies intermedias de la ecuación cinética se tiene la ecuación;

$$r_{CH_3OH} = \frac{k P_{CO_2} P_{H_2} \left(1 - \frac{P_{CH_3OH} P_{H_2O}}{K_1^{eq} P_{CO_2} P_{H_2}^3} \right)}{\left(1 + \frac{K_{H_2O} P_{H_2O}}{P_{H_2}} + \sqrt{K_{H_2} P_{H_2}} + K_{H_2O} P_{H_2O} \right)^3} \quad (4.10)$$

Las condiciones de operación que dieron lugar a la cinética de propuestas de Vanden Bussche y Froment se presentan en la tabla siguiente:

Tabla IV-10

Condiciones de operación utilizadas por Vanden Bussche y Froment (1996)

Catalizador	Reacciones	Tipo de Reactor
CuO-ZnO-Al ₂ O ₃	CO ₂ + 3H ₂ ↔ 2CH ₃ OH + H ₂ O CO ₂ + H ₂ ↔ CO + H ₂ O	Tubular

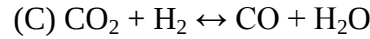
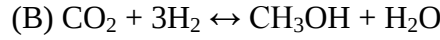
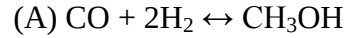
Fuente: Theophilus, 2010 (Control Structure Design for Metanol Process).

Skrzpek (1991), Langmuir-Hinshelwood presentaron un tipo de ecuación cinética para la síntesis de metanol a baja presión. Los catalizadores comerciales utilizados fueron pulimento CuO (60 % en peso)-ZnO (30 %)-Al₂O₃ (7,5 %) en su estudio. Descubrieron que la reacción de síntesis favorece al CO₂ del hecho de que el CO se considera como la fuente de carbono. Por lo tanto, en base a su modelo de cinética de las reacciones anteriores, se realizó un par de experimentos sencillos mediante el uso de una alimentación que consiste sólo en CO₂ y H₂, el metanol se formó sin ninguna

dificultad. Otra observación fue hecha mediante el uso del flujo de alimentación formado por CO y H₂ sin CO₂ y H₂O (el vapor se separó completamente de la alimentación), el metanol no se formó. El metanol se formó tan pronto como el agua se introdujo en la alimentación.

✓ **Vanden Bussche y Froment**

Las reacciones independientes (hidrogenación de monóxido de carbono y el desplazamiento del gas de agua inverso) se consideran fuera de las tres reacciones dependientes siguientes:



$$K_1^{\text{eq}} = 10^{\left(\frac{3066}{T} - 10,592\right)} \Rightarrow \ln K_1^{\text{eq}} = \ln 10^{\left(\frac{3066}{T} - 10,592\right)} = 2,3 \left(\frac{3066}{RT} - 10,592 \right) \quad (4.11)$$

$$\ln K_1^{\text{eq}} = \left(\frac{58629}{RT} - 24,36 \right) \Rightarrow K_1^{\text{eq}} = e^{\left(\frac{58629}{RT} - 24,36 \right)} \quad (4.12)$$

$$K_1^{\text{eq}} = 2,63 \times 10^{-11} e^{\left(\frac{58629}{RT} \right)} \quad (4.13)$$

$$K_2^{\text{eq}} = 10^{\left(\frac{2073}{T} - 2,029\right)} \Rightarrow \ln K_2^{\text{eq}} = \ln 10^{\left(\frac{2073}{T} - 2,029\right)} = 2,3 \left(\frac{2073 \times 8,314}{RT} - 2,029 \right) \quad (4.12)$$

$$\ln K_2^{\text{eq}} = \left(\frac{39640}{RT} - 4,67 \right) \Rightarrow K_2^{\text{eq}} = e^{\left(\frac{39640}{RT} - 4,67 \right)} \quad (4.14)$$

$$K_2^{\text{eq}} = 9,37 \times 10^{-3} e^{\left(\frac{39640}{RT} \right)} \quad (4.15)$$

Las velocidades de reacción propuestas por Vanden Bussche y Froment, según la reacción (B) y (C) se dan a continuación;

✓ **Hidrogenación de CO₂**

$$r_B = \frac{k_d P_{CO_2} P_{H_2} \left(1 - \left(\frac{1}{K_1^{eq}} \right) \left(\frac{P_{H_2O} P_{CH_3OH}}{P_{H_2}^3 P_{CO_2}} \right) \right)}{\left(1 + \frac{k_c P_{H_2O}}{P_{H_2}} + k_a \sqrt{P_{H_2}} + k_b P_{H_2O} \right)^3} \quad (4.16)$$

$$r_B = \frac{k_d P_{CO_2} P_{H_2} - \frac{k_d}{K_1^{eq}} \frac{P_{H_2O} P_{CH_3OH}}{P_{H_2}^2}}{\left(1 + \frac{k_c P_{H_2O}}{P_{H_2}} + k_a \sqrt{P_{H_2}} + k_b P_{H_2O} \right)^3} \quad (4.17)$$

$$\frac{k_d}{K_1^{eq}} = \frac{1,07 \exp\left(\frac{36696}{RT}\right)}{2,63 \times 10^{-11} \exp\left(\frac{58629}{RT}\right)} = 4,07 \times 10^{10} \exp\left(\frac{-21933}{RT}\right) \quad (4.18)$$

$$r_B = \frac{1,07 \exp\left(\frac{-36696}{RT}\right) P_{CO_2} P_{H_2} - 4,07 \times 10^{10} \exp\left(\frac{-21933}{RT}\right) \frac{P_{H_2O} P_{CH_3OH}}{P_{H_2}^2}}{\left(1 + 3453,38 \exp\left(\frac{0}{RT}\right) \frac{P_{H_2O}}{P_{H_2}} + 0,499 \exp\left(\frac{17197}{RT}\right) \sqrt{P_{H_2}} + 6,62 \times 10^{-11} \exp\left(\frac{124119}{RT}\right) P_{H_2O} \right)^3} \frac{mol}{kgcat.s}$$

Por

$$1175 \frac{kgcat}{m^3 cat} \times \frac{1 kmol}{1000 mol} \times \frac{(-0,39) \dot{n}_{cat}^3}{m_R^3} \quad (4.19)$$

$$r_B = \frac{1,16 \exp\left(\frac{-36696}{RT}\right) P_{CO_2} P_{H_2} - 4,41 \times 10^{10} \exp\left(\frac{-21933}{RT}\right) \frac{P_{H_2O} P_{CH_3OH}}{P_{H_2}^2}}{\left(1 + 3453,38 \exp\left(\frac{0}{RT}\right) \frac{P_{H_2O}}{P_{H_2}} + 0,499 \exp\left(\frac{-17197}{RT}\right) \sqrt{P_{H_2}} + 6,62 \times 10^{-11} \exp\left(\frac{-124119}{RT}\right) P_{H_2O} \right)^3} \frac{kgmol}{m^3_{R.s}} \quad (4.20)$$

$$r_C = \frac{k_e P_{CO_2} \left(-K_2^{eq} \frac{P_{H_2O} P_{CO}}{P_{H_2} P_{CO_2}} \right)}{1 + \frac{k_c P_{H_2O}}{P_{H_2}} + k_a \sqrt{P_{H_2}} + k_b P_{H_2O}} \quad (4.21)$$

$$r_C = \frac{k_e P_{CO_2} - k_e K_2^{eq} \frac{P_{H_2O} P_{CO}}{P_{H_2}}}{1 + \frac{k_c P_{H_2O}}{P_{H_2}} + k_a \sqrt{P_{H_2}} + k_b P_{H_2O}} \quad (4.22)$$

$$k_e K_2^{eq} = 1,22 \times 10^{10} \exp\left(-\frac{94765}{RT}\right) 9,37 \times 10^{-3} \exp\left(-\frac{39640}{RT}\right) = 1,14 \times 10^8 \exp\left(-\frac{55125}{RT}\right) \quad (4.23)$$

$$r_C = \frac{1,22 \times 10^{10} \exp\left(-\frac{94765}{RT}\right) P_{CO_2} - 1,14 \times 10^8 \exp\left(-\frac{55125}{RT}\right) \frac{P_{H_2O} P_{CO}}{P_{H_2}}}{1 + 3453,38 \exp\left(\frac{0}{RT}\right) \frac{P_{H_2O}}{P_{H_2}} + 0,499 \exp\left(\frac{-17197}{RT}\right) \sqrt{P_{H_2}} + 6,62 \times 10^{-11} \exp\left(\frac{-124119}{RT}\right) P_{H_2O}} \frac{mol}{kgcat.s}$$

Por

$$1175 \frac{kgcat}{m^3 cat} \times \frac{1 kmol}{1000 mol} \times \frac{-0,39 \overline{m}^3_{cat}}{m^3_R} \quad (4.24)$$

$$r_C = \frac{1,32 \times 10^{10} \exp\left(-\frac{94765}{RT}\right) P_{CO_2} - 1,23 \times 10^8 \exp\left(-\frac{55125}{RT}\right) \frac{P_{H_2O} P_{CO}}{P_{H_2}}}{1 + 3453,38 \exp\left(\frac{0}{RT}\right) \frac{P_{H_2O}}{P_{H_2}} + 0,499 \exp\left(\frac{-17197}{RT}\right) \sqrt{P_{H_2}} + 6,62 \times 10^{-11} \exp\left(\frac{-124119}{RT}\right) P_{H_2O}} \frac{kgmol}{m^3_{R.s}}$$

(4.25)

Donde:

r_i = Cinética, K_i = Constantes de equilibrio, P_i = Presiones Parciales,

T = Temperatura, R = Constante de Gases.

✓ Purificación

La mezcla de agua-metanol se separa por destilación a fin de cumplir las especificaciones finales. Es esencial para que el metanol sea estabilizado por destilación con el fin de eliminar los componentes volátiles tales como el CO_2 y permitir el envío y transporte en recipientes atmosféricos. Existen tres grados de metanol: grado químico AAA (99.85 % en peso de MeOH, 0,1% en peso de agua, y las concentraciones de alcoholes superiores en partes por millón).

✚ Detalles del modelo de proceso de metanol en Hysys

Los balances de masa y energía se han establecido para todos los casos. La caída de presión a través de todas las operaciones de la unidad se establece en 0.kPa. La visión general de simulación se divide en varias secciones tales como; acondicionamiento en la alimentación, reformado, síntesis de metanol y la purificación. El catalizador utilizado para la simulación es el $\text{Cu/ZnO/Al}_2\text{O}_3$ que tiene una selectividad de más del 99 %. En la tabla IV-11 siguiente se muestran las propiedades de los gases que se producen después de la simulación.

Tabla IV-11
Resumen de las corrientes significativas del proceso

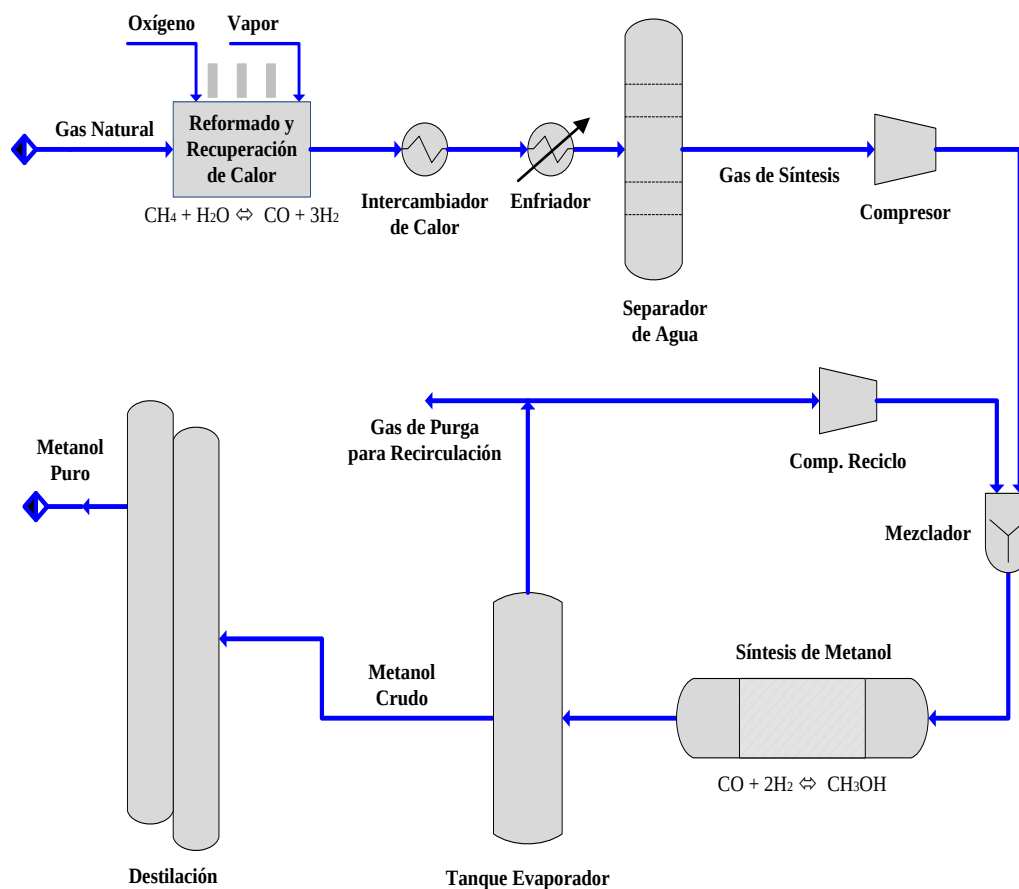
	Alimentación GN	Gas de Síntesis	Metanol
Flujo másico Kg/h	63.370	141.300	112.500
Temperatura °C	50	20	138,7
Presión Kpa	7000	3000	1000
Fracción molar			
N_2	0,0054	0,0017	-
CO_2	0,0203	0,0963	-
CO	-	0,2262	-
CH_4	0,9170	0,0009	-
C_2H_6	0,0533	-	-
C_3H_8	0,0037	-	-
i- C_4H_{10}	0,0002	0,0001	-
n- C_4H_{10}	0,0001	-	-
H_2O	-	0,0009	0,0015
H_2	-	0,6739	-
CH_3OH	-	-	0,9992

Fuente: Elaboración propia, 2012 (Recopilación de Hysys).

4. 4. DIAGRAMA DE FLUJO

Gráfico 4-11

Diagrama de flujo proceso Lurgi Mega Methanol¹⁹



4. 5. BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA

El diseño del proceso para la producción de metanol fue realizado por medio del simulador de procesos (HYSYS), por que el proceso, el diseño del reactor y otros equipos presentan un grado de complejidad y se quiere obtener los resultados del proceso que se asemejen a la realidad.

De esta manera con el proceso simulado de la producción de metanol a partir del gas natural se realizó el balance de materia de las corrientes de entrada y salida de acuerdo a diagrama de flujo representado en la figura 4-1 y figura 4-2.

¹⁹ Fuente: Elaboración propia, 2012. (Referencia Methanol Production, Lurgi MegaMethanol)

4.5.1. 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, 1980).

$$\text{entradas} = \text{salidas} + \text{acumulacion} \quad (4.26)$$

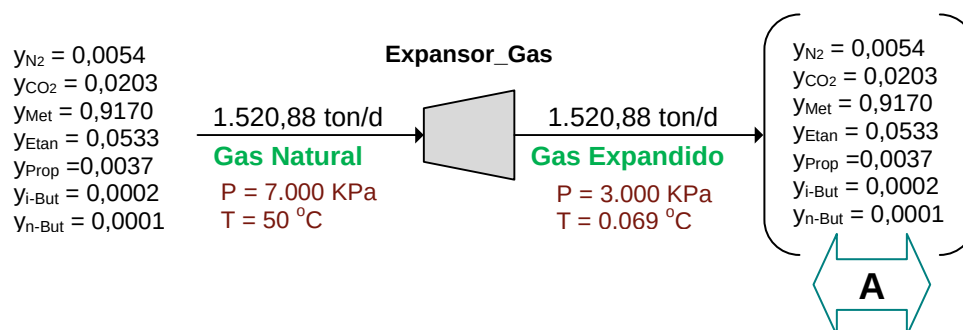
La reacción química está basada en la ley de la conservación de la materia que dice: “en cualquier reacción química la masa total de los productos es igual a la masa total de los reactivos” (Barderas, 1994).

$$\text{Masa entrante} = \text{Masa saliente} \quad (4.27)$$

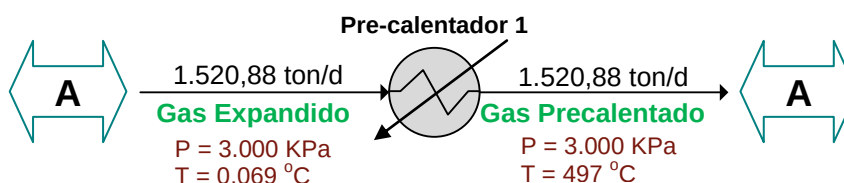
Se realizó el balance de materia para cada una de las corrientes del proceso de producción de metanol.

Nota: El balance de materia está presentado para un día de operación en el cual se obtendrá 2.700 TM de metanol.

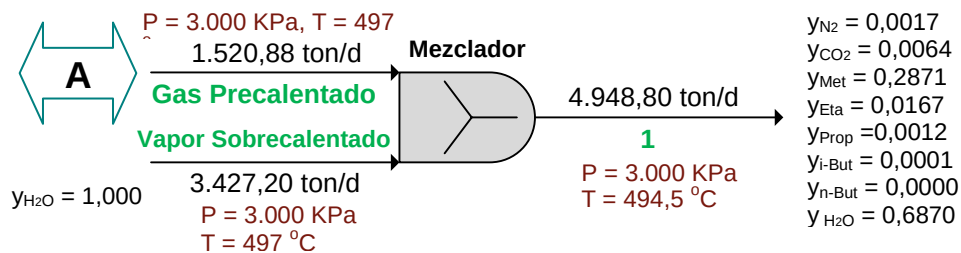
4.5.1.1. Balance de Materia en el Expansor Gas



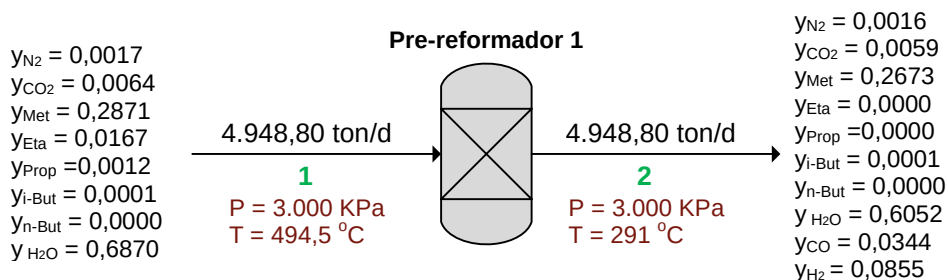
4.5.1.2. Balance de Materia en el Pre-calentador



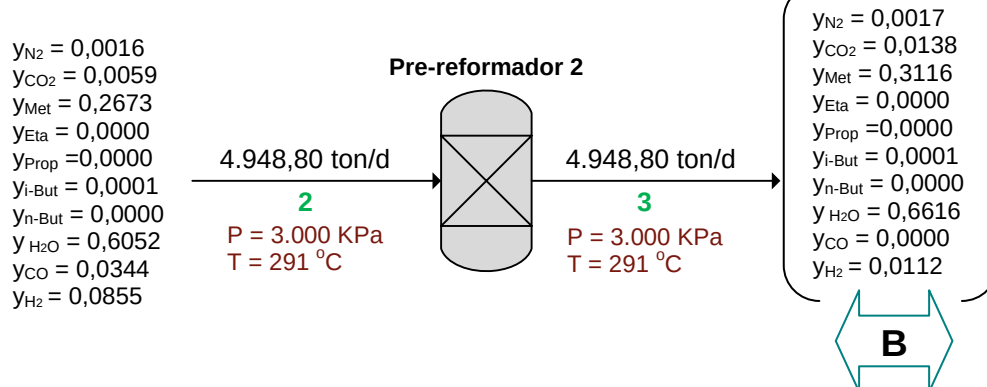
4.5.1.3. Balance de Materia en el Mezclador



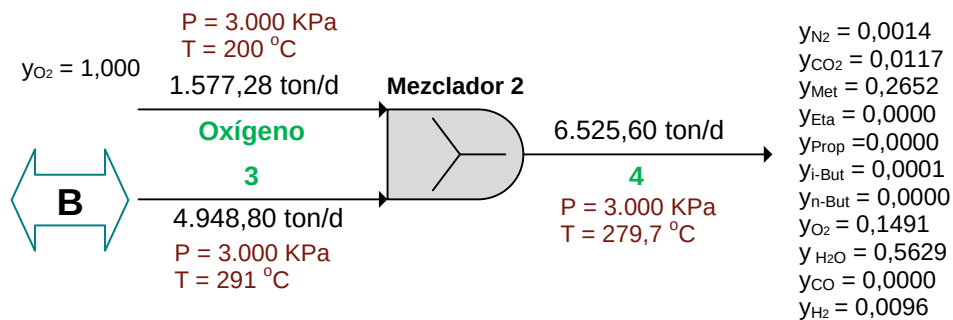
4.5.1.4. Balance de Materia en el Pre-reformador 1



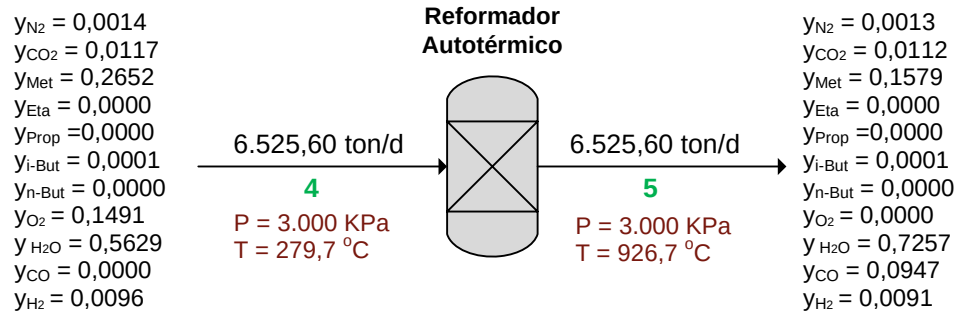
4.5.1.5. Balance de Materia en el Pre-reformador 2



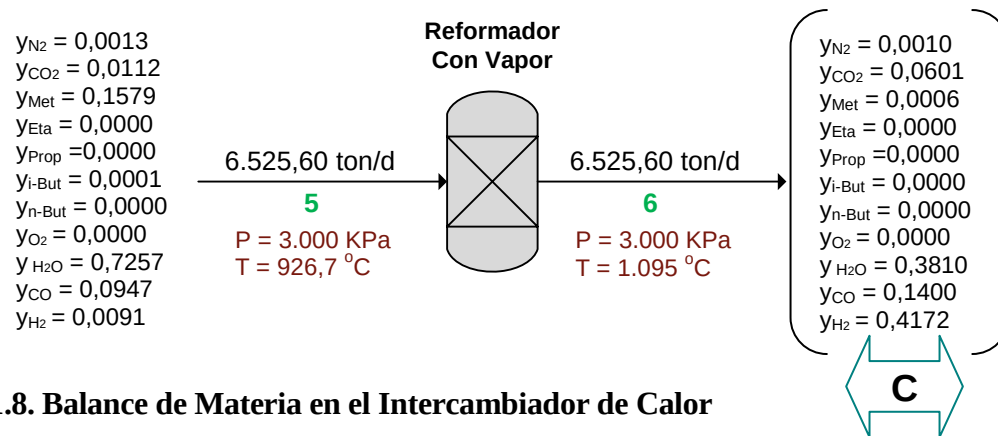
4.5.1.6. Balance de Materia en el Mezclador 2



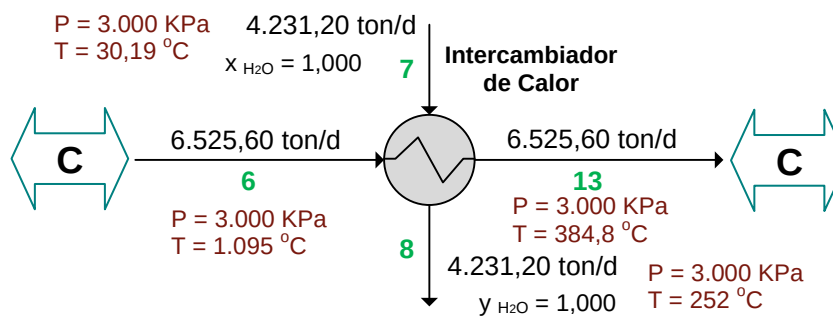
4.5.1.7. Balance de Materia en el Reformado Autotérmico



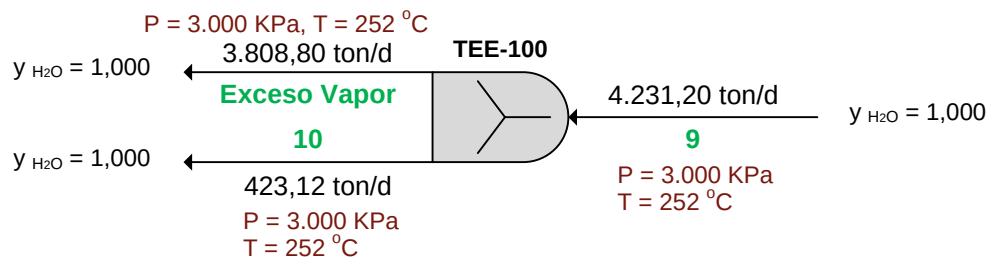
4.5.1.7. Balance de Materia en el Reformado con Vapor



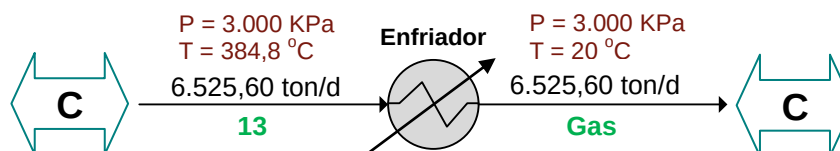
4.5.1.8. Balance de Materia en el Intercambiador de Calor



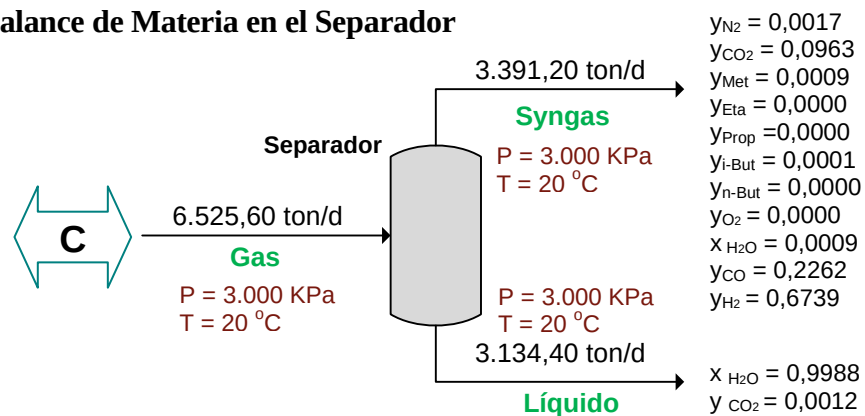
4.5.1.9. Balance de Materia en la TEE 100



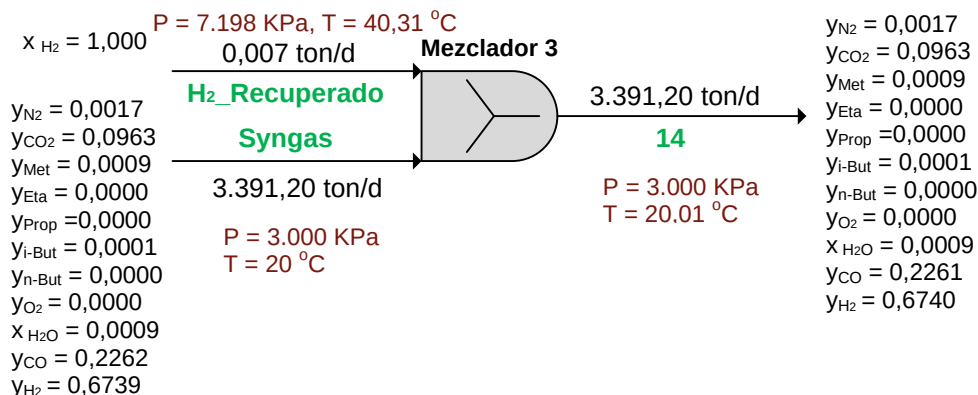
4.5.1.10. Balance de Materia en el Enfriador



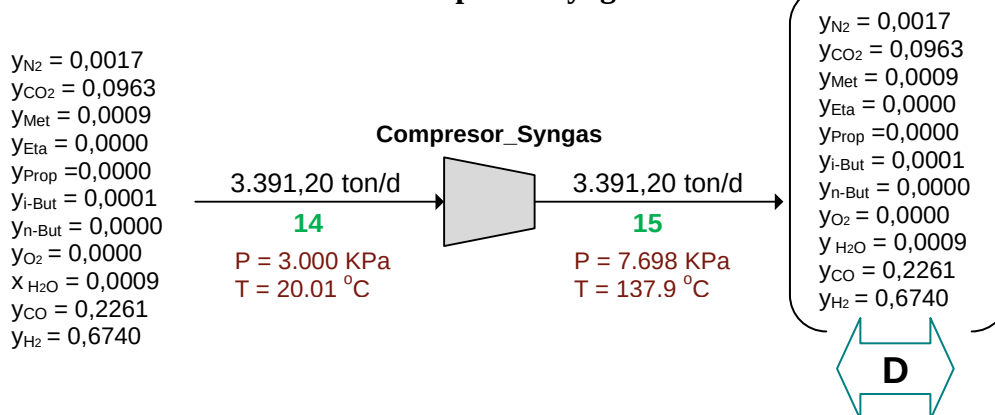
4.5.1.11. Balance de Materia en el Separador



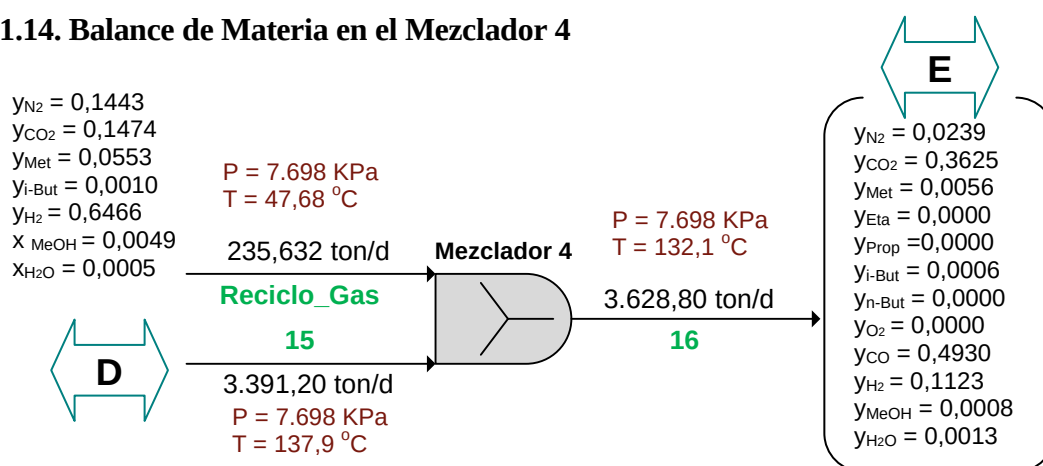
4.5.1.12. Balance de Materia en el Mezclador 3



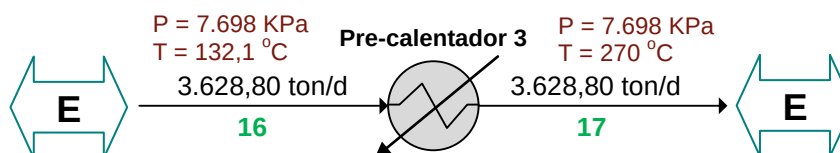
4.5.1.13. Balance de Materia en el Compresor Syngas



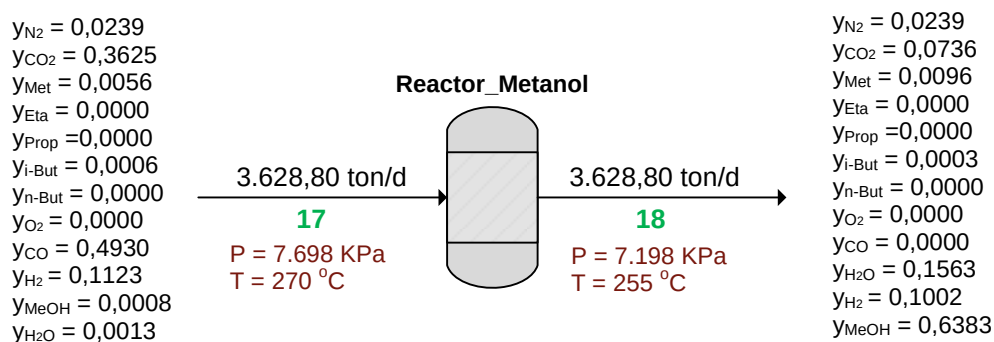
4.5.1.14. Balance de Materia en el Mezclador 4



4.5.1.15. Balance de Materia en el Pre-calentador 3



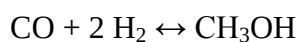
4.5.1.16. Balance de Materia en el Reactor de Síntesis de Metanol



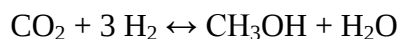
El balance de materia en el reactor-metanol se lo realizó por medio del programa de simulación Hysys y de la forma tradicional para lograr una mejor comprensión de este proceso.

Se realizará para 1 hora de operación como base de cálculo.

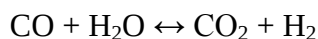
La obtención de metanol parte del gas de síntesis (syngas) previamente obtenido y de acuerdo a la estequiometria, la reacción de síntesis de metanol es:



Simultáneamente, y en menor grado, se produce también la hidrogenación del dióxido de carbono según:

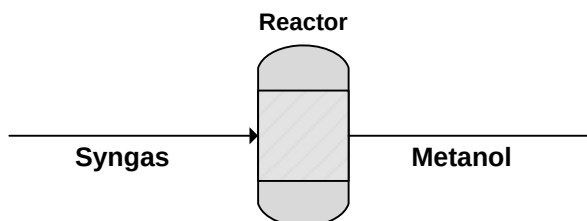


Y después se acopla una reacción secundaria de desplazamiento inversa, de agua a gas siendo muy leve, dicho producto va a la recirculación posterior.



De tal manera que esta última reacción se da para el caso de la producción comercial de hidrogeno a partir del gas natural a bajas temperaturas y elevadas temperaturas con un catalizador de Níquel²⁰, por lo tanto para este proceso no siendo el producto deseado, no es favorecida por el catalizador empleado “fase activa” y su velocidad de reacción es de apenas 2,26 kgmol/h.

El gas de síntesis procesado es de 12.520 kgmol/h. Cierta gas que entra al reactor tiene la siguiente composición molar: $y_{\text{N}_2} = 0,01 \%$, $y_{\text{CO}_2} = 0,11 \%$, $y_{\text{CO}} = 0,21 \%$, $y_{\text{H}_2} = 0,67 \%$.



El monóxido de carbono se consume completamente, se asume condicionalmente por conveniencia que un 28,5 % del flujo molar del CO_2 sale del reactor sin reaccionar que luego es recirculado, de acuerdo al rango permitido por Lurgi MegaMethanol que se considera entre un 25 – 30 % de oscilación. El nitrógeno presente se lo considera como un componente inerte en el proceso.

Reordenando los datos y resolviendo se tiene:

Flujo molar total = 12.520 kgmol/h de syngas

Flujo molar N_2 = 125,20 kgmol/h de N_2

Flujo molar CO_2 = 1.377,20 kgmol/h de CO_2

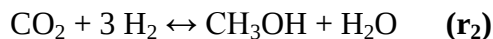
²⁰**Fuente:** Producción de hidrógeno a partir del gas natural sin emitir dióxido de carbono, 2003.

Flujo molar CO = 2.629,20 kgmol/h de CO

Flujo molar H₂ = 8.388,40 kgmol/h de H₂

Ahora se puede obtener el flujo molar a la salida del reactor de CO₂ es igual a 391,62 kgmol/h.

Para realizar el balance se hará referencia a las ecuaciones como r₁, r₂ y r₃.



Según G. V. Reklaitis, 1986; la ecuación de balance de materia con reacción está dada por:

$$N_s^{sal} = N_s^{ent} + \sigma_s r \quad (\mathbf{a})$$

Donde:

s = componente en la reacción

N^{sal} = flujo de salida del componente, kgmol/h

N^{ent} = flujo de entrada del componente, kgmol/h

σ = coeficiente estequiométrico (negativo en reactivos y positivo en productos)

r = velocidad de reacción, kgmol/h

Aplicando la ecuación (a) se tiene:

Para r₁:

$$\sigma_{\text{CO}} = -1; \sigma_{\text{H}_2} = -2; \sigma_{\text{CH}_3\text{OH}} = 1$$

Para r₂:

$$\sigma_{\text{CO}_2} = -1; \sigma_{\text{H}_2} = -3; \sigma_{\text{CH}_3\text{OH}} = 1; \sigma_{\text{H}_2\text{O}} = 1$$

Para r₃:

$$\sigma_{\text{H}_2\text{O}} = -1; \sigma_{\text{CO}} = -1; \sigma_{\text{CO}_2} = 1; \sigma_{\text{H}_2} = 1$$

De tal manera que el balance queda expresado de la siguiente manera:

$$\text{Balance de CO: } N_{\text{CO}}^{sal} = N_{\text{CO}}^{ent} - r_1 - r_3$$

$$\text{Balance de H}_2: N_{\text{H}_2}^{sal} = N_{\text{H}_2}^{ent} - 2r_1 - 3r_2 + r_3$$

$$\text{Balance de CO}_2: N_{\text{CO}_2}^{sal} = N_{\text{CO}_2}^{ent} - r_2 + r_3$$

Balance de CH₃OH: $N_{CH_3OH}^{sal} = N_{CH_3OH}^{ent} + r_1 + r_2$

Balance de H₂O: $N_{H_2O}^{sal} = N_{H_2O}^{ent} + r_2 - r_3$

Reemplazando los datos en las ecuaciones anteriores se tiene los siguientes resultados.

$$N_{CO}^{sal} = N_{CO}^{ent} - r_1 - r_3 \Rightarrow 0 = N_{CO}^{ent} - r_1 - r_3 \Rightarrow N_{CO}^{ent} - r_3 = r_1$$

$$r_1 = 2.626,94 \text{ kgmol} / h$$

$$N_{CO_2}^{sal} = N_{CO_2}^{ent} - r_2 + r_3 \Rightarrow r_2 = N_{CO_2}^{ent} - N_{CO_2}^{sal} + r_3 = (1.377,20 - 391,62 + 2,26) \text{ kgmol} / h$$

$$r_2 = 849,01 \text{ kgmol} / h$$

$$N_{H_2}^{sal} = N_{H_2}^{ent} - 2r_1 - 3r_2 + r_3 = 3.388,4 - 2(2.626,94) - 3(849,01) + 2,26 \text{ kgmol} / h$$

$$N_{H_2}^{sal} = 531,48 \text{ kgmol} / h$$

$$N_{CO_2}^{sal} = N_{CO_2}^{ent} - r_2 + r_3 = 1.377,20 - 849,01 + 2,26 \text{ kgmol} / h$$

$$N_{CO_2}^{sal} = 396,62 \text{ kgmol} / h$$

$$N_{CH_3OH}^{sal} = N_{CH_3OH}^{ent} + r_1 + r_2 = 0 + 2.626,94 + 849,01 \text{ kgmol} / h$$

$$N_{CH_3OH}^{sal} = 3.397,95 \text{ kgmol} / h$$

$$N_{H_2O}^{sal} = N_{H_2O}^{ent} + r_2 - r_3 = 0 + 849,01 - 2,26 \text{ kgmol} / h$$

$$N_{H_2O}^{sal} = 846,75 \text{ kgmol} / h$$

El Reactivo Limitante es calculado de acuerdo a la siguiente ecuación de G. V. Reklaitis, 1986:

$$R_L = \frac{N_s^{ent}}{\sigma_s} \quad (b)$$

Para r_1 :

$$R_L = \frac{N_{CO}^{ent}}{\sigma_{CO}} = \frac{2.629,2}{1} = 2.629,2$$

$$R_L = \frac{N_{H_2}^{ent}}{\sigma_{H_2}} = \frac{8.388,4}{2} = 4.194,2$$

El Reactivo Limitante para la reacción 1 es el monóxido de carbono (CO).

Para r_2 :

$$R_L = \frac{N_{CO_2}^{ent}}{\sigma_{CO_2}} = \frac{1.377,2}{1} = 1.377,2$$

$$R_L = \frac{N_{H_2}^{ent}}{\sigma_{H_2}} = \frac{8.388,4}{3} = 2.796,13$$

El Reactivo Limitante para la reacción 2 es el dióxido de carbono (CO₂).

El flujo molar a la salida del reactor será:

$$\text{Flujo molar total} = N_{CO_2}^{sal} + N_{H_2O}^{sal} + N_{N_2}^{sal} + N_{H_2}^{sal} + N_{CH_3OH}^{sal} = \text{kgmol} / h$$

$$\text{Flujo molar total} = N_{total}^{sal} = 5.292,2 \text{ kgmol/h}$$

Entonces la fracción molar (conversión) a la salida del reactor es:

$$y_{CO_2} = \frac{N_{CO_2}^{sal}}{N_{total}^{sal}} = \frac{396,62}{5.292,2} = 0,0741$$

$$y_{H_2O} = \frac{N_{H_2O}^{sal}}{N_{total}^{sal}} = \frac{846,75}{5.292,2} = 0,1588$$

$$y_{N_2} = \frac{N_{N_2}^{sal}}{N_{total}^{sal}} = \frac{127,01}{5.292,2} = 0,0242$$

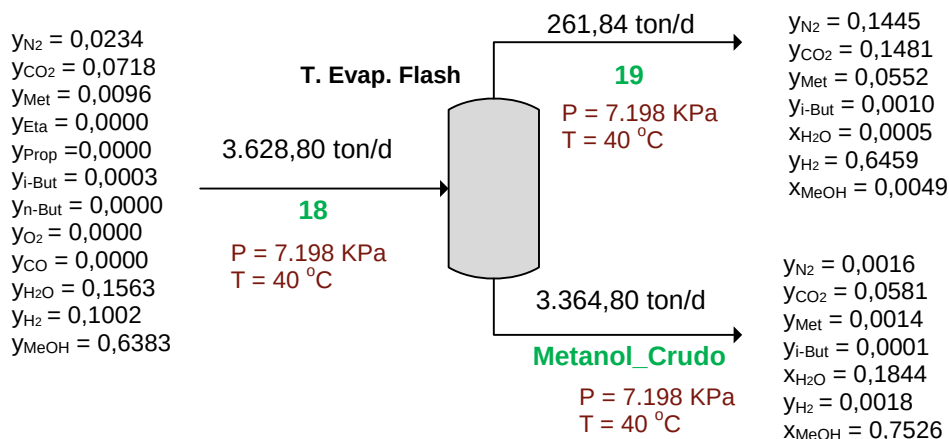
$$y_{H_2} = \frac{N_{H_2}^{sal}}{N_{total}^{sal}} = \frac{529,22}{5.292,2} = 0,1010$$

$$y_{CH_3OH} = \frac{N_{CH_3OH}^{sal}}{N_{total}^{sal}} = \frac{3.397,59}{5.292,2} = 0,6419$$

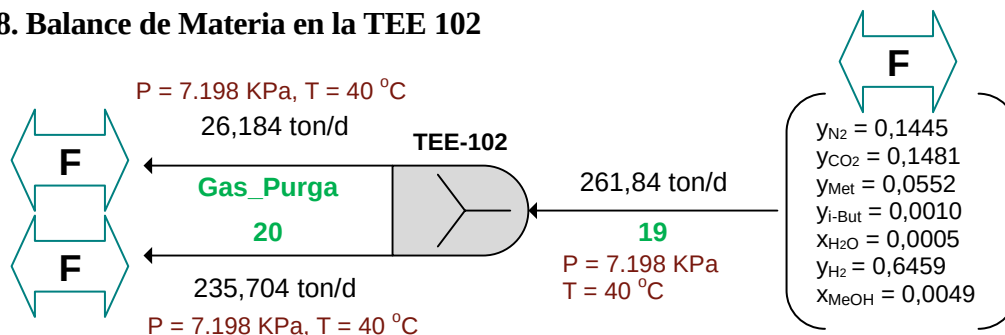
Se puede observar que en la síntesis de metanol se obtiene un 64,2 % de conversión, lo cual es muy favorable para el proceso. A continuación la comparación:

Modo	y _{CO2}	y _{H2O}	y _{N2}	y _{H2}	y _{CH3OH}
Hysys	0,0736	0,1563	0,0239	0,1002	0,6383
Tradicional	0,0741	0,1588	0,0242	0,1010	0,6419

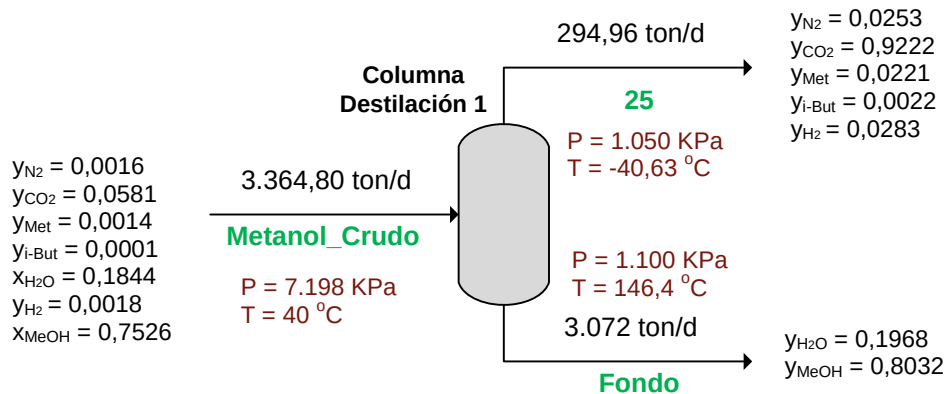
4.5.1.17. Balance de Materia en el Tanque de Evaporación Flash



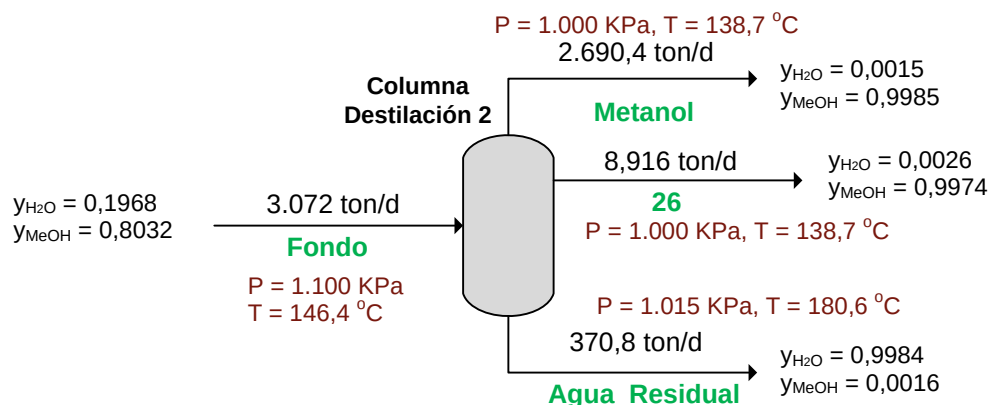
4.5.1.18. Balance de Materia en la TEE 102



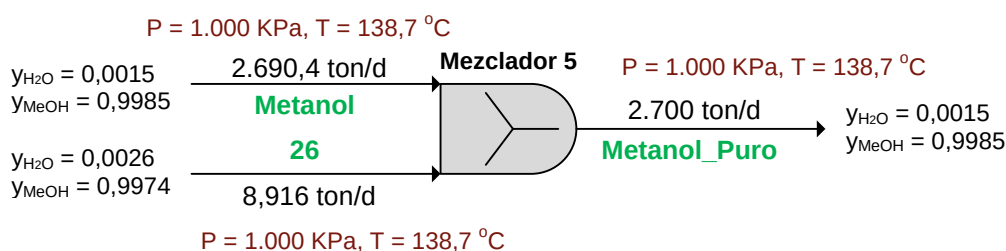
4.5.1.18. Balance de Materia en la Columna de Destilación 1



4.5.1.19. Balance de Materia en la Columna de Destilación 2



4.5.1.20. Balance de Materia en el Mezclador 5



Donde:

y_{N_2} = Fracción Molar de Nitrógeno

y_{CO_2} = Fracción Molar de Dióxido de Carbono

y_{Met} = Fracción Molar de Metano

y_{Eta} = Fracción Molar de Etano

y_{Prop} = Fracción Molar de Propano

y_{i-But} = Fracción Molar de i-Butano

x_{MeOH} = Fracción Molar de liq. de Metanol

y_{n-But} = Fracción Molar de n-Butano

y_{O_2} = Fracción Molar de Oxígeno

y_{CO} = Fracción Molar de Monóxido de Carbono

y_{H_2} = Fracción Molar de Hidrógeno

y_{MeOH} = Fracción Molar de Metanol

y_{H_2O} = Fracción Molar de Agua

x_{H_2O} = Fracción Molar de liq. de Agua

4.5.2. Balance de Energía

La ley de conservación de la energía, 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, 1980).

4.5.2.1. Balance de energía eléctrica

Los equipos para los que se requiere energía eléctrica son los de la siguiente tabla:

Tabla IV-12
Consumo de energía eléctrica

Equipo	Potencia Instalada		Horas de Funcionamiento		Consumo Anual
	kW	HP	Hora/Día	Días/Año	kW
Expansor Gas	1.403	1.881,38	24	350	11.785.200
Bomba P-100	188,7	253,04	24	350	1.585.080
Enfriador	151.100	202.620,25	24	350	1.269.240.000
Compresor Syngas	11.760	15.769,78	24	350	98.784.000
Compresor Reciclo	50,95	68,32	24	350	427.980
Bomba P-101	326,3	437,56	24	350	2.740.920
Expansor K-103	3.820	5.122,49	24	350	32.088.000
Total					1.416.651.180

Fuente: Elaboración propia (Hysys), 2012.

4.5.2.2. Balance de energía en el reformado

De acuerdo a la siguiente reacción $\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO} + 3\text{H}_2$ se tiene valores de $\Delta H_{\text{productos}} = -93.860 \text{ kJ/kgmol}$ y de $\Delta H_{\text{reactivos}} = -165.300 \text{ kJ/kgmol}$, $n_{\text{productos}} = 19.000 \text{ kgmol/h}$ y $n_{\text{reactivos}} = 14.460 \text{ kgmol/h}$, usando la ecuación de balance de energía con reacción (Himmelblau, 1997).

$$Q_R = \Delta H = n_{\text{productos}} * \Delta H_{\text{productos}} - n_{\text{reactivos}} * \Delta H_{\text{reactivos}} \quad (4.28)$$

$$\Delta H = (19.000 \text{ kgmol/h})(-93.860 \text{ kJ/kgmol}) - (14.460 \text{ kgmol/h})(-165.300 \text{ kJ/kgmol})$$

$$\Delta H = -1.783.340.000 \text{ kJ/h} + 2.390.238.000 \text{ kJ/h}$$

$$\Delta H = 606.898.000 \text{ kJ/h}$$

$$Q_R = 606.898.000 \text{ kJ/h}$$

4.5.2.3. Balance de energía en el reactor de metanol – Q-112

De acuerdo a la siguiente reacción $\text{CO} + 2\text{H}_2 \leftrightarrow \text{CH}_3\text{OH}$ se tiene valores de $\Delta H_{\text{productos}} = -188.700 \text{ kJ/kgmol}$ y de $\Delta H_{\text{reactivos}} = -55.730 \text{ kJ/kgmol}$, $n_{\text{productos}} = 5.505$

kgmol/h y $n_{\text{reactivos}} = 12.520$ kgmol/h, usando la ecuación de balance de energía con reacción (Himmelblau, 1997) ecuación (4.27).

$$\Delta H = - (5.505 \text{ kgmol/h})(-188.700 \text{ kJ/kgmol}) + (12.520 \text{ kgmol/h})(-55.730 \text{ kJ/kgmol})$$

$$\Delta H = 1.038.793.500 \text{ kJ/h} - 697.739.600 \text{ kJ/h}$$

$$\Delta H = 341.053.900 \text{ kJ/h}$$

$$Q_{-112} = Q_{\text{RM}} = 341.053.900 \text{ kJ/h}$$

De tal manera que siendo esta una reacción de desprendimiento de calor es aprovechada para calentar el agua para posteriormente introducirse al proceso de reformado con vapor en la etapa anterior, puesto que al hacer este procedimiento se disminuyen los costos productivos.

4.5.2.4. Balance de energía en el enfriador

El calor desprendido en el enfriador se calcula de acuerdo a la ecuación:

$$Q_E = n_{\text{Total salida}} * \Delta H_{\text{Total salida}} - n_{\text{Total entrada}} * \Delta H_{\text{Total entrada}} \quad (4.29)$$

Los valores calculados son:

$$n_{\text{Total entrada}} = 19.000 \text{ kgmol/h y } \Delta H_{\text{Total entrada}} = -119.900 \text{ kJ/kgmol},$$

$$n_{\text{Total salida}} = 19.000 \text{ kgmol/h y } \Delta H_{\text{Total salida}} = -148.500 \text{ kJ/kgmol}.$$

Reemplazando los valores se tiene:

$$Q_E = (19.000 \text{ kgmol/h})(-119.900 \text{ kJ/kgmol}) - (19.000 \text{ kgmol/h})(-148.500 \text{ kJ/kgmol})$$

$$Q_E = -2.278.100.000 \text{ kJ/h} + 2.821.500.000 \text{ kJ/h}$$

$$Q_E = 543.400.000 \text{ kJ/h}$$

4.5.2.5. Balance de energía en los pre-calentadores

El cálculo se realizó de acuerdo a la ecuación 4.28, para cada caso se calculó los valores de flujos molares y flujos energéticos molares.

➤ **Balance de energía en el pre-calentador 1**

Los valores calculados son:

$$n_{\text{Total entrada}} = 3.613 \text{ kgmol/h y } \Delta H_{\text{Total entrada}} = - 83.200 \text{ kJ/kgmol},$$

$$n_{\text{Total salida}} = 3.613 \text{ kgmol/h y } \Delta H_{\text{Total salida}} = - 57.880 \text{ kJ/kgmol}.$$

$$Q_{P1} = - (3.613 \text{ kgmol/h})(- 83.200 \text{ kJ/kgmol}) + (3.613 \text{ kgmol/h})(- 57.880 \text{ kJ/kgmol})$$

$$Q_{P1} = 300.601.600 \text{ kJ/h} - 209.120.440 \text{ kJ/h}$$

$$Q_{P1} = 91.481.160 \text{ kJ/h}$$

➤ **Balance de energía en el pre-calentador 2**

Los valores calculados son:

$$n_{\text{Total entrada}} = 2.054 \text{ kgmol/h y } \Delta H_{\text{Total entrada}} = - 862,1 \text{ kJ/kgmol},$$

$$n_{\text{Total salida}} = 2.054 \text{ kgmol/h y } \Delta H_{\text{Total salida}} = - 5.186 \text{ kJ/kgmol}.$$

$$Q_{P2} = - (2.054 \text{ kgmol/h})(- 5.186 \text{ kJ/kgmol}) + (2.054 \text{ kgmol/h})(- 862,1 \text{ kJ/kgmol})$$

$$Q_{P2} = 10.652.044 \text{ kJ/h} - 1.770.753,4 \text{ kJ/h}$$

$$Q_{P2} = 8.881.290,6 \text{ kJ/h}$$

➤ **Balance de energía en el pre-calentador 3**

Los valores calculados son:

$$n_{\text{Total entrada}} = 12.520 \text{ kgmol/h y } \Delta H_{\text{Total entrada}} = - 59.990 \text{ kJ/kgmol},$$

$$n_{\text{Total salida}} = 12.520 \text{ kgmol/h y } \Delta H_{\text{Total salida}} = - 55.730 \text{ kJ/kgmol}.$$

$$Q_{P3} = (12.520 \text{ kgmol/h})(- 55.730 \text{ kJ/kgmol}) - (12.520 \text{ kgmol/h})(- 59.990 \text{ kJ/kgmol})$$

$$Q_{P3} = - 697.739.600 \text{ kJ/h} - 751.074.800 \text{ kJ/h}$$

$$Q_{P3} = 53.335.200 \text{ kJ/h}$$

4.5.2.6. Balance de energía en el Q-condensador

El calor que es liberado se expresa matemáticamente por la ecuación 4.28, según Ocon, J., 1983.

Los valores calculados son:

$$n_{\text{Total entrada}} = 4.370 \text{ kgmol/h y } \Delta H_{\text{Total entrada}} = - 236.500 \text{ kJ/kgmol},$$

$$n_{\text{Total salida MeOH}} = 3.502 \text{ kgmol/h y } \Delta H_{\text{Total salida MeOH}} = - 197.100 \text{ kJ/kgmol},$$

$$n_{\text{Total salida 25}} = 11,61 \text{ kgmol/h y } \Delta H_{\text{Total salida 25}} = - 228.200 \text{ kJ/kgmol}.$$

$$q_c = (3.502 \text{ kgmol/h})(- 197.100 \text{ kJ/kgmol}) + (11,61 \text{ kgmol/h})(- 228.200 \text{ kJ/kgmol}) - (4.370 \text{ kgmol/h})(- 236.500 \text{ kJ/kgmol})$$

$$q_c = - 692.893.602 \text{ kJ/h} + 1.033.505.000 \text{ kJ/h}$$

$$q_c = 340.611.398 \text{ kJ/h}$$

4.5.2.7. Balance de energía en el Q-reboiler

Los valores calculados son:

$$n_{\text{Total entrada}} = 4.370 \text{ kgmol/h y } \Delta H_{\text{Total entrada}} = - 236.500 \text{ kJ/kgmol},$$

$$n_{\text{Total salida}} = 856,3 \text{ kgmol/h y } \Delta H_{\text{Total salida}} = - 726.150 \text{ kJ/kgmol}.$$

$$q_r = (856,3 \text{ kgmol/h})(- 726.150 \text{ kJ/kgmol}) - (4.370 \text{ kgmol/h})(- 236.500 \text{ kJ/kgmol})$$

$$q_r = - 621.802.245 \text{ kJ/h} + 1.033.505.000 \text{ kJ/h}$$

$$q_r = 411.702.755 \text{ kJ/h}$$

4. 6. DISEÑO DEL EQUIPO PRINCIPAL

El proyecto trata de producir metanol a partir del gas natural, por lo que se considera que el equipo más importante del proceso Lurgi MegaMethanol es el ‘Reactor Metanol’.

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 del reactor metanol

El diseño del reactor esta dado por la ecuación:

$$(-r_{\text{MeOH}})_V * V_R = (-r_{\text{MeOH}})_M * m_{\text{catalizador}} \quad (4.30)$$

$$m_{\text{catalizador}} = \rho_{\text{catalizador}} * V_{\text{catalizador}} = \rho_{\text{catalizador}} * (1 - \varepsilon) * V_{\text{lecho}} \quad (4.31)$$

Donde la densidad de del catalizador y la porosidad del lecho son conocidas y donde el volumen del lecho coincide con el volumen del reactor de reacción, de modo que se puede considerar que $V_{\text{lecho}} = V_R$.

$$(-r_{\text{MeOH}})_V = k * y_{\text{MeOH}} * e^{-E_a/RT} \quad (4.32)$$

$$(-r_{\text{MeOH}})_m = (k * y_{\text{MeOH}} * e^{-E_a/RT}) / (1 - \varepsilon) * \rho_{\text{catalizador}} \quad (4.33)$$

Donde:

$(-r_{\text{MeOH}})$ = Velocidad de la reacción, expresada en mol/m³h

k = Constante cinética de la reacción: $k = 1.140.480 \text{ mol/ m}^3\text{h}$

E_a = Energía de activación de la reacción: $E_a = - 90,45 \text{ kJ/mol}$

R = Constante universal de los gases: $R = 8,314 * 10^{-3} \text{ kJ/mol K}$

T = Temperatura de la reacción expresada en Kelvin: $T = 535,65 \text{ K}$

Los datos dados para el proceso de la síntesis del metanol, se los presenta a continuación en la tabla IV-12 (Theophilus, 2010).

Tabla IV-13

Parámetros de diseño “Datos del catalizador y el reactor”²¹

Parámetro	Valor
Número de tubos	5.500
Densidad (kg/m ³)	1.775
Diámetro de partículas (m)	$5,47 \times 10^{-3}$
Capacidad de calor (kJ / kg K)	5
Longitud de reactor (m)	7,022
Fracción de huecos	0,39
Densidad del lecho de catalizador (kg/m ³)	1.140
Diámetro interior del tubo (m)	0,038
Diámetro exterior del tubo (m)	0,042

²¹**Fuente:** Theophilus, 2010 “Control Structure Design for Metanol Process”.

Se tiene que la ecuación 4.30 es igual a:

$$(-r_{MeOH})_V = 1.140.480 * 0,6383 * e^{90,45/8,314*10^{-3}*535,65}$$

$$(-r_{MeOH})_V = 1.478.529,38 \text{ mol} / \text{m}^3 \text{h}$$

$$(-r_{MeOH})_m = (1.140.480 * 0,6383 * e^{90,45/8,314*10^{-3}*535,65}) / (1 - (-2/3) * 1.140)$$

$$(-r_{MeOH})_m = 1.942,87 \text{ mol} / \text{m}^3 \text{h}$$

$$1.478.529,38 * V_R = 1.942,87 * m_{\text{catalizador}} \Rightarrow A$$

$$m_{\text{catalizador}} = 1.140 * (1 - (-2/3)) * V_{\text{lecho}} = 1.900 * V_R \Rightarrow B$$

Luego realizando la iteración correspondiente entre la ecuación A y B, el volumen del reactor es:

$$V_R = 43,812 \text{ m}^3$$

Y por tanto la masa del catalizador de acuerdo a la ecuación 4.30 es igual a:

$$m_{\text{catalizador}} = 83.242,8 \text{ kg}$$

4.7. DISTRIBUCIÓN GENERAL DE LA PLANTA

La distribución en planta consiste en permitir que los empleados y el equipo trabajen con mayor eficacia y sobre todo cumplir con las normas de seguridad que requiere una instalación para su buen funcionamiento.

La organización del proceso productivo resulta determinante para la elección del tipo de distribución en planta.

La distribución general de la planta de producción de metanol a partir del gas natural, se dividirá en cuatro partes importantes: Servicios Auxiliares, Edificios, Área de Procesos y Almacenamiento del producto.

1. Servicios auxiliares

Torre de enfriamiento

Planta de tratamiento de agua

Planta eléctrica

Calentadores, quemadores

2. Edificios

Oficinas (Administración, Gerencia, Jefatura, Operarios, Sala Médica, Seguridad, Calidad, Reuniones)

Vestidor del Personal

Laboratorio, baños

Sala de control

Sala de mantenimiento

Almacén (catalizadores, otros en general)

Cafetería

Estacionamiento

Recepción

3. Área de procesos

Área de reacción (Reformación, Síntesis)

Área de compresión, expansión, separador

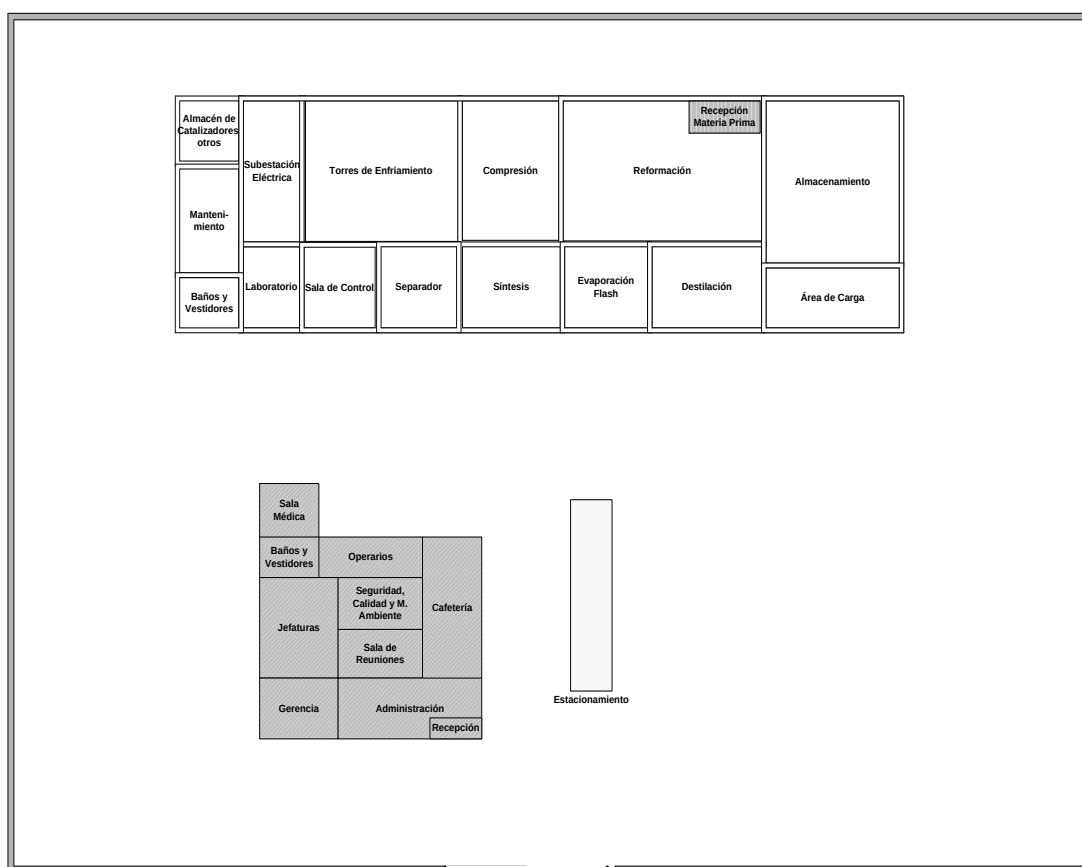
Área de destilación

Recepción de la materia prima

4. Almacenamiento del producto

Tanques

Área de carga



Plano de ubicación 4.1 Distribución General de Áreas de la Planta de Producción de Metanol (Referencia METOR S.A., 2007)²²

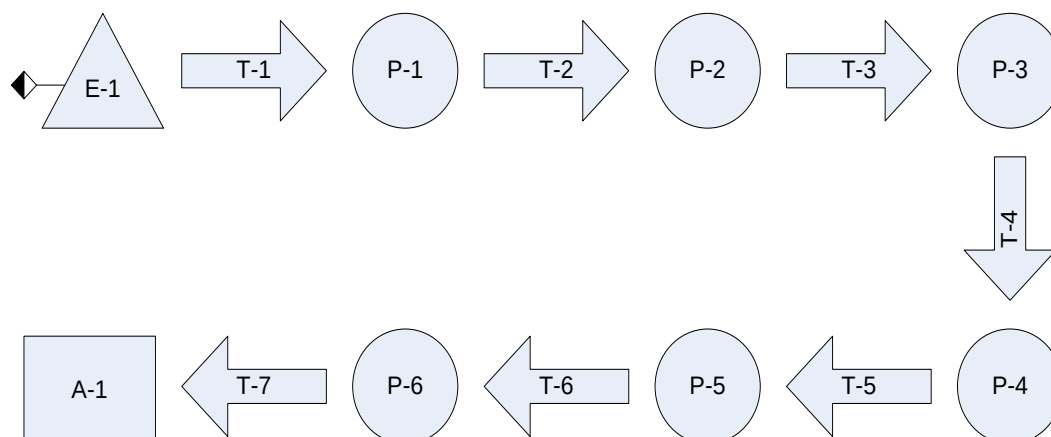
La materia prima GN para el proceso llegará a través de un gasoducto que se dirigirá hasta las instalaciones de la planta productora de metanol.

Los ambientes destinados para cada área son de acuerdo al requerimiento necesario de cada instalación o edificio.

Las divisiones en el área de procesos para los distintos equipos, se las realizó considerando más o menos por el funcionamiento que estas tendrán en las etapas del proceso.

²² **Fuente:** Elaboración propia, 2012 (Referencia Planta METOR S.A., 2007).

Gráfico 4-12
Diagrama del proceso Lurgi MegaMethanol



Fuente: Elaboración propia, 2012.

- Resumen de la leyenda del proceso

Símbolo	Actividad	Cantidad
△	Inspección, Recepción	1
○	Proceso	6
⇒	Traslado	7
□	Almacén	1

El proceso de productivo de metanol es continuo, opera las 24 horas del día llegando a una producción de 2.700 ton/día.

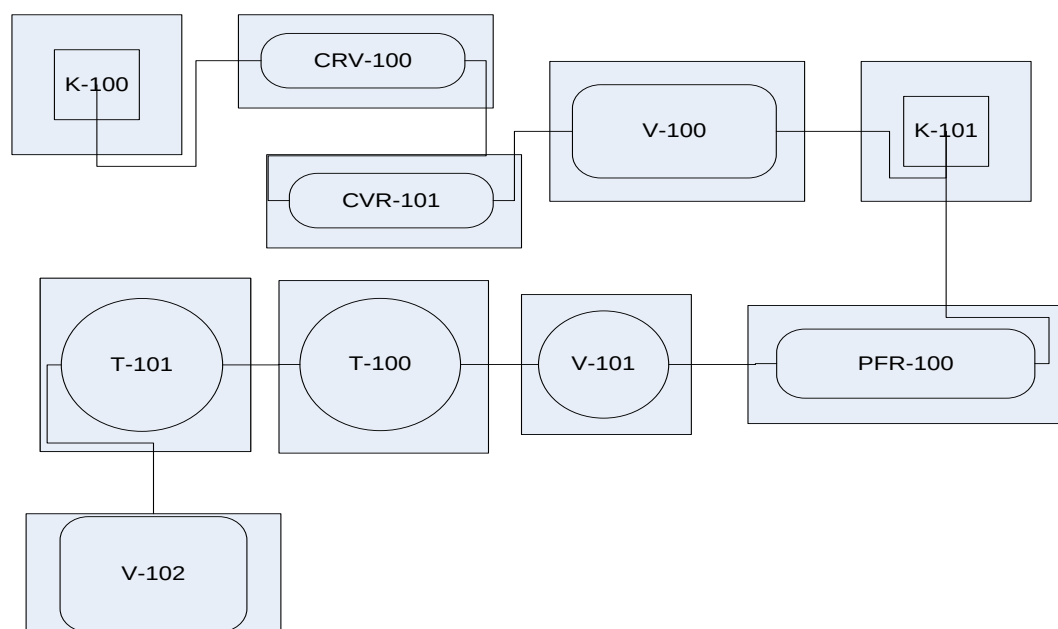
- Descripción

E-1	Recepción del Gas Natural (materia prima)
T-1	Traslado al proceso de pre-reformación
P-1	Proceso de pre-reformado
T-2	Traslado al proceso de separación
P-2	Proceso de separación
T-3	Traslado al proceso de compresión
P-3	Proceso de compresión

T-4	Traslado al proceso de síntesis (gas de síntesis)
P-4	Proceso de síntesis del metanol
T-5	Traslado al proceso de evaporación
P-5	Proceso de evaporación flash
T-6	Traslado al proceso de destilación (metanol crudo)
P-6	Proceso de destilación o purificación
T-7	Traslado al almacenamiento
A-1	Almacenamiento del producto terminado (metanol puro)

Gráfico 4-13

Diagrama de equipos



Fuente: Elaboración propia, 2012.

- **Descripción**

K-100	Expansor del Gas Natural
CVR-100	Reactor de Conversión
CVR-101	Reactor de Equilibrio
V-100	Separador
K-101	Compresor
PFR-100	Reactor de Síntesis de Metanol

V-101	Tanque de Evaporación Flash
T-100	Torre de Destilación 1
T-101	Torre de Destilación 2
V-102	Tanque de Almacenamiento

4.8. SERVICIOS AUXILIARES

Estos servicios fueron considerados de acuerdo a los requerimientos calculados en el Simulador de Procesos Hysys para la Producción de Metanol a partir del GN.

4.8.1. Agua

El agua es un requerimiento muy necesario para el proceso, en estado líquido como medio refrigerante, para el consumo y en vapor como fuente de energía calorífica.

Agua de Enfriamiento: El sistema de agua de enfriamiento es un circuito cerrado que posee una capacidad de 11.880 t/h el cual absorberá el calor del agua y lo disipará a la atmósfera (Referencia Planta METOR, 2007). Será necesario Servicios de Apoyo para el agua industrial requerida.

Agua Potable: El agua potable será dotada de acuerdo a la necesidad mediante un pozo y/o cisterna.

Vapor: El vapor requerido por el Proyecto, será suministrado a tres niveles de presión diferentes. El vapor de alta presión (3.965 KPa) se generará a partir del calor de la caldera de proceso de la planta. El vapor de media presión (3.000 KPa) será suplido a partir de la turbina compresora del gas de síntesis y generado en el súper convertidor de metanol. El vapor de baja presión (490 KPa) será suministrado por extracción de los elementos de las turbinas de la subestación eléctrica (Referencia Planta METOR, 2007).

Tratamiento de Aguas Residuales: Las aguas residuales generadas en el Proyecto Expansión serán tratadas en la Unidad de Tratamiento de Efluentes Líquidos Industriales, conforme a la Norma correspondiente para la Clasificación y el Control

de la Calidad de los Cuerpos de Agua y Vertidos o Efluentes Líquidos (Referencia Planta METOR, 2007).

Agua para Incendio: El sistema de protección contra incendios será diseñado e instalado de conformidad con la Norma de Protección Contra Incendios (Referencia Planta METOR, 2007).

4.8.2. Electricidad

Será suministrada por la subestación principal de la Planta Separadora de Líquidos y se dispondrá de un generador eléctrico de emergencia para suplir los requerimientos de electricidad de los equipos que aseguran la parada segura de la Planta en caso de falla eléctrica (Referencia Planta METOR, 2007).

4.9. EVALUACIÓN TÉCNICA DE LA PLANTA

La evaluación que se hizo 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 y/o empíricos experimentados nacionales como internacionales.
2	Transporte de Materia Prima	✓		Se cuenta con gasoductos necesarios para el transporte de la materia prima.
3	Transporte de Producto: Metanol	✓		El producto será transportado por ducto a la planta de derivados y en contenedores para el comercio nacional e internacional.
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; (Referencia Acosta, 2012).

4.9.2. Determinación de la capacidad instalada de la planta

La capacidad instalada se determinó para una producción de 2.700 t/d de metanol, con una operación de 350 días por año, que son equivalentes a 8.400 horas continuas de operación.

4.9.3. Descripción del proceso productivo

Para la producción de metanol se escogió la tecnología de Lurgi MegaMethanol, debido a que este proceso presenta varias ventajas ya mencionadas con anterioridad y se pudo realizar la simulación del proceso productivo de metanol con un resultado de un 99, 85 % en peso, en este sentido cumple con las normas para la comercialización en el mercado.

4.9.4. Distribución de la planta

Como se mencionó, la distribución de la planta de producción de metanol está orientada al producto y tiene una forma lineal, para esto se toman en cuenta todas las zonas o áreas de la planta y la posibilidad de futuras ampliaciones.

4. 10. CRONOGRAMA DE EJECUCIÓN

4.10.1. Carta GANTT

La Carta GANTT es un sistema de cronograma muy usado para la ejecución de proyectos, porque proporciona detalladamente el tiempo de duración de las actividades.

Como en todo proyecto, la no planificación de actividades lleva a confusión, pérdida de tiempo y dinero. Es así que para el caso del presente proyecto, la carta GANTT nos dice cuanto se demorarán en desarrollar cada una de las actividades para la puesta en marcha de la construcción de la Planta de Producción de Metanol a partir del Gas Natural. Esta Carta de GANTT se lo presenta en el Anexo 4.

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, para lograr su máxima eficiencia dentro de los planes y objetivos planteados.

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

Para la organización de la empresa se hizo adecuando a la de una Empresa Petroquímica, y como una referencia la “Estructura Organizativa de la Empresa METOR, 2009”. La organización será vertical, donde cada puesto es subordinado por la diferencia de niveles, que representan la comunicación de responsabilidad y autoridad.

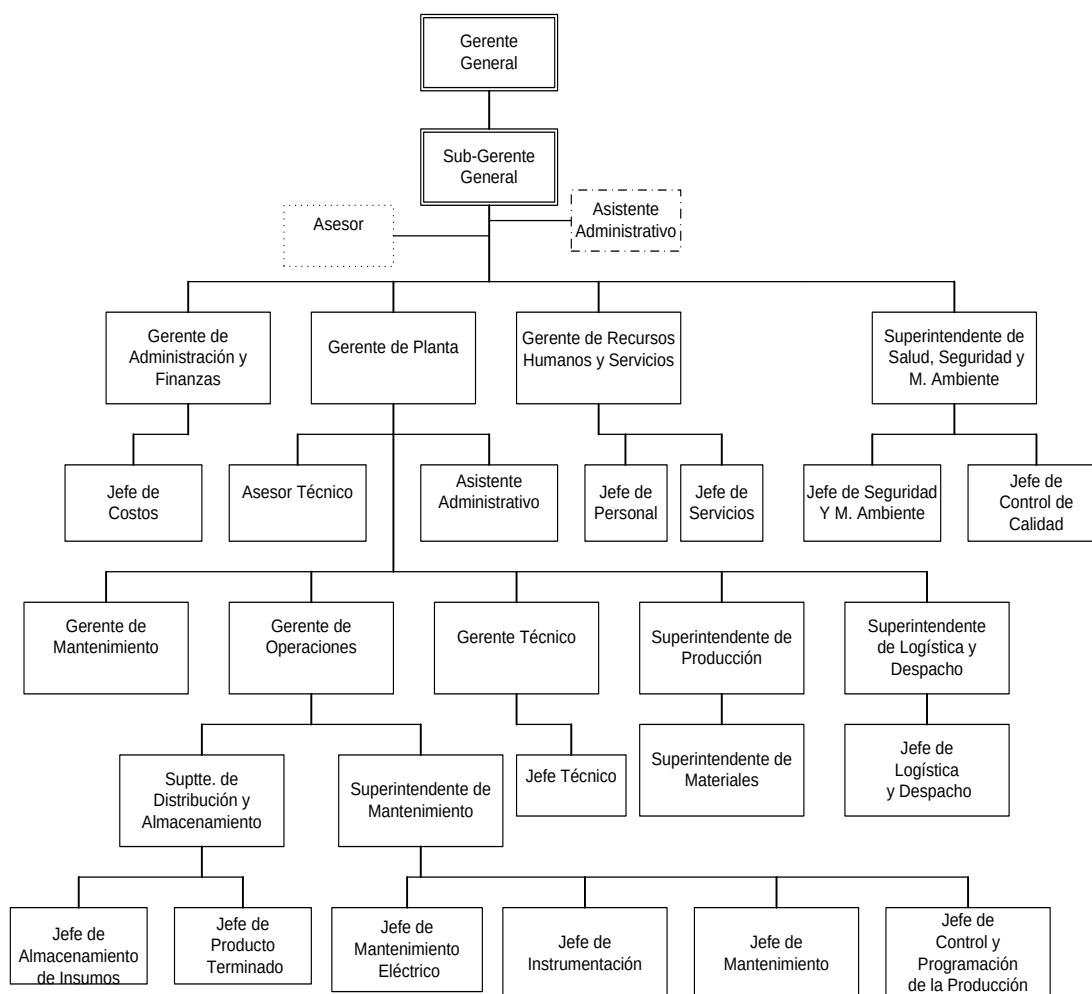
Se describirá cada cargo, tipo de formación y cantidad de personal.

4.11.1. Gerente General

El gerente 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, en casos de ausencia se queda a cargo el Sub-Gerente.

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

Figura 4-2
Organización de la empresa



Fuente: Elaboración propia, 2012.

4.11.2. Gerencia de Recursos Humanos

Lleva a cabo 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. Gerencia de Operaciones

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

4.11.4. 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.

4.11.5. Gerencia 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.

4.11.6. 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.

4.11.7. 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.

4.11.8. 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.

4.11.9. Analista 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.

4.11.10. 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.

4.11.11. 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.

4.11.12. 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.

CAPÍTULO V

ASPECTOS ECONÓMICOS 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 destinará la inversión es el capital de trabajo o capital de operación (Paredes, 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.

5.1.1.2. 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, 1994).

5.1.1.3. 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 producción de metanol.

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 del o los equipos más importantes de cada proceso. Entonces para el capital básico del proyecto se tomará como base el precio del reactor de síntesis de metanol debido a que éste fue el equipo que se dimensionó.

Se hizo el cálculo del costo de los equipos que sería de aproximadamente 319.618.870 \$us. Para poder realizar la parte económica y financiera del proyecto se estimó que el precio del reactor de síntesis de metanol es un 6,5 % del costo total de los equipos (19.507.255 \$) y, que el reactor tendría un flujo másico de 3.628,8 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, 1986).

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

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

$$C_{P,v,r} = 19.507.255 \$us * \frac{151.200 \text{ kg/h}^{0,83}}{112.500 \text{ kg/h}}$$

$C_{P,v,r} = 5570,4586\$$ El método que se utilizará para la estimación de costos para el proceso de Producción de Metanol a partir del Gas Natural es el método de Guthrie.

5.1.1.4. 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 un reactor según bibliografía (Peters, 1958) está entre 25-50 % del costo de adquisición del equipo, se usará para este caso el costo de instalación de un 25 % del precio del equipo, por lo tanto:

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

$$C_M = 0,25 * 24.932.599$$

$$C_M = 6.233.150 \text{ \$us}$$

5.1.1.5. Costo de mano de obra directa

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

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

$$C_L = 0,08 * 24.932.599 + 6.233.150$$

$$C_L = 2.493.260 \text{ \$us}$$

5.1.1.6. 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, 1986).

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

$$C_{DE} = 24.932.599 + 6.233.150 + 2.493.260$$

$$C_{DE} = 33.659.009 \text{ \$us}$$

5.1.1.7. 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 recuperará por medio de la Amortización de Inversión Diferida.

5.1.1.8. Fletes

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

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

$$C_{FLE} = 0,08 * 24.932.599 + 2.493.260$$

$$C_{FLE} = 2.194.069 \text{ \$us}$$

5.1.1.9. 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 (Peters, 1958).

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

$$C_O = 0,7 * 2.493.260$$

$$C_O = 1.745.282 \text{ \$us}$$

5.1.1.10. 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 tomará de 10 % (Peters, 1958).

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

$$C_E = 0,10 * 24.932.599 + 6.233.150$$

$$C_E = 3.116.575 \text{ \$us}$$

5.1.1.11. 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 (Peters, 1958).

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

$$C_{IDE} = 2.194.069 + 1.745.282 + 3.116.575$$

$$C_{IDE} = 7.055.926 \$us$$

5.1.1.12. Módulo de Bare

Este módulo representa la suma de los gastos directo y los gastos indirectos en el proceso de producción de metanol.

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

$$C_{MB}^0 = 33.659.009 + 7.055.926$$

$$C_{MB}^0 = 40.714.935 \$us$$

5.1.1.13. Contingencia y honorarios

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. Los factores que se emplean generalmente para gastos eventuales se encuentran entre el 8-20 % de los gastos directos e indirectos de la planta (Peters, 1958).

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

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

$$C_{cont} = 0,20 * 40.714.935$$

$$C_{cont} = 8.142.987 \$us$$

Honorarios

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

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

$$C_{FEE} = 0,02 * 40.714.935$$

$$C_{FEE} = 814.299 \$us$$

5.1.1.14. Módulo total

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

$$C_{MT} = 40.714.935 + 8.142.987 + 814.299$$

$$C_{MT} = 49.672.221 \$us$$

5.1.1.15. Instalaciones auxiliares

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 módulo total (Ulrich, 1986).

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

$$C_{SD} = 0,04 * 40.714.935$$

$$C_{SD} = 1.628.597 \$us$$

5.1.1.16. 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, 1986).

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

$$C_{AB} = 0,1 * 40.714.935$$

$$C_{AB} = 4.071.494 \$us$$

5.1.1.17. Instalaciones fuera de emplazamiento

Éstas 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, 1986).

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

$$C_{OS} = 0,23 * 40.714.935$$

$$C_{OS} = 9.364.435 \$us$$

5.1.1.18. 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, 1986).

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

$$C_{GR} = 49.672.221 + 1.628.597 + 4.071.494 + 9.364.435$$

$$C_{GR} = 64.736.747 \$us$$

El costo total se considera sólo 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 en el proceso. Mientras que en la parte de materiales indirectos se tomó 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 Compresor Syngas que tiene un costo de 46.400.000 \$us y también del Reformador de Metano que tiene un costo de 57.600.000 \$us, tomando en cuenta la magnitud de esta planta 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	INVERSIÓN TOTAL	
	DETALLE	VALOR
1	Inversión (a+b)	473.328.103,4
	a) Inversión Fija	125.891.235,6
	- Maquinaria y Equipos	123.930.903,3
	- Terreno y Obras Civiles	215.050,29
	- Mano de Obra Directa e Indirecta	1.745.282,04
	b) Inversión Diferida	347.436.867,7
	- Gastos de Organización	12.7963,79
	- Materiales Directo e Indirectos	276.940.509,3
	- Montaje e Instalación de Equipos	62.225.407,61
	- Imprevistos	8.142.987
2	Capital de Trabajo	33.489.775,49
	Inversión Total Requerida (1+2)	506.817.878,8

Nota: los cálculos de costos fueron realizados en bolivianos, pero para fines prácticos los resultados serán presentados en Dólares.

El cambio del día es 1\$us igual a 6,96 Bs.

¹ **Fuente:** Elaboración propia (2012)

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

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.	PRODUCCIÓN					
		1	2	3	4	5	6-10
Costos Totales (a+b)	0	324.116.354	322.775.735	321.274.242	319.592.569	317.709.096	318.245.750
a) Costos Fijos	0	45.957.407	44.616.788	43.115.295	41.433.622	39.550.149	40.086.804
Depreciación	0	23.591.464	23.591.464	23.591.464	23.591.464	23.591.464	23.591.464
Imprevistos	0	8.142.987	8.142.987	8.142.987	8.142.987	8.142.987	8.142.987
Mantenimiento	0	172.414	172.414	172.414	172.414	172.414	172.414
Costos Finan	0	13.525.521	12.184.902	10.683.408	9.001.736	7.118.263	7.654.917
Mano de Obra Indirecta	0	523.585	523.585	523.585	523.585	523.585	523.585
Materiales Indirectos	0	5.747	5.747	5.747	5.747	5.747	5.747
b) Costos Variables	0	278.154.636	278.154.636	278.154.636	278.154.636	278.154.636	278.154.636
Mano de Obra Directa	0	1.221.697	1.221.697	1.221.697	1.221.697	1.221.697	1.221.697
Energía Eléctrica de Producción	0	276.816.897	276.816.897	276.816.897	276.816.897	276.816.897	276.816.897
Catalizador	0	116.042	116.042	116.042	116.042	116.042	116.042

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 324.116.354 \$us porque el costo financiero para este año también es el más alto con relación a los otros años.

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, 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 PRODUCCIÓN
1	324.116.354	945000	342,98
2	322.775.735	945000	341,56
3	321.274.242	945000	339,97
4	319.592.569	945000	338,19
5	317.709.096	1080000	294,17
6-10	318.245.750	1080000	294,67

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 30 %.

Tabla V-4
Precio de venta del metanol
(\$us /TM)

AÑO	PRECIO DE VENTA
1	597,70
2	520,83
3	460,92
4	412,60
5	410,20
6-10	410,85

Fuente: Elaboración propia, 2012.

El precio del producto que se mostró en la anterior tabla se calculó con referencia para los años proyectados en base a costos e ingresos, el precio total del producto de venta será de 468 \$us por tonelada métrica (TM) para los años de producción, dispuesto a variaciones de oferta y demanda.

5.1.3.2. 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 70 % 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	945000	597,70	564.826.500
2	945000	520,83	492.184.350
3	945000	460,92	435.569.400
4	945000	412,60	389.907.000
5	1080000	410,20	443.016.000
6-10	1080000	410,85	443.718.000

Fuente: Elaboración propia, 2012.

5.1.3.3. 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)

Nº	DETALLE	PRODUCCIÓN					
	AÑOS	1	2	3	4	5	6-10
1	INGRESOS	11.902.888.430	11.853.821.780	11.798.867.110	11.737.317.910	11.668.382.790	11.688.024.340
	Ventas	11.862.658.550	11.813.591.890	11.758.637.240	11.758.637.240	11.628.152.910	11.647.794.450
	Otros Ingresos	40.229.885	40.229.885	40.229.885	40.229.885	40.229.885	40.229.885
2	COSTOS TOTALES (a+b)	671.380.808	670.040.189	668.538.695	666.857.023	664.973.550	665.610.204
	a) Costos Fijos	393.226.171	391.885.552	390.384.059	388.702.387	386.818.914	387.355.568
	Depreciación	23.591.464	23.591.464	23.591.464	23.591.464	23.591.464	23.591.464
	Imprevistos	8.142.987	8.142.987	8.142.987	8.142.987	8.142.987	8.142.987
	Costo Finan.	13.525.521	12.184.902	10.683.408	9.001.736	7.118.263	7.654.917
	Inversión Diferida	347.436.868	347.436.868	347.436.868	347.436.868	347.436.868	347.436.868
	Mano de obra Indirecta	523.585	523.585	523.585	523.585	523.585	523.585
	Materiales Indirectos	5.747	5.747	5.747	5.747	5.747	5.747
	b) Costos Variables	278.154.636	278.154.636	278.154.636	278.154.636	278.154.636	278.154.636
	Mano de Obra Directa	1.221.697	1.221.697	1.221.697	1.221.697	1.221.697	1.221.697
	Energía Eléctrica Producción	276.816.897	276.816.897	276.816.897	276.816.897	276.816.897	276.816.897
	Otros Gastos	116.042	116.042	116.042	116.042	116.042	116.042
3	UTILIDAD BRUTA (1-2)	11.231.507.620	11.183.781.590	11.130.328.430	11.070.460.890	11.003.409.240	11.022.514.130
4	IMPUESTOS	1.740.883.682	1.733.486.146	1.725.200.906	1.715.921.438	1.705.528.433	1.708.489.691
5	UTILIDAD NETA(3-4)	9.490.623.943	9.450.295.442	9.405.127.552	9.354.539.450	9.297.880.811	9.314.024.444

Fuente: Elaboración propia, 2012.

5.2. FINANCIAMIENTO

Se requiere de un financiamiento para garantizar la inversión en la ejecución del proyecto. Para este caso en particular la inversión que se requiere para la implementación y puesta en marcha de la planta oscila entre los 506.817.878 \$us.

5.2.1. Necesidad de Capital

5.2.2. Fuentes de Financiamiento

Las fuentes de financiamiento pueden ser internas o externas.

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

Nº	DETALLE	APORTE SOLICITADO	APORTE PROPIO	TOTAL
1	Inversión (a+b)	374.011.340,5	99.316.762,9	473.328.103,3
	a) Inversión Fija	26.574.472,7	99.316.762,93	125.891.235,6
	- Maquinaria y Equipos	24.786.180,8	99.144.722,7	
	- Terreno y Obras Civiles	43.010,06	172.040,23	
	- Mano de Obra Directa e Indirecta	1.745.282,04	0	
	b) Inversión Diferida “Puesta en Marcha”	347.436.867,7	0	347.436.867,7
	- Gastos de Organización	127.963,79	0	
	- Materiales Directo e Indirectos	276.940.509,3	0	
	- Montaje e Instalación de Equipos	62.225.407,61	0	
	- Imprevistos	8.142.987,07	0	
2	Capital de Trabajo	20.093.865,23	13.395.910,2	33.489.775,43
	Inversión Total Requerida (1+2)	394.105.205,7	112.712.673,1	506.817.878,9

Fuente: Elaboración propia, 2012.

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 112.712.673 \$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 394.105.206 \$us.

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, 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:

$$M = 112.712.673,1 * \frac{1 + 0,12^6 * 0,12}{1 + 0,12^6 - 1}$$

$$M = 27.414.620,89$$

Tabla V-8

Plan de pagos

(En \$us)

AÑO	SALDO CAPITAL	INTERÉS I	AMORTIZACIÓN A	TOTAL (I+A)
0	112.712.673,10	13.525.520,77	0	13.525.520,77
1	112.712.673,10	13.525.520,77	13.889.100,12	27.414.620,89
2	98.823.572,99	11.858.828,76	15.555.792,13	27.414.620,89
3	83.267.780,85	9.992.133,70	17.422.487,18	27.414.620,89
4	65.845.293,66	7.901.435,24	19.513.185,65	27.414.620,89
5	46.332.108,02	5.559.852,96	21.854.767,93	27.414.620,89
6	24.477.340,09	2.937.280,81	24.477.340,09	27.414.620,89
			112.712.673,1	

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, 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, 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	45.957.407	1.312.671.233	278.154.636	46.956.729,11
2	44.616.788	1.307.241.726	278.154.636	45.591.186,82
3	43.115.295	1.301.160.678	278.154.636	44.061.527,13
4	41.433.622	1.294.349.904	278.154.636	42.347.987,16
5	39.550.149	1.286.721.838	278.154.636	40.428.413,03
6-10	40.086.804	1.288.895.288	278.154.636	40.975.397,95

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 fórmula 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	46.956.729,11	597,70	78.562,37
2	45.591.186,82	520,83	87.536,29
3	44.061.527,13	460,92	95.594,74
4	42.347.987,16	412,60	97.636,91
5	40.428.413,03	410,20	98.557,81
6-10	40.975.397,95	410,85	99.733,23

Fuente: Elaboración Propia, 2012.

Para obtener utilidades se debe producir por encima de 78.562 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, 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	DETALLE	INST.	PRODUCCIÓN					
			1	2	3	4	5	6-10
1	FUENTES	506.817.878,9	1.092.977.772	1.088.503.121	1.083.491.512	1.077.878.509	1.071.591.947	1.081.691.412
	Préstamos	394.105.205,7						
	Aporte Prop.	112.712.673,1						
	Utilidad Neta		1.055.874.939	1.051.400.288	1.046.388.678	1.040.775.676	1.034.489.114	1.036.280.331
	Depreciación		23.591.464	23.591.464	23.591.464	23.591.464	23.591.464	23.591.464
	Cap. de Trabajo							33.489.775,49
	Amort. Inver.Dif.		347.436.867,7	347.436.867,7	347.436.867,7	347.436.867,7	347.436.867,7	347.436.867,7
	Valor Residual							49.592.698
2	USOS	506.817.878,9	11.171.824,97	12.512.443,96	14.013.9937,24	15.695.609,7	17.579.082,87	154.452.447,4
	Inversión Fija	125.891.235,6						
	Inversión Diferida	347.436.867,7						
	Capital de Trabajo	33.489.775,49						
	Amortización		11.171.824,97	12.512.443,96	14.013.937	15.695.609,7	17.579.082,87	154.452.447,4
3	FLUJO ACTUAL (1-2)	0	1.091.860.589	1.087.251.876	1.082.090.118	1.076.308.948	1.069.834.038	1.066.246.167
4	FLUJO ACUMULADO	0	1.091.860.589	2.179.112.466	3.261.202.584	4.337.511.523	5.407.345.571	6.473.591.738

Fuente: Elaboración propia, 2012.

6.3. EVALUACIÓN ECONÓMICA

Se analizará 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, 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	D E T A L L E	PRODUCCIÓN					
		1	2	3	4	5	6-10
1	VENTAS	11.862.658.550	11.813.591.890	11.758.637.240	11.758.637.240	11.628.152.910	11.647.794.450
2	COSTOS TOTALES (a+b)	36.111.855	37.452.474	38.953.967	40.635.640	42.519.113	179.392.4778
	a) Fijos	34.774.116	36.114.735	37.616.228	39.297.901	41.181.374	178.054.739
	Depreciación	23.591.464	23.591.464	23.591.464	23.591.464	23.591.464	23.591.464
	Otros	10.827	10.827	10.827	10.827	10.827	10.827
	Amortización	11.171.825	12.512.444	14.013.937	15.695.610	17.579.083	154.452.447
	Inversión Diferida	0	0	0	0	0	0
	b) Variables	1.337.739	1.337.739	1.337.739	1.337.739	1.337.739	1.337.739
	Mano de Obra Directa	1.221.697	1.221.697	1.221.697	1.221.697	1.221.697	1.221.697
	Otros	116.042	116.042	116.042	116.042	116.042	116.042
3	UTILIDAD BRUTA (1-2)	11.826.546.690	11.776.139.420	11.719.683.270	11.656.452.390	11.585.633.800	11.468.401.980
4	IMPUESTOS	1.833.114.737	1.825.301.610	1.816.550.907	1.806.750.120	1.795.773.238	1.777.602.306
5	UTILIDAD NETA (3-4)	9.993.431.955	9.950.837.808	9.903.132.364	9.849.702.266	9.789.860.557	9.690.799.670

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					
	AÑOS		1	2	3	4	5	6-10
1	FUENTES	394.105.206	9.514.226.234	9.473.897.733	9.428.729.813	9.378.141.741	9.321.483.102	9.371.116.510
	Aporte Solicit.	394.105.206						
	Utilidad Neta		9.490.623.943	9.450.295.442	9.405.127.522	9.354.539.450	9.297.880.811	9.314.024.444
	Depreciación		4.597.717	4.597.717	4.597.717	4.597.717	4.597.717	4.597.717
	Otros Ingresos		23.591.464	23.591.464	23.591.464	23.591.464	23.591.464	23.591.464
	Capital de Trabajo							33.489.776
	Amort. Inver. Diferida		0	0	0	0	0	0
2	USOS	506.817.879	11.171.825	12.512.444	14.013.937	15.695.610	17.579.083	154.452.447
	Inversión Fija	125.891.236						
	Inversión Diferida	347.436.868						
	Capital de Trabajo	33.489.776						
	Amortización		11.171.825	12.512.444	14.013.937	15.695.610	17.579.083	154.452.447
3	FLUJO ECONÓMICO ACTUAL (1-2)	0	9.503.054.409	9.461.385.289	9.414.715.875	9.362.446.132	9.303.904.019	9.216.664.063
4	FLUJO ECONÓMICO ACUMULADO	0	9.503.054.409	18.964.511.490	28.379.166.670	37.741.666.670	47.045.505.720	56.262.502.460

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 fórmula:

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

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	394.105.206
1	9.503.054.409
2	9.461.385.289
3	9.414.715.875
4	9.218.767.971
5	9.303.904.019
6-10	9.216.664.063

Fuente: Elaboración propia, 2012.

Aplicando los datos a la fórmula 6-2:

$$VAN = -\frac{394.105.206}{1 + 0,12^0} + \frac{9.503.054.409}{1 + 0,12^1} + \frac{9.461.385.289}{1 + 0,12^2} + \frac{9.414.715.875}{1 + 0,12^3} + \frac{9.218.767.971}{1 + 0,12^4} + \frac{9.303.904.019}{1 + 0,12^5} + \frac{9.216.664.063}{1 + 0,12^6}$$

El valor del VAN es:

$$VAN = 38.489.367.820 \text{ \$us}$$

Este resultado significa que invirtiendo 506.817.879 \$us y obteniendo utilidades anuales de 394.105.206; 9.503.054.409; 9.461.385.289; 9.414.715.875; 9.218.767.971; 9.303.904.019 y 9.216.664.063 \$us y con una tasa de actualización del 12 % el proyecto produce 38.489.367.820 \$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, 1994).

$$TIR = i_1 + (i_2 - i_1) \frac{VAN_1}{VAN_1 + VAN_2} \quad (6-4)$$

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:

$$TIR = 21 + (22 - 21) \frac{30.383.764.370}{30.383.764.370 + 29.656.752.870}$$

El valor del TIR es:

$$TIR = 21,506 \%$$

El valor que se obtuvo de la TIR que es de 21,506 % significa; si se calcula el VAN con una $i = 21,506 \%$ 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, 1994).

Con la siguiente fórmula:

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

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	11.862.658.550	11.813.591.890	11.758.637.240	11.697.088.030	11.628.152.910	11.647.794.450
Costo	671.380.808	670.040.189	668.538.695	666.857.023	664.973.550	665.510.204

Fuente: Elaboración propia, 2012.

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

$$B/C = 1,523$$

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. Éste 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, 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	506.817.879	
1		9.850.480.450
2		9.808.811.330
3		9.762.141.916
4		9.709.872.172
5		9.651.330.060
6-10		9.613.682.802

Fuente: Elaboración propia, 2012.

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

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

$$FN_{pa} = \frac{9.732.719.788}{10}$$

$$FN_{pa} = 973.271.978,8$$

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

$$P = \frac{5.068.178.788}{973.271.978,8}$$

$$P = 5$$

El periodo de recuperación de la inversión será aproximadamente de cinco 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	11.862.658.550	11.813.591.890	11.758.637.240	11.697.088.030	11.628.152.910	11.647.794.450
	Costos	671.380.808	670.040.189	668.538.695	666.857.023	664.973.550	665.510.204
1	Utilidad Bruta	11.191.277.740	11.143.551.170	11.090.098.540	11.030.231.000	10.963.179.360	10.982.284.250
2	Depreciación	23.591.464	23.591.464	23.591.464	23.591.464	23.591.464	23.591.464
3	Utilidad Neta (1+2)	11.214.869.200	11.167.143.170	11.113.690.010	11.053.822.470	10.986.770.820	11.005.875.710
4	Amortización	11.171.825	12.512.444	14.013.937	15.695.610	17.579.083	154.452.447
	UTILIDAD LIQUIDA (3-4)	11.203.697.380	11.154.630.720	11.099.676.070	11.038.126.860	10.969.191.740	10.851.423.270

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		506.817.879
1	11.203.697.380	
2	11.154.630.720	
3	11.099.676.070	
4	11.038.126.860	
5	10.969.191.740	
6	10.851.423.270	

Fuente: Elaboración Propia, 2012.

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

$$RI = \frac{110.527.910}{506.817.879}$$

$$RI = 0,218$$

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 ingresos en un 6 %

Tabla VI-11
Análisis de sensibilidad
Disminución de los ingresos en un 6 %

AÑO	BENEFICIOS A	COSTOS B	BENEF. NETOS A-B
0	382.282.050	506.817.879	-124.535.829
1	11.506.778.790	671.380.808	10.835.397.982
2	11.459.184.140	670.040.189	10.789.143.951
3	11.405.878.120	668.538.695	10.737.339.425
4	11.346.175.390	666.857.023	10.679.318.367
5	11.279.308.320	664.973.550	10.614.334.770
6	11.298.360.620	665.510.204	10.632.850.416

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:

$$\text{VAN} = 37.610.623.300 \text{ \$us}$$

$$\text{TIR} = 21,015 \%$$

$$\text{B/C} = 1,236$$

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

Tabla VI-12
Análisis de sensibilidad
Incremento de los ingresos en un 6%

AÑO	BENEFICIOS A	COSTOS B	BENEF. NETOS A-B
0	394.105.206	537.226.952	-143.121.746
1	11.862.658.550	711.663.656	11.150.994.894
2	11.813.591.890	710.242.600	11.103.349.290
3	11.758.637.240	708.651.017	11.049.986.223
4	11.697.088.030	706.868.444	10.990.219.586
5	11.628.152.910	704.871.963	10.923.280.947
6	11.647.794.450	705.440.816	10.942.353.634

Fuente: Elaboración propia, 2012.

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

$$\text{VAN} = 46.339.008.260 \text{ \$us}$$

$$\text{TIR} = 25,892$$

$$\text{B/C} = 1,845$$

Variando los ingresos y los costos se siguen obteniendo datos favorables, los cuales indican que el proyecto de la implementación de una Planta para la Producción de Metanol a partir del Gas Natural es rentable.

CAPÍTULO VII

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

7.1. CONCLUSIONES

Tras el estudio e investigación realizados para el proyecto del “Diseño de una Planta de Producción de Metanol a partir del Gas Natural, para la Planta Gran Chaco” se llega a las siguientes conclusiones:

- ❖ Se realizó un diseño de una Planta para la Producción de Metanol a partir del Gas Natural, con una capacidad de 2.700 TM/día de metanol, cumpliendo con las especificaciones del producto para la respectiva comercialización se alcanzó un 99,92 % en peso.
- ❖ El mercado del metanol es a nivel mundial, el cual presenta una creciente demanda del producto en proyección al 2025 será de 129.950.000 TM/a que se duplica a la demanda actual del producto, de tal manera que para un país latinoamericano como Bolivia es una gran oportunidad de hacerle frente y desarrollar el sector petroquímico con la producción de metanol, explotando así el mayor recurso tarijeño que es el Gas Natural.
- ❖ Evidentemente para este proyecto de Producción de Metanol a partir del Gas Natural, la tecnología más adecuada es el Proceso de Lurgi MegaMethanol de baja presión que permitió obtener muy buenos resultados tanto en el sector productivo como también en la parte económica.
- ❖ El Gas Natural que se utilizará como materia prima es extraído de los principales pozos gasíferos del departamento de Tarija del gas exportado a la Argentina (Margarita, San Antonio y San Alberto) por lo cual se determina la localización de la planta de producción de metanol entre la provincia Gran Chaco-Yacuiba y la población de Madrejón por cumplir con las exigencias de aceptabilidad, factibilidad, productividad y también como lugar estratégico en la frontera.

- ❖ El dimensionamiento del reactor de síntesis de metanol está acorde a la cantidad de metanol que se pretende producir, usando un catalizador industrialmente probado en base a cobre, el mismo que permite un mayor rendimiento al proceso y una mayor eficiencia económica al proyecto.
- ❖ Realizado el estudio de prefactibilidad, respecto a la implementación de una Planta de Producción de Metanol en el departamento de Tarija, establece ser un proyecto que requiere una considerable inversión para su ejecución con un valor de 506.817.879 \$us, de acuerdo con los indicadores económicos para instalaciones de proyectos, el VAN es 38.489.367.820 \$us y la TIR es 21,506 % el desarrollo de la ingeniería básica de una planta de metanol, demuestra una alta rentabilidad y un retorno de la inversión a un plazo de 5 años.
- ❖ La implementación de una Planta de Producción de Metanol demanda de hacer un compromiso con la salud, la seguridad y el medio ambiente. Si bien el metanol se asocia con ciertos peligros, también es cierto que dichos peligros pueden mantenerse bajo control a fin de reducir los riesgos que éste podría significar para las personas y el medio ambiente durante todo el ciclo de vida del producto que éste implica.

7.2. RECOMENDACIONES

Después de un análisis del proyecto y las conclusiones del estudio de prefactibilidad sobre el “Diseño de una Planta de Producción de Metanol a partir del Gas Natural, para la Planta Gran Chaco” se recomienda lo siguiente:

- ❖ Para Y.P.F.B. es oportuno que se ejecute el “Estudio de Factibilidad” del Diseño de una Planta de Producción de Metanol a partir del Gas Natural en el departamento de Tarija en la zona petrolera para revalidar y afirmar los resultados obtenidos en la presente investigación, a objeto de presentar como una alternativa a los involucrados en el campo para generar ingresos económicos mejorando el desarrollo de nuestro país y crear fuentes de trabajo.
- ❖ Una vez puesto en marcha el proyecto, sería conveniente analizar las posibilidades de implementar la producción de algunos derivados del metanol, tanto para el uso como combustible o para la base de otros químicos, entre los cuales hay uno muy destacado como un combustible limpio que es el DME y otros que sean pertinentes; 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.
- ❖ Desarrollar con inversiones para que mejore y se implemente las industrias de los hidrocarburos y petroquímica debido a que el país es rico en recurso natural del “Gas Natural” que no son aprovechados como se debería, ocasionando que Bolivia sea un país en vías de desarrollo.
- ❖ En el sector académico plantear alternativas de interés para el sector estudiantil en el campo de los hidrocarburos, puesto que es muy amplio y prometedor en nuestros días.