

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA

FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y TEXTIL



**“ESTUDIO DE PRE-FACTIBILIDAD DE LA APLICACIÓN DE LA
TECNOLOGÍA GAS TO LIQUID PARA LA OBTENCIÓN DE
CARBURANTES PARA EL MERCADO PERUANO Y EXTERNO”**

TESIS

PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE:

INGENIERO QUÍMICO

PRESENTADO POR:

HILDEBRANDO LOAYZA LEÓN
RODDY JEAN MONTOYA VALER

LIMA – PERÚ

2014

DEDICATORIA

***El presente trabajo va dedicado a
nuestras familias que, con su apoyo
moral y desinteresado hacen posible
la realización y traslado sobre un
camino trazado.***

RESUMEN

El presente estudio de pre factibilidad se centra en la posibilidad de inversión en el proyecto de industrialización del gas natural peruano a través de la tecnología desarrollada y patentada por los alemanes Franz Fischer y Hans Tropsch hacia 1925, teniendo como objetivo maximizar los destilados medios, de los cuales nuestro país es deficitario, teniendo como sinergia el proyecto del gasoducto sur andino.

Se realizó una investigación estadística del mercado peruano en base los reportes publicados por el ministerio de energía y minas, se correlaciono la demanda de diesel 2 (principal destilado medio desde el punto de vista comercial e industrial) con las posibles variables del mercado según referencias de estudios previos del ministerio de energía y minas, la data obtenida de determino que el mercado de diesel 2 se correlaciona en gran medida con el producto interno bruto del sector extractivo y del transporte, en el anexo II se adiciona el estudio del mercado boliviano como posibilidad de exportación, teniendo como referencia su déficit en este carburante. El estudio incluye un modelamiento matemático que permite proyectar el déficit futuro, considerando que no se darán nuevos proyectos de inversión, y muestra que solo el mercado peruano ofrece posibilidades de inversión en este tópico.

La tecnología está disponible en numerosas patentes y compañías, se ha desarrollado grandes proyectos de inversión a escala comercial en el mundo, donde las condiciones del carbón y luego el gas natural permiten viabilizar una gran inversión. Las etapas del proceso están claramente desarrolladas en la investigación, se presenta las cuatro etapas principales desarrolladas con los balances de masa y energía, los equipos principales que deben ser considerados y en base a la metodología de índices de costo se determino el valor promedio de inversión en capital fijo que requiere el presente proyecto.

Finalmente, con la demanda proyectada al año 2020, la ingeniería probada para esta condición esperada y el valor de los costos de inversión se procedió a analizar la viabilidad económica del proyecto que, cuenta con el fuerte respaldo del gobierno,

permitiría superar el déficit de destilados medios, y la posibilidad de garantizar la demanda a través del gasoducto Sur Andino, sin embargo se presentó un periodo de recupo de nueve años para el caso base, reduce el atractivo económico para los inversionistas. La sinergia con otros proyectos, un precio del barril de crudo por encima de los ciento veinte dólares y condiciones tributarias podrían mejorar la rentabilidad del proyecto que debería ser revisado como una continuación al presente proyecto.

INDICE

CARATULA	i
DEDICATORIA	ii
RESUMEN	iii

I. PERFIL DE PROYECTO DE GRADO	
1.1 ANTECEDENTES	1
1.2 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	3
1.3 OBJETIVOS	4
1.3.1 OBJETIVO GENERAL	4
1.3.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS	4
1.4 JUSTIFICACIÓN	5
1.5 MARCO TEÓRICO	7
1.6 PLANTEAMIENTO DE LA HIPÓTESIS	10
1.7 CONCLUSIÓN	11
II. ESTUDIO DE MERCADO	
2.1 INTRODUCCIÓN	12
2.2 OBJETIVO GENERAL	12
2.2.1 OBJETIVOS ESPECÍFICOS	13
2.3 PROCEDIMIENTO PARA LA ELABORACIÓN DEL ESTUDIO DE MERCADO	13
2.4 ANÁLISIS DE LA DEMANDA DE DIESEL OIL	14
2.4.1 DEMANDA HISTÓRICA DIESEL OIL EN PERÚ	14
2.4.2 ESTUDIO ECONOMÉTRICO DEL COMPORTAMIENTO HISTÓRICO DE LA DEMANDA	16
2.4.3 VARIABLES EXPLICATIVAS SELECCIONADAS PARA EL ESTUDIO ECONOMÉTRICO DE LA DEMANDA HISTÓRICA DE DIESEL OIL EN PERÚ	17
2.4.4 MÉTODOS DE PROYECCIÓN ESTADÍSTICOS	18

2.4.5 SELECCIÓN DE LAS ECUACIONES ECONOMÉTRICAS DEL COMPORTAMIENTO HISTÓRICO DE LA DEMANDA	19
2.4.6 COMPARACIÓN DE LA DEMANDA MODELO Y LA DEMANDA HISTÓRICA DE DIESEL OIL EN PERÚ.	21
2.4.7 DEMANDA PROYECTADA DIESEL OIL PERÚ	22
2.5 ANÁLISIS DE LA OFERTA DE DIESEL OIL	24
2.5.1 OFERTA HISTÓRICA DE DIESEL OIL PERÚ	24
2.5.1.1 EFECTO CAMISEA SOBRE LA INDUSTRIA DE REFINACIÓN DE PETRÓLEO.	27
2.6 DEMANDA INSATISFECHA DEL MERCADO OBJETIVO	29
2.6.1 ANÁLISIS DE LA DEMANDA DEL MERCADO OBJETIVO	30
2.7 CONCLUSIONES	31
III. INGENIERIA DEL PROYECTO	
3.1 INTRODUCCIÓN	33
3.2 OBJETIVOS Y ALCANCE	34
3.3 ETAPAS DE PROCESO GAS TO LIQUID (GTL)	34
3.3.1 PROCESOS INDUSTRIALES DE PRODUCCIÓN DE GAS DE SÍNTESIS	35
3.3.1.1 REFORMADO AL VAPOR	35
3.3.1.2 OXIDACIÓN PARCIAL	36
3.3.1.3 REFORMADO AUTOTÉRMICO	37
3.3.1.4 ANÁLISIS Y CONCLUSIÓN	39
3.3.2 PROCESOS INDUSTRIALES DE PRODUCCIÓN DE CRUDO SINTÉTICO	39
3.3.2.1 SÍNTESIS DE FISCHER-TROPSCH	39
3.3.2.2 TECNOLOGÍA DE REACTORES TIPO SLURRY	41
3.3.2.3 TECNOLOGÍA DEL REACTOR MULTITUBULAR CON LECHO FIJO DE CATALIZADOR	42
3.3.2.4 LECHO FLUIDIZADO	44
3.3.2.5 ANÁLISIS Y CONCLUSIÓN	45

3.3.3 PROCESOS INDUSTRIALES DE TRATAMIENTO DE CRUDO SINTÉTICO	45
3.3.3.1 UNIDAD DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA	48
3.3.3.2 UNIDAD DE HIDROTRATAMIENTO	48
3.3.4 PROCESOS INDUSTRIALES DE TRATAMIENTO DE EFLUENTES DE LA PLANTA GTL	49
3.3.5 ESCENARIO ACTUAL DE LA INDUSTRIA GTL-EMPRESAS	50
3.4 CARACTERIZACIÓN DE LA MATERIA PRIMA	51
3.5 RESUMEN DE TECNOLOGÍAS SELECCIONADAS	52
3.6 BASES DEL DISEÑO	52
3.7 DESCRIPCIÓN DE PROCESO	53
3.8 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO	54
3.9 BALANCES GLOBALES DE MASA Y ENERGÍA	56
3.10 RESULTADOS DE DISEÑO-REQUERIMIENTOS DE LA PLANTA	57
3.11 PLAN DE PRODUCCIÓN Y OBRAS CIVILES	58
3.12 OBSERVACIONES Y CONCLUSIONES	58
3.12.1 OBSERVACIONES	58
3.12.2 CONCLUSIONES	58
IV. ESTUDIO DE LOCALIZACION	
4.1 INTRODUCCIÓN	60
4.2 OBJETIVOS Y ALCANCE	60
4.2.1 SITUACIÓN ACTUAL	60
4.2.2 ALCANCES	60
4.3 MACROLOCALIZACIÓN	61
4.3.1 MACROZONA FUENTE DEL GAS	61
4.3.2 DESCRIPCIÓN DEL GASODUCTO ANDINO DEL SUR	65
4.3.3 VIABILIDAD DEL GASODUCTO ANDINO DEL SUR	69
4.4 DESCRIPCIÓN DE LOCALIZACIÓN DEL PROYECTO	71
4.5 CONCLUSIONES	72

V.	INVERSIONES Y COSTOS	
5.1	INTRODUCCIÓN	73
5.1.1	INVERSIÓN EN CAPITAL FIJO	75
5.1.2	CALCULO DE LA INVERSIÓN FIJA	77
5.1.2.1	MÉTODO DE LOS ÍNDICES DE COSTOS	77
5.1.2.2	MÉTODO DEL EXPONENTE DE CAPACIDAD	80
5.1.2.3	MÉTODO DE FACTORES DE COSTOS	82
5.1.3	SOFTWARE DE ESTIMACIÓN DE COSTO DE CAPITAL	85
5.2	CALCULO DE COSTOS DE EQUIPOS PRINCIPALES	92
5.3	CALCULO DE COSTOS DE INVERSIONES EN CAPITAL FIJO	98
5.4	CÁLCULO DE COSTOS DE CAPITAL DE TRABAJO	99
5.5	CONCLUSIONES	101
VI.	EVALUACION ECONOMICA	
6.1	INDICADORES PARA LA EVALUACIÓN ECONÓMICA	102
6.2	EL CASO BASE	102
6.3	ESTADO DE GANANCIAS Y PÉRDIDAS	103
6.4	EVALUACIÓN ECONÓMICA	105
6.5	CONCLUSIONES	107
VII.	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	
7.1.-	CONCLUSIONES	109
7.2.-	RECOMENDACIONES	110

BIBIOGRAFIA

ANEXOS

Índice de Tablas

Tabla 1.1: porcentajes de inversión en cada etapa GTL

Tabla 2.1: demanda total de diesel con importación – periodo 2001-2011

Tabla 2.3: comparación entre la demanda del modelo y la demanda total histórica de diesel, Periodo 2001-2011.

Tabla 2.4: data proyectada de las variables que explican el comportamiento de la demanda, periodo 2011-2022.

Tabla 2.5: proyección de demanda total de diesel, periodo 2012-2022.

Tabla 2.5: capacidades de refinación - Perú.

Tabla 2.6: demanda insatisfecha del mercado peruano (BPD)

Tabla 3.1: comparación de tecnologías para la obtención de gas de síntesis

Tabla 3.2: condiciones de operación del reactor de lodos.

Tabla 3.3: propiedades básicas para crudo sintético/syncrude:

Tabla 3.4: composición del crudo sintético:

Tabla 3.5: composición crudo Brent.

Tabla 3.6: listado de empresas según las condiciones que ofrecen para el desarrollo de proyectos “Gas To Liquids”

Tabla 3.7.- composición del gas natural

Tabla 3.8: resumen de las tecnologías seleccionadas para el proceso GTL propuesto.

Tabla 3.9: resumen de las bases generales de diseño del proceso GTL propuesto

Tabla 3.10: resumen de los balances globales de materia y energía del proceso GTL

Tabla 3.11: resumen de las Unidades de proceso Principales requeridas del Proceso GTL propuesto

Tabla 3.12: resumen de las unidades de proceso secundarias requeridas del proceso GTL propuesto

Tabla 3.13: plan de Producción del proceso GTL Propuesto

Tabla 4.1: características del proyecto

Tabla 5.1: factores de Costo

Tabla 5.2: lista de equipos principales.

Tabla 5.3: resumen de equipos.

Tabla 5.4.- costos de inversión en equipos principales.

Tabla 5.5.- Distribución de capital de trabajo

Tabla 6.1: condiciones de caso base.

Tabla 6.2: estado de ganancias y pérdidas en caso base. (MMUS\$ del año 0) desde el año 4 al año 12 de producción.

Tabla 6.3: estado de ganancias y pérdidas en caso base. (MMUS\$ del año 0) desde el año 13 al año 20 de producción.

Tabla 6.4: flujo de caja proyectado en caso base. (MMUS\$ del año 0) desde el año 1 al año 10 de producción.

Tabla 6.5: Flujo de caja proyectado en caso base. (MMUS\$ del año 0) desde el año 11 al año 20 de producción.

Tabla 6.6.- Resultados de indicadores económicos del caso base.

Tabla 6.7: sensibilidad del proyecto para diferentes escenarios.

Índice de Figuras

Figura 1.1: reservas probadas de gas natural

Figura 1.2: cambio en la matriz energética

Figura 1.3: balanza comercial hidrocarburos

Figura 1.4: reservas probadas de gas natural al 2010 en américa latina y caribe

Figura 1.5: balanza comercial diesel

Figura 2.1: demanda histórica de diesel en Perú

Figura 2.3: consumo diesel por sectores

Figura 2.4: comparación demanda modelo e histórica diesel, período 2000-2011

Figura 2.5: demanda histórica y proyectada para diesel período 2001-2022

Figura 2.6: producción de diesel

Figura 2.7: demanda insatisfecha de diesel en el mercado objetivo.

Figura 3.1. esquema general de las etapas de proceso de la industria GTL.

Figura 3.2: diseño de reactor de lodos.

Figura 3.3: diseño de reactor multitubular.

Figura 3.4: diseño de reactor synthol de lecho fluidizado circulante.

Figura 3.5: assay del crudo sintético.

Figura 3.6: diseño básico de una poza de separación API

Figura 3.7: diagrama de flujo del proceso

Figura 4.2: áreas con potencial gasífero

Figura 4.3: potencial gasífero sur Peruano

Figura 4.4: zonas actuales de explotación de gas natural

Figura 4.5: plano de ubicación del gasoducto sur andino

Figura 4.6: recorrido gasoducto sur andino

Figura 4.7: esquema simplificado gasoducto sur andino.

Figura 4.8: viabilidad proyecto con 3 TFC de gas asegurado.

Figura 4.9: viabilidad del proyecto con 6 TFC de gas asegurado.

Figura 5.1: índice de costo para unidades de proceso de Chemical Engineering.

Figura 5.2: índice costo para unidades de proceso de Nelson, Marshall, Chemical Engineering, Engineering News Record.

Figura 5.3: exponentes de capacidad para diferentes equipos industriales.

Figura 5.4: exponentes de capacidad para equipos varios.

Figura 6.1: Flujo Neto de Fondos Acumulado y Periodo de Recupero de Inversión.

CAPITULO I

PERFIL DEL PROYECTO DE GRADO

1.1. ANTECEDENTES

En la actualidad, el Gas Natural es, dentro del sector energético (por su uso), el combustible de mayor crecimiento en el mundo, por las ventajas que ofrece su aplicación en la industria, siderúrgica, petroquímica y sector doméstico además como fuente generadora de electricidad.

En el Perú, para finales del año 2011 se tiene una reserva probada de 12,7 TCF de Gas Natural (ver evolución en el cuadro) que según consumo y compromisos pactados, estima un tiempo de vida para 20 años. Es por ello que podemos y debemos industrializar nuestro gas para diversos usos, uno de ello sería para la producción de diesel.

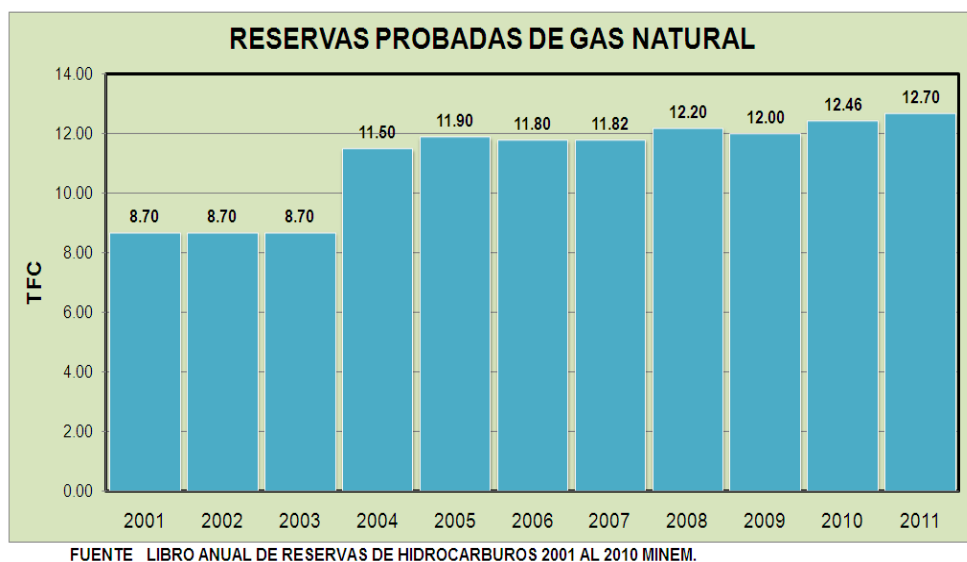


Figura 1.1: reservas probadas de gas natural

Bajo esta nueva perspectiva, la matriz energética del país cambia para nuestro beneficio. La idea es: consumir lo que tenemos dentro y dejar de consumir lo que el país no produce e importa.

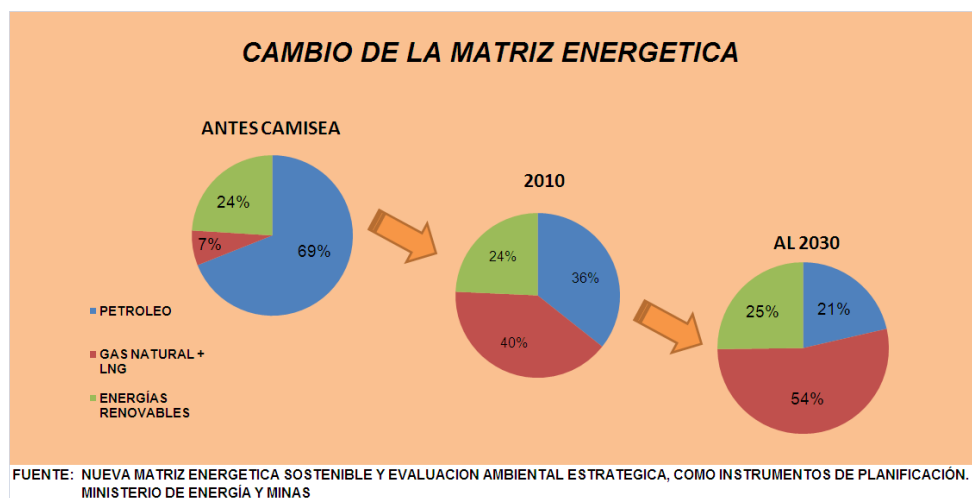


Figura 1.2: cambio en la matriz energética

La energía es esencial para lograr el anhelado desarrollo industrial. El gas natural se adapta a las necesidades modernas y por lo tanto ofrece, a los países que la poseen y explotan, una ventaja competitiva importante. Estas ventajas del gas natural sobre otras fuentes de energía han hecho que su utilización se incremente constantemente durante los últimos años.

Todas las ventajas que ofrece el gas natural como fuente de energía, ha ocasionado que se otorgue mayor énfasis en la búsqueda de nuevos yacimientos en el mundo, y el desarrollo de nuevas tecnologías para la industrialización del gas natural dirigido a la obtención de productos de mayor valor agregado.

Por lo anteriormente expuesto, consideramos interesante evaluar desde el punto de vista técnico y económico su posibilidad de uso como materia prima para su conversión en productos carburantes que satisfagan las necesidades del mercado Peruano y quizá otros mercados deficitarios en hidrocarburos refinados. De ser factible esta posibilidad tecnológica se contribuiría al desarrollo industrial y generación de fuentes de empleo en la zona de influencia del proyecto. También se busca alentar a una adecuada utilización del gas que permita el crecimiento económico del país.

Por tanto, el proyecto - tesis tiene como finalidad estudiar de modo concreto, una de las formas de industrialización del gas natural, como es la aplicación de la tecnología GTL (Gas to Liquid) para la producción de

productos carburantes (diesel principalmente), de tal forma que pueda reemplazarse los volúmenes importados de los mismos, teniendo como materia prima el gas natural de Camisea.

1.2.- PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

Perú es un país deficitario en diesel. Al consultarse fuentes de información como la Balanza Comercial de Hidrocarburos del Ministerio de Energía y Minas, se señala que se importa grandes cantidades de diesel para satisfacer el mercado interno.

Del gráfico mostrado del historial de la balanza comercial, observamos déficit año a año, sin embargo en el 2008 hay un pico debido principalmente a la aplicación de la ley 28694 que **regula el contenido de azufre en combustibles diesel**, emitido el 22 de Marzo del 2006 para entrar en vigencia en 2008 con beneficios tributarios para la promoción de diesel S50; ello justificó la alta importación de ese combustible. Para finales del 2008 con el estallido de la crisis americana, las importaciones de diesel disminuyen principalmente por la suspensión de las grandes inversiones minera que son los mayores consumidores de este combustible.

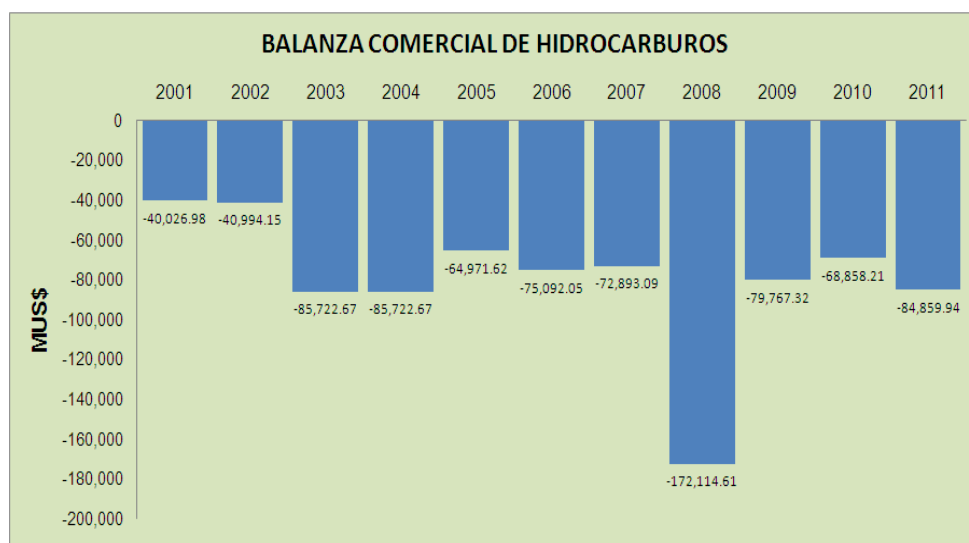


Figura 1.3: balanza comercial hidrocarburos

Fuente: Ministerio de Energía y Minas, elaboración propia.

Por ello surge una interrogante de porque un país como Perú, con importantes reservas de Gas Natural tenga necesidad de importar diesel para satisfacer la demanda nacional, existiendo alternativas de Industrialización del gas entre las que puede destacarse aquella que permita convertir dicha materia prima en hidrocarburos líquidos, con los cuales pueda obtenerse productos como el diesel.

Ahora bien nos preguntamos: ***¿El estudio de pre-factibilidad de Industrialización del Gas Natural mediante tecnología GTL otorgará una alternativa concreta, de modo que se pueda obtener productos combustibles como el diesel de mayor valor comercial para suplir el déficit que actualmente se encuentra cubierto por las importaciones?***

1.3 OBJETIVOS

1.3.1 OBJETIVO GENERAL

Evaluar la factibilidad de la industrialización del gas natural enfocado al rubro de los combustibles, en particular al diesel, de modo que se pueda obtener productos con mayor valor agregado para suplir el déficit que actualmente se encuentra cubierto por las importaciones.

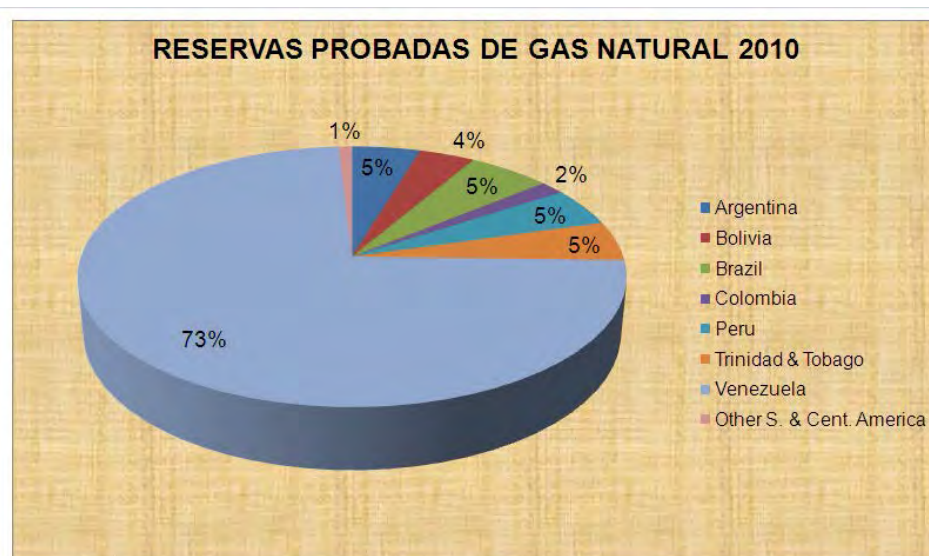
1.3.2 OBJETIVOS ESPECIFICOS

- o Realizar un análisis de la situación actual del mercado del diesel en Perú, además de otros mercados con posibilidades que contemple un mayor mercado de exportación.
- o Realizar un análisis y selección de alternativas tecnológicas de industrialización de gas natural como materia prima para la producción de combustibles sintéticos.
- o Diseñar una planta industrial de gas natural para su conversión en hidrocarburos líquidos.
- o Analizar alternativas para la construcción de una planta de GTL en función a las facilidades de localización.
- o Hacer un análisis económico y financiero en base a la tecnología seleccionada.

- o Determinar que la planta estudiada se localice en la costa sur del Perú, dándole énfasis al desarrollo del GASODUCTO ANDINO DEL SUR cuya ejecución debería estar previsto para el 2021.

1.4 JUSTIFICACIÓN.

El gas natural es un recurso estratégico no solo para la economía Peruana, sino para la economía regional latinoamericana, ya que puede contemplar, en un futuro, nuestra participación en mercados de países vecinos con productos derivados de la industrialización del gas. De esta manera, un producto tan valioso como el gas, puede convertirse en la base del crecimiento y desarrollo a futuro del país.



FUENTE: STATICAL REVIEW OF WORLD ENERGY FULL REPORT 2011

Figura 1.4: Reservas Probadas de Gas Natural al 2010 en América Latina y Caribe

En Perú actualmente se resuelve el problema de déficit de diesel realizando importaciones de dicho producto, ya que no se ha desarrollado completamente enfrentar este problema. También hay que considerar que el consumo de combustibles ha ido aumentando con el transcurso del tiempo y por lo tanto, debe existir una mayor producción de diesel en el país para lograr cubrir su mercado interno, y favorecer a la balanza comercial de Hidrocarburos.

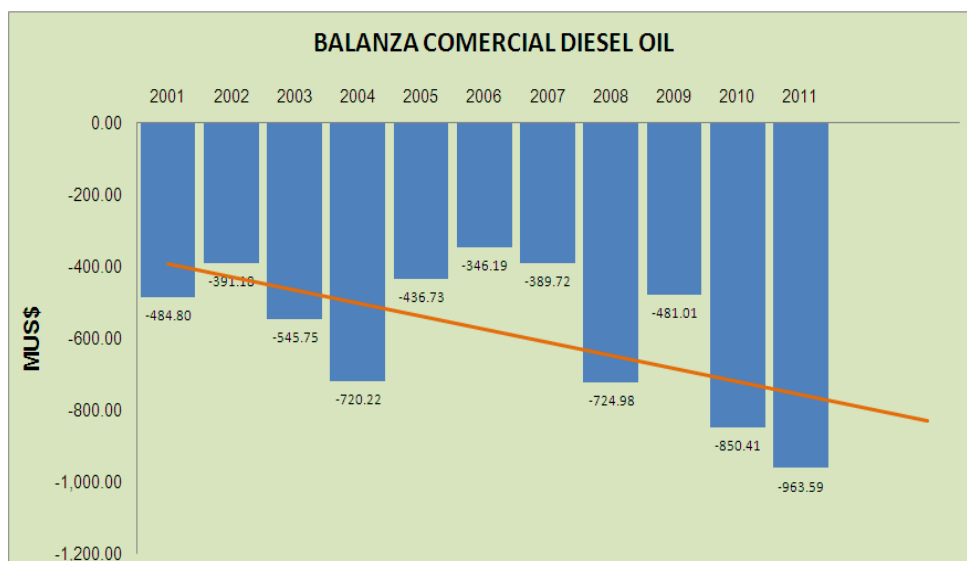


Figura 1.5: balanza comercial diesel

Fuente: Ministerio de Energía y minas.

Elaboración propia.

Para lograr un cambio de la realidad actual, se hace necesario buscar alternativas para la solución de este problema, contemplando posibles formas de industrialización del gas que estén dentro de las posibilidades y condiciones existentes, y que son aplicables de otorgar soluciones al déficit de diesel.

La investigación se realizará para determinar la factibilidad de la aplicación de la tecnología GTL para la transformación del Gas Natural en productos combustibles, como es el caso del diesel que pretende ser una alternativa novedosa para industrializar el gas; hay que tomar en cuenta que las reservas del petróleo existentes en la región están en decremento conforme transcurre el tiempo y por otra parte existe un incremento en el consumo de combustibles lo que crea una fuerte corriente que orienta a la utilización del Gas Natural como materia prima alternativa para la obtención de este tipo de productos.

En base a lo mencionado se han determinado dos necesidades fundamentales que enmarcan el porqué se va a realizar el proyecto de investigación.

Como primera necesidad, está contemplado cubrir el déficit de diesel en cuanto a consumo vehicular e industrial para su propio desarrollo. En tal sentido y en base al aprovechamiento de las fuentes de recursos naturales, con una planta de GTL se elabore un estudio de pre-factibilidad que analice la aplicación de las tecnologías existentes y otorgar una alternativa concreta de solución a la problemática existente.

1.5 MARCO TEORICO

El Gas Natural es el de mayor proyección actualmente en la industria por su menor emisión de contaminantes utilizados hornos y calderos en muchos procesos productivos. Por sus características reemplaza ventajosamente a otros combustibles.

A continuación se muestran las diferentes aplicaciones industriales del Gas Natural:

a) USO INDUSTRIAL DIRECTO.- El gas natural, se aplica con mejores ventajas competitivas de calidad en los siguientes rubros manufactureros:

- Industria del vidrio
- Industria de alimentos
- Industria Textil
- Industria de cerámicas
- Industria del cemento
- Fundición de metales, etc.

b) OBTENCIÓN DEL HIERRO ESPONJA.- Para la producción de acero.

c) GENERADORA DE ENERGIA

- Generación de electricidad
- Cogeneración, (Generación de Vapor industrial y Electricidad)

d) MATERIA PRIMA PARA LA INDUSTRIA PETROQUÍMICA.- El gas natural es materia prima para la fabricación de diversos productos

petroquímicos: Industria del amoníaco y fertilizantes, explosivos, obtención de urea, Nitrato de amonio, obtención de solventes, metanol, Metil Iso-butileno (MTBE), obtención de combustible sintético, como diesel, obtención de naftas, kerosene, etc. (1)

El desarrollo de la tecnología GTL permite la venta y transporte de líquidos producidos en escala menor que los proyectos para LNG, éstos requieren mayor inversión y contratos que involucren grandes volúmenes de gas, que aseguren el mercado.

El gas natural debe ser reformado, para obtener *Gas de Síntesis*, ($\text{CO} + \text{H}_2$), en un ratio de 2:1, que nos producen parafinas e hidrocarburos pesados, pudiendo éstos ser sometidos a hidrotatamiento, es decir tratamiento con hidrógeno, produciendo diesel de alta calidad y nafta. Por ejemplo el índice de Cetano del diesel, en productos Fischer Tropsch es de 75, comparado con los 50 a 55 en un diesel comercial. (2)

Davy Process Technology indica que una unidad comercial es viable en el orden de los 30,000 barriles por día, con alrededor de unos 600 millones de dólares de inversión inicial (2). Compañías de la talla de Sasol y Chevron mencionan que a bajas temperaturas de la reacción Fischer Tropsch, alrededor de 250°C se producen destilados medios (diesel), y a temperaturas superiores alrededor de 350°C la reacción se orienta a gasolinas y olefinas. El reformado es la más costosa sección de una planta GTL, consta alrededor del 44 - 50% del monto de inversión, considerado así por Symtroleum y SRI Consulting respectivamente. (2)

Se menciona que la distribución de costos de inversión estaría de acuerdo a la siguiente tabla:

(1) CAREC, Ventajas del Uso del Gas Natural en el Sector Industrial, Ministerio de Energía y Minas, Lima-Perú, 2002, pp. 9-13

(2) PARKINSON Gerald, A New Era for Gas To Liquid Technology, Chemical Engineering, E.E.U.U., July 2002, pp. 29-30.

Tabla 1.1: Porcentajes de Inversión en cada etapa GTL

ITEM DE PROCESO	PORCENTAJE DEL COSTO DE INVERSIÓN
SECCION GAS DE SÍNTESIS	44%
REACTOR FISCHER TROPSCH	25%
SECCION REFINADO	13%
INFRAESTRUCTURA	18%
TOTAL	100%

Fuentes: Taking GTL forward – engineering a gas-to-liquids Project. Simon Clarke pag. 35. www.tcetoday.com

El mecanismo Fischer Tropsch, puede ser usada en muchos casos para convertir gas natural en combustibles líquidos sintéticos a costos competitivos comparados con los precios de los productos convencionales de petróleo, se pueden tener campos remotos pequeños o grandes locaciones industriales. En contraste a los descubrimientos de petróleo crudo donde se procede al desarrollo automático incluso en fronteras remotas, diverge al caso de descubrimientos de gas donde el mercado debe garantizarse para su desarrollo. ⁽³⁾

Numerosas compañías están desarrollando, una producción a gran escala de combustibles basados en el mecanismo de Fischer Tropsch. Existen planes de desarrollo en Indonesia, África, y en los Estados Unidos. En adición, mientras muchos combustibles alternativos que requieren sistemas de distribución completamente separados de las instalaciones actuales, los combustibles Fischer Tropsch pueden usar la infraestructura de distribución existente. Medios de transporte como barcos de combustible y líneas de petróleo crudo pueden usarse para los productos de esta tecnología. ⁽⁴⁾

De acuerdo a la comisión de energía de California, los combustibles Fischer Tropsch son de alta calidad. ⁽⁴⁾

En algunos casos el blending o mezcla con crudos naturales favorece a asuntos de políticas medio ambientales. ⁽³⁾

⁽³⁾ AGEE Mark, Converting natural gas into liquid fuels, Petrochemicals and Gas Processing, E.E.U.U., Summer 1997, pp. 107.

⁽⁴⁾ <http://www.epa.gov/otaq/consumer/fuels/altfuels/fischer.pdf>

Las actuales emisiones de contaminantes han aumentado considerablemente, los líquidos hidrocarburos de la química de Fischer Tropsch ofrecen una reducción potencial de contaminantes en comparación con el diesel convencional. La reducción de emisiones de óxidos de nitrógeno, pequeñas a nulas emisiones de material particulado, sulfuros y compuestos aromáticos; así como la reducción de las emisiones de hidrocarburos y de monóxido de carbono.⁽⁴⁾

Dentro de los beneficios económicos, se alcanzaría la autosuficiencia en el mediano y largo plazo en el consumo de diesel oil, el desarrollo de una actividad con inminente potencial exportador y de crecimiento e incremento de regalías por los volúmenes consumidos o producidos de gas natural y otros impuestos directos e indirectos imputables al proyecto.⁽⁵⁾

La industrialización del gas natural permitirá el establecimiento de industrias derivadas que garanticen una rentabilidad económica atractiva para los inversionistas nacionales o extranjeros. Pero más importante aún, impulsarán el establecimiento de otras industrias y actividades comerciales de soporte a ésta.

1.6. PLANTEAMIENTO DE LA HIPÓTESIS

Se propone realizar el estudio de pre-factibilidad que comprende: un estudio del mercado para la obtención de los requerimientos de diesel, así como la ingeniería asociada al proyecto, un estudio de la localización, una evaluación económica y financiera, con lo que obtendremos una propuesta concreta al problema del déficit de diesel.

1.6.1 Variable Independiente

El Estudio de pre-factibilidad para determinar la aplicación de la tecnología GTL orientada a la obtención de diesel, es decir la industrialización del gas natural.

⁽⁵⁾ www.udape.gov.bo/revista/art04.pdf

⁽⁶⁾ ESCALERA Saul, Industrialización del gas Natural Boliviano: Ventajas para Bolivia, PROMEC, Marzo 2003, Bolivia, pp.20-21

1.6.2 Variable Dependiente

Cubrir la existencia de un mercado de diesel no satisfecha por la producción nacional, esto otorgará una alternativa de solución al problema.

1.7 CONCLUSIÓN

En resumen, evaluando los datos históricos de la balanza comercial de hidrocarburos, balanza comercial del diesel, reservas probadas de gas natural y las perspectivas de consumo a futuro del diesel S50; el nombre de la presente tesis de grado será:

***ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD DE LA APLICACIÓN DE LA TECNOLOGIA
GAS TO LIQUID PARA LA OBTENCION DE CARBURANTES PARA EL
MERCADO PERUANO Y EXTERNO.***

CAPITULO II

ESTUDIO DE MERCADO

2.1 INTRODUCCIÓN

Conocedores de la importancia que tiene la industrialización del Gas Natural y frente al panorama actual en la que nuestras reservas probadas y probables son favorables, se propone en el presente Estudio de pre-factibilidad, tiene como objetivo establecer desde un punto de vista técnico y económico la posibilidad de Industrialización del Gas Natural para la obtención de productos carburantes limpios que contemple *el mercado peruano y externo*, entre éstos carburantes destaca la producción del diesel como producto principal para todo el presente trabajo de Tesis dado su situación deficitaria visto en la Balanza comercial de hidrocarburos.

El presente trabajo pretende proponer una alternativa para la producción de diesel que pueda cubrir la demanda insatisfecha local. Por lo tanto, en el estudio de mercado se evalúa bajo la premisa que puede subsanarse la sustitución de la importación de diesel con la correspondiente influencia en la reversión de la balanza comercial de hidrocarburos actualmente negativa.

En Perú, el diesel se sitúa entre los 50 primeros productos importados, ocupando la segunda posición, con un porcentaje de participación para el año 2011 de 2,5% de las importaciones totales.

2.2 OBJETIVO GENERAL

Sobre la base de la data histórica, se procederá al análisis de la demanda, la oferta y el precio del diesel así como también la identificación de los factores que puedan incidir en sus variaciones en el tiempo. *Denominaremos al mercado Peruano como el “Mercado Objetivo”*.

2.2.1 OBJETIVOS ESPECIFICOS

- Modelar matemáticamente el comportamiento de la demanda de diesel con la ecuación econométrica que reproduzca el comportamiento histórico para el período seleccionado: 2001-2011.
- Identificar las variables económicas que influyen en el comportamiento de la demanda de diesel.
- Sobre la base de los resultados anteriores, pronosticar la demanda de diesel al 2022.
- Estimar el comportamiento de la oferta de diesel para los principales productores de diesel.
- Analizar el comportamiento del precio del diesel y su relación con las variables que lo afectan.
- Concluir desde el punto de vista de economía de escala si amerita la construcción de una planta “Gas to Liquid” para la producción de diesel del mercado Peruano.

2.3. PROCEDIMIENTO PARA LA ELABORACION DEL ESTUDIO DE MERCADO

- Las variables económicas que influyen en el comportamiento de la demanda han sido compiladas del Instituto Nacional de Estadística e Informática (INEI), así como del Ministerio de Energía y Minas, entre otras fuentes de información. Se han tomado aquellas variables que muestran sensibilidad a la influencia del mercado de los carburantes.
- Se ha considerado utilizar un modelo multivariable lineal y no lineal para analizar el comportamiento de la demanda del diesel.
- El pronóstico se realizó con la ecuación y variables que mejor describan el comportamiento de la demanda.
- Se analizará el efecto Camisea para el caso del mercado Peruano, determinando la influencia de este proyecto en el análisis de la oferta.
- El análisis de la oferta incluye una descripción de las potencialidades actuales y futuras de la competencia en Perú.

- Se analizará la evolución del comportamiento del precio el cual será considerado para efectos de la evaluación económica en su capítulo respectivo.

2.4. ANALISIS DE LA DEMANDA DEL DIESEL.

Es importante realizar un análisis de la demanda de diesel para el mercado objetivo de forma que definiremos las expectativas de crecimiento y competitividad de la planta GTL, por ello se explora el panorama actual de su demanda, analizando las variables que influyen en sus variaciones y de esta manera obtener un valor estimado que nos permita establecer el orden de magnitud de su demanda proyectada para el periodo 2012-2022.

2.4.1. DEMANDA HISTÓRICA DE DIESEL EN PERÚ

Para realizar el análisis de la demanda histórica de diesel, se consigna los datos históricos obtenidos a partir del petróleo como parámetro principal. En la siguiente tabla 2.1, se muestra la tendencia de la demanda del diesel en todo el país durante el período 2001-2011. Este comportamiento servirá de base para la proyección de la demanda.

Tabla 2.1: Demanda Total de Diesel con Importación – Periodo 2001-2011

AÑO	VENTAS TOTALES DE DIESEL OIL (BPD)
2001	49,977
2002	49,250
2003	54,683
2004	63,735
2005	58,625
2006	59,603
2007	64,920
2008	72,890
2009	77,470
2010	83.450
2011	94.300

Fuente: www.minem.gob.pe

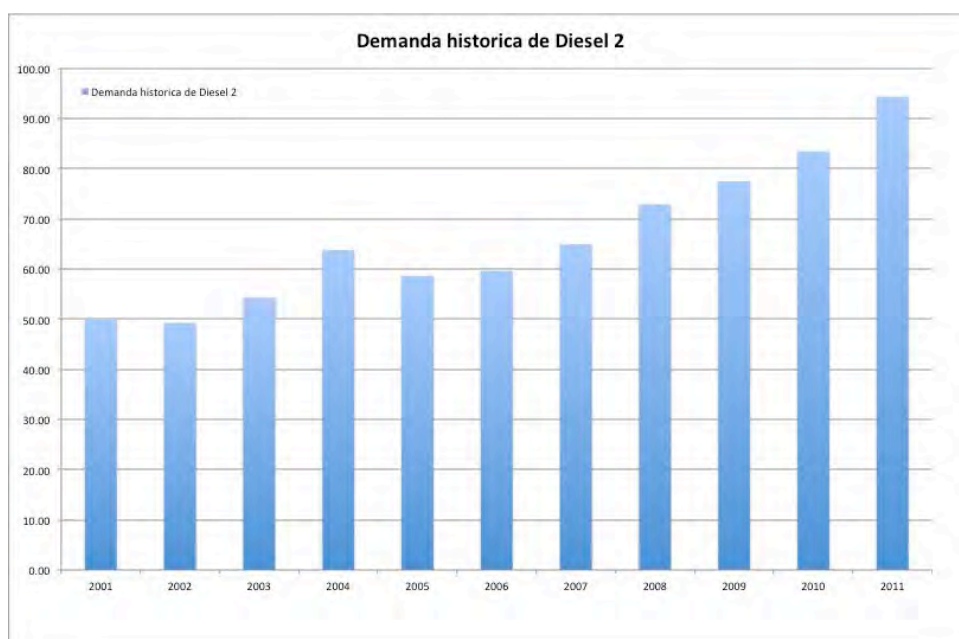


Figura 2.1: Demanda Histórica de Diesel en Perú
Fuente: Elaboración Propia

De acuerdo a la Figura 2.1, se observa que el consumo nacional histórico de diesel ha mantenido una tendencia con crecimiento constante, con algunos años atípicos. La demanda de diesel mantiene un crecimiento positivo primordialmente por el incremento en el parque automotor y una mayor actividad económica industrial. Durante el año 2000, se considera que existió un buen año hidrológico, lo cual ha reducido significativamente el impacto del incremento del consumo del diesel debido a que este carburante es empleado para la generación de energía eléctrica, según fuentes del ministerio de energía y minas durante el período 2000-2002, la demanda de diesel disminuyó en un promedio de 5% porque el comercio informal comenzó a adulterarlo con Kerosene; hacia el 2004 se corrigió el desnivel de impuestos entre el diesel y el Kerosene notándose una recuperación en el crecimiento.

Para el año 2004 ingresa el proyecto camisea, constituyendo el reemplazo parcial del diesel por el gas natural, lo que reduce la demanda de éste carburante notándose el efecto durante el 2005.

Desde el 2006 en adelante el crecimiento se mantiene continuo debido principalmente a los proyectos mineros en desarrollo y el crecimiento del parque automotor.

2.4.2 ESTUDIO ECONOMÉTRICO DEL COMPORTAMIENTO HISTÓRICO DE LA DEMANDA

El procedimiento de proyección de la demanda se realizará analizando diferentes modelos estadísticos, para realizar el pronóstico del comportamiento futuro de las variables que son influyentes en la demanda del diesel, para lo cual se establecen los siguientes pasos:

- Realizar una búsqueda de todas las posibles variables que puedan explicar el comportamiento histórico de la demanda y determinar las mejores variables explicativas que se relacionen con el comportamiento de la demanda histórica.
- Realizar modelos estadísticos utilizando los datos históricos de demanda y las variables explicativas y analizar la relación que presentan mediante tres parámetros que son:
 - 1) El coeficiente de determinación r^2 que mide el grado de asociación entre las variables explicativas seleccionadas con la demanda histórica de diesel
 - 2) La teoría estadística de Fisher o el valor F observado que utiliza la estadística F para determinar si la relación observada entre las variables dependientes e independientes ocurre aleatoriamente.
 - 3) El cálculo de la estadística T que es otra prueba de hipótesis que permite determinar si cada coeficiente dependiente es útil en la estimación del valor de la demanda histórica de diesel.
- Finalmente, se seleccionará el mejor modelo estadístico, que tenga valores confiables de los parámetros anteriormente seleccionados y así proyectar la demanda de diesel al año 2022.

2.4.3 VARIABLES EXPLICATIVAS SELECCIONADAS PARA EL ESTUDIO ECONÓMICO DE LA DEMANDA HISTÓRICA DE DIESEL.

Para la determinación de las variables, hemos considerado los datos históricos a partir del año 2001 en adelante, debido a una mayor consistencia de los datos. **No consideramos dentro de este análisis el precio del diesel debido a que su consumo no es sensible a las variaciones de su precio.** Además del estudio de mercado realizado por el Ministerio de Energía y Minas en el año 2010, se ha calculado que para el mismo año, la participación de diesel en los sectores económicos es el mostrado en la figura 2.3.

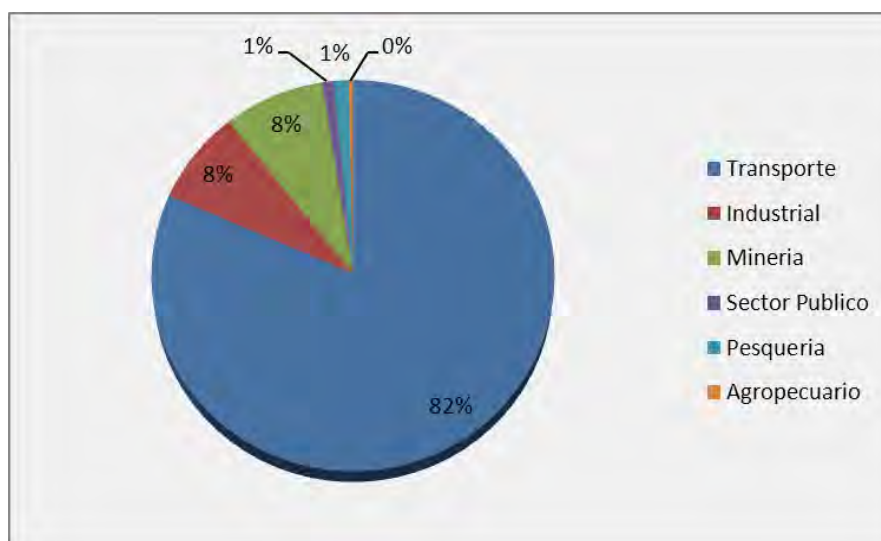


Figura 2.3: consumo diesel por sectores

Fuente: Balance Nacional de Energía 2010, Ministerio de Energía y Minas.

De acuerdo a ello podemos inferir que el sector transporte tiene la mayor participación en el consumo de diesel, debido al incremento del parque automotor que se ha registrado en los últimos años. A continuación presentamos las variables más influyentes en la demanda del producto:

a) Producto Bruto Interno del Sector Extractivo.- Este indicador macroeconómico es tomado en cuenta debido a que

está relacionado con la extracción de recursos naturales en el Perú, al ser el diesel requerido en estos procesos.

- b) Producto Bruto Interno Manufacturero.-** Se considera esta variable debido a que gran parte de la maquinaria industrial del sector manufacturero utilizan diesel.
- c) Producto Bruto Interno de Transporte Terrestre.-** Esta variable se encuentra directamente relacionada con los cambios en el mercado consumidor de diesel, ya que demuestra los movimientos macroeconómicos que ha tenido este sector. El PBI de transporte terrestre implica considerar el movimiento macroeconómico total del sector transporte, sea usuaria de diesel o de gasolinas.
- d) Producto Bruto Interno per Cápita.-** Este indicador siempre está ligado, aunque no directamente, con toda actividad económica productiva del país.
- e) Parque de Diesel Automotor.-** Este factor tiene una relación directa con los cambios en el número de unidades de transporte que solamente utiliza diesel, por lo tanto afecta a la demanda.

2.4.4 MÉTODOS DE PROYECCIÓN ESTADÍSTICOS UTILIZADOS

Los modelos de proyección pueden clasificarse en función de su carácter, estos se clasifican como:

- 1) Métodos de carácter cualitativo
- 2) Métodos causales y
- 3) Modelos de serie de tiempo.

Para el estudio de mercado se hace uso de los Métodos causales, debido a que se infiere un grado de influencia de las variables explicativas sobre el comportamiento de la demanda de diesel,

estos métodos buscan proyectar el mercado sobre la base de antecedentes cuantitativos históricos.

Entre los Métodos Causales se tienen varios modelos, entre los cuales se encuentra el modelo de regresión lineal, potencial, exponencial, mínimos cuadrados, lineal múltiple, lineal no múltiple, entre otras.

Para el presente estudio se han seleccionado dos modelos, que son la regresión lineal múltiple y la regresión no lineal múltiple, puesto que ambas relacionan la variable dependiente (demanda de diesel) con más de una variable independiente, y se estima que la demanda de diesel presenta más de una variable independiente, causante de los cambios que se observan en el comportamiento de la demanda. Esta relación será estudiada mediante la prueba "F" observada para su validación.

Con la utilización de los modelos econométricos, determinamos una función matemática de la variable dependiente (demanda de diesel) en función de variables explicativas.

2.4.5 SELECCIÓN DE LAS ECUACIONES ECONOMÉTRICAS DEL COMPORTAMIENTO HISTÓRICO DE LA DEMANDA DE DIESEL.

Para realizar la selección de las ecuaciones econométricas, se empleó la Regresión lineal múltiple y la Regresión no lineal múltiple. Para cada tipo de regresión se han seleccionado siete modelos históricos con los más altos coeficientes de correlación, de las cuales se ha determinado una ecuación 2.1 que corresponde a la regresión no lineal múltiple.

Para esta proyección, la ecuación 2.1 está dada por la función:

$$\text{Demanda de diesel} = \text{PBI Global} \times 5.49 - \text{PBI Sector Extractivo} \times 1.63 - \text{PBI Transporte Terrestre} \times 5.13 + 20\,290\,182 \dots$$

Coefficiente de determinación $r^2 = 0.9469$

Este resultado significa que el 95% de la variación total de los valores de Y (demanda de diesel) en relación con su promedio es

explicada por medio de la regresión empleada, y queda un 5% sin explicar.

Coefficiente de determinación $r = 0.9731$

El coeficiente de 0.9731 significa que existe relación directa entre Y (demanda de diesel) y X_1 (PBI Global) X_2 (PBI Sector Extractivo) y X_3 (PBI Transporte Terrestre), es decir que existe en promedio una dependencia del 97.31 % entre estas variables.

Tabla 2.2: demanda total de diesel, PBI transporte terrestre y PBI del sector extractivo – Periodo 2001-2011.

Años	Demanda Total de diesel con Importación MBPD	PBI Global (Miles de nuevos soles a precios constantes de 1994)	PBI Sector Extractivo (Miles de nuevos soles a precios constantes de 1994)	PBI Transporte Terrestre (Miles de nuevos soles a precios constantes de 1994)
2001	49.98	10,109.757	13,927.501	5,891.526
2002	49.25	10,617.286	15,663.656	6,068.508
2003	54.27	11,045.404	16,581.104	6,281.579
2004	63.73	11,595.104	17,445.648	6,534.710
2005	58.63	12,386.666	18,818.391	7,101.464
2006	59.60	13,345.455	19,046.609	7,286.070
2007	64.92	14,529.001	19,533.411	8,047.588
2008	72.89	15,947.215	21,000.514	8,685.046
2009	77.47	16,082.819	20,975.673	8,702.230
2010	83.45	17,490.513	20,624.351	9,465.348
2011	94.30	18,691.945	22,041.048	10,115.527

Fuentes:

- Producto Bruto Interno del Transporte Terrestre, <http://www.inei.gob.pe/biblioinei.asp>, Sección: Sistema de Cuentas Nacionales.- PBI por clase de actividad – Transporte Terrestre, INSTITUTO NACIONAL DE ESTADISTICA E INFORMATICA (INEI)
- Producto Bruto Interno del Sector Extractivo, <http://www.inei.gob.pe/biblioinei.asp>, Sección: Sistema de Cuentas Nacionales.- PBI por Sectores – Sector Extractivo, INSTITUTO NACIONAL DE ESTADISTICA E INFORMATICA (INEI).

La estadística F o valor observado:

$$F_{\text{observado}} = 47.57 \text{ Siendo } F_o > F_c$$

Fc para un nivel del 95% y grados de libertad 3 y 8 es 4.066

Podemos concluir que la ecuación de regresión es útil para la predicción del valor de la demanda de diesel. Los datos base se muestran en la tabla 2.2.

2.4.6. COMPARACIÓN DE LA DEMANDA MODELO Y LA DEMANDA HISTÓRICA DE DIESEL EN PERU

Para establecer una mejor relación entre la demanda modelo representado por la ecuación econométrica los valores históricos a partir de los cuales se ha obtenido la demanda modelo, presentamos la figura 2.4 en el cual se muestra ambos comportamientos.

Según se observa en la figura 2.4 y en la tabla 2.3, la demanda modelo obtenida a partir de la función sigue una tendencia similar debido a que el coeficiente de determinación y correlación respectivamente son cercanos a 1.

La demanda modelo obtenida a partir de los datos históricos nos permitirá pronosticar la demanda de diesel en Perú al año 2022.

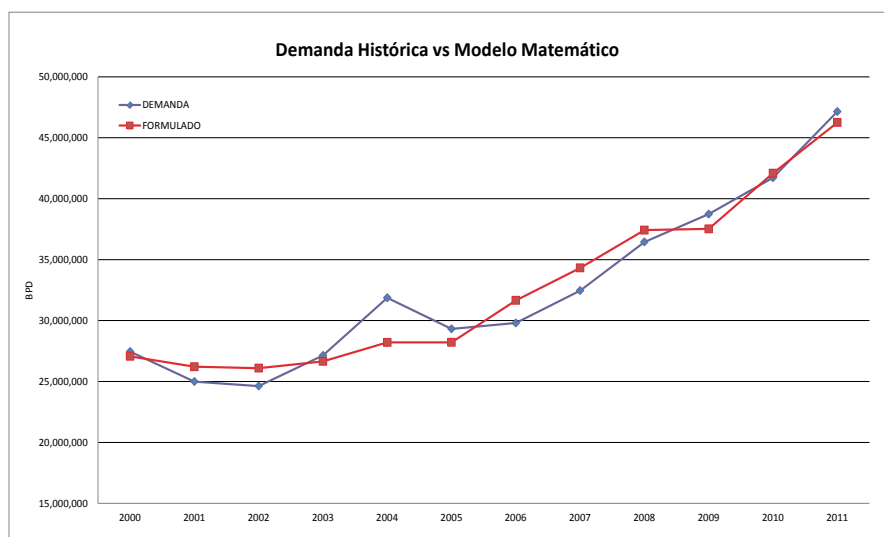


Figura 2.4: Comparación demanda modelo e histórica diesel, período 2000-2011

Fuente: Elaboración Propia.

Tabla 2.3: comparación entre la demanda del modelo y la demanda total histórica de diesel, Periodo 2001-2011.

Años	Demanda Total Histórica de diesel en Perú con Importación (BPD)	Demanda Total Modelo de diesel en Perú con Importación (BPD)
2001	49.98	52.43
2002	49.25	52.19
2003	54.27	53.30
2004	63.73	56.42
2005	58.63	56.42
2006	59.60	63.31
2007	64.92	68.63
2008	72.89	74.85
2009	77.47	75.04
2010	83.45	84.18
2011	94.30	92.51

Fuentes: Elaboración Propia.

2.4.7. DEMANDA PROYECTADA DE DIESEL OIL EN PERÚ

De acuerdo a la ecuación presentada anteriormente, la proyección de la demanda total del diesel se muestra en la tabla 2.4 y en la figura 2.5 dada a continuación. A partir de la demanda total de diesel, obtendremos un valor de demanda insatisfecha del mercado objetivo peruano, que será analizada en la sección correspondiente.

Tabla 2.4: data proyectada de las variables que explican el comportamiento de la demanda, Periodo 2011-2022.

	Proyección	Proyección	Proyección
Año	% PBI Global	%PBI Extractivo	%PBI Transp
2011	6.0	4.2	3.5
2012	4.6	4.2	3.5
2013	5.5	4.2	3.5
2014	6.0	4.2	3.5
2015	5.7	4.2	3.5
2016	5.7	4.2	3.5
2017	5.4	4.2	3.5
2018	5.3	4.2	3.5
2019	5.3	4.2	3.5
2020	5.3	4.2	3.5
2021	5.2	4.2	3.5
2022	5.2	4.2	3.5

1.- Apoyo Consultoría, Septiembre 2011, Estudio de proyecciones del PBI de largo plazo y la demanda de potencia y energía de principales proyectos 2011-2022, Lima-Perú, Resumen ejecutivo pagina 3.

2.- Ministerio de transportes y Comunicaciones, Junio 2005, Plan Intermodal de transportes del Perú - Informe Final, Lima - Perú, Capitulo 5 - paginas 6-7.

3.- Ministerio de transportes y Comunicaciones, Junio 2005, Plan Intermodal de transportes del Perú - Informe Final, Lima - Perú, Capitulo 5 - pagina 19.

Tabla 2.5: proyección de demanda total de diesel, Periodo 2012-2022.

AÑO	DEMANDA PROYECTADA (MBPD)
2012	96.67
2013	105.07
2014	104.09
2015	103.72
2016	102.79
2017	110.23
2018	117.88
2019	126.09
2020	134.88
2021	143.91
2022	153.56

Fuente: Elaboración Propia.

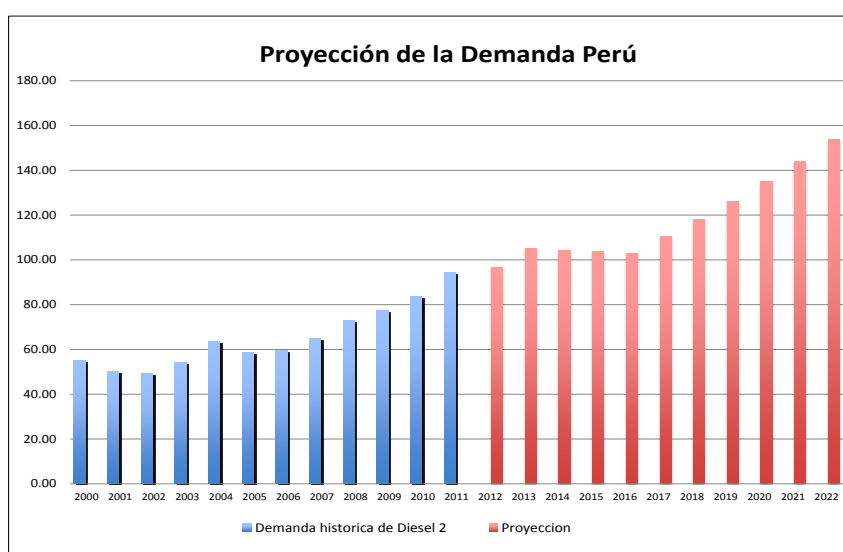


Figura 2.5: Demanda histórica y proyectada para diesel período 2001-2022

Fuentes: Elaboración Propia.

De acuerdo a los resultados aquí expuestos, la demanda total de diesel en Perú al año 2022 se estima en un orden de los 153,000 BPD. Si consideramos el efecto Camisea incluido con la ampliación de planta del 2008, aún la demanda total de diesel no fué cubierta por este incremento de la oferta de diesel. Este

análisis será presentado en el cálculo de la demanda insatisfecha del mercado objetivo.

2.5. ANALISIS DE LA OFERTA DE DIESEL

El presente análisis es de gran interés para el proyecto ya que permite precisar las posibilidades que el mercado cubra asimismo sus necesidades. Para realizar el análisis de la oferta, al igual que el caso de la demanda es en base a data histórica de la oferta del diesel.

2.5.1 OFERTA HISTORICA DE DIESEL EN PERÚ

El análisis de la oferta de diesel para nuestro país comprende la visión del panorama actual, es decir de la capacidad de refinación de las refinerías nacionales contemplando la producción actual, su capacidad de producción, sus ventajas competitivas, sus fortalezas, debilidades y sus mejoras a futuro, véase tabla 2.5.

En el Perú existe una capacidad de refinación dada por las siete refinerías de petróleo crudo existentes, las cuales son:

Tabla 2.5: Capacidades de Refinación - Perú.

REFINERIA	Refinación primaria	Refinación al vacío	Unidades de craqueo catalítico
Refinería Talara	62,000 BPD	24,000 BPD	16,600 BPD
Refinería La Pampilla	102,000 BPD	45,000 BPD	15,000 BPD
Refinería Conchán	15,500 BPD	10,000 BPD	--
Refinería Iquitos	10,500 BPD	--	--
Refinería El_Milagro	1,700 BPD	--	--
Refinería Pucallpa	3,300 BPD	--	--
Refinería Shivyacu	2,000 BPD	--	--
Refinería Pluspetrol	120,000 BPD		

Fuentes: “**Gas to Liquid Technology As an option for converting part of the Camisea Gas Production Into Clean Petroleum Products**”, José Luis Cáceres Melgar, (CAREC PERÚ), A. Badakhshan, J. Icaza (PERUPETRO S.A.), G. Torres (OLADE), Páginas 1-8

Las Refinerías La Pampilla y Talara abarcan la gran mayoría de la producción nacional, debido a que ambos tienen una participación promedio del 89% de la producción total. A continuación en la figura 2.6, presentamos la oferta histórica de diesel, considerando todas las refinerías mencionadas, para el horizonte 2001- 2011.

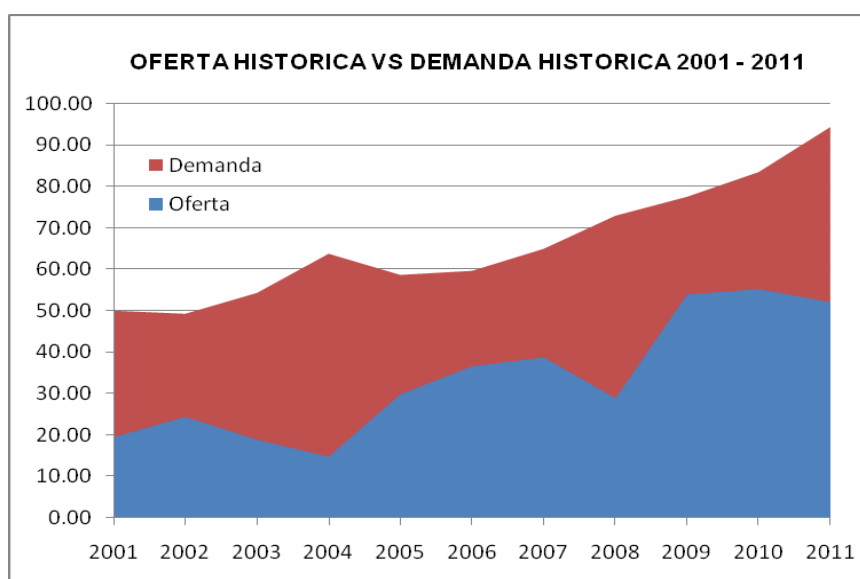


Figura 2.6: producción de diesel

Fuentes: <http://www.minem.gob.pe/estadisticasSector>

La producción de diesel en Perú es variada, debido a que las refinerías nacionales procesan una gran variedad de cargas, entre las cuales destaca principalmente el crudo nacional y el crudo importado. El crudo nacional proviene principalmente del Lote X, 1AB, 8, 31 D y 31 B de las reservas correspondientes de la Selva Norte y de la costa norte principalmente; siendo el crudo importado desde Argentina, Brasil, Colombia, Nigeria, Trinidad, Venezuela y Ecuador. Este último país provee el mayor porcentaje de las importaciones de petróleo crudo en Perú. Del total del petróleo crudo nacional, la mayoría es procesado por la refinería Talara, mientras que el petróleo crudo importado, la mayoría es procesado por la refinería La Pampilla. Esta refinería

es la que presenta una mayor producción total de diesel, así tenemos que para el julio 2010 tuvo una producción de 42.23 MBPD, del total producido que alcanza un valor de 86.42 MBPD, y que representa el 49% de la producción total de diesel.

La forma en que se presenta la oferta de diesel en Perú es variada por meses, ello se debe a que la producción aumenta principalmente con los aportes de los lotes existentes en el noroeste, pero presenta un cierto nivel estándar en todos los años.

2.5.1.1 EFECTO CAMISEA SOBRE LA INDUSTRIA DE REFINACIÓN DE PETRÓLEO

La explotación en los yacimientos de Camisea, la licuefacción del gas y su exportación son desarrolladas por el consorcio liderado por la empresa Argentina Pluspetrol Perú Corp., en la cual se consigna producción de diesel como resultado del fraccionamiento de líquidos del gas natural (LGN). Para ello se tiene una planta de procesamiento de gas ubicada en Las Malvinas, en la cual se realiza la separación de los líquidos del gas natural. Los líquidos del gas natural son destinados a una planta de fraccionamiento. Los líquidos son transportados desde el campo Camisea hasta la costa peruana (Pisco) a través de poliductos de propiedad de Transportadora de Gas del Perú (TGP).

La producción de LGN continuará incrementándose ya que el sistema inicialmente operó irregularmente debido a la inestabilidad del inicio de operaciones, tanto del sistema de transporte como de las plantas de separación y fraccionamiento. Para el mes de setiembre del 2004, se registró una producción de Diesel proveniente de los líquidos del gas natural alrededor de 2.08 MBPD, lo cual representa una influencia poco considerable comparado con la producción total de Diesel Oil proveniente de las refinerías nacionales, que alcanza un valor de 27.96 MBPD para el

mes de setiembre del 2004, con lo cual la producción de Diesel proveniente de Camisea representó un 6% de la producción total.

Una forma de poder analizar cómo puede incrementarse la oferta de diesel con el efecto Camisea es analizando la producción del líquidos a partir del gas natural, de tal manera que podamos establecer una comparación entre la capacidad de la oferta del panorama histórico y el actual, con la puesta en marcha de Camisea. Pero para efectos del presente estudio, vamos a considerar que el diesel proveniente de los líquidos del gas natural cubre parte de la demanda total de diesel nacional, es decir, que cubre parte de las necesidades locales.

Los productos del gas de Camisea tienen influencia sobre la oferta de carburantes y combustibles a nivel nacional:

- Efecto de sustitución, debido a que el diesel obtenido de los líquidos del gas natural pueden ser usados para los mismos fines que los carburantes derivados del petróleo.
- Efecto de competencia, debido a que los líquidos del gas natural (consistente en diesel) compiten con los derivados del petróleo.

Pero para ello, hay que considerar que el gas natural de Camisea representa una fuente energética más económica para la industria y uno de sus principales mercados es la generación eléctrica.

El futuro energético de nuestro país se encuentra relacionado al desarrollo de proyectos de Gas Natural, principalmente del proyecto Camisea, por ello existirá como consecuencia un cambio en el patrón de oferta de diesel debido al incremento de la oferta del mismo. La llegada del proyecto Camisea en el 2004 resultó positivo en lo referente a la balanza comercial de Hidrocarburos, impactando de

forma directa ya que hace que la balanza sea menos negativa como consecuencia de que se tiene producción de diesel a partir de los líquidos del gas natural y además porque el gas natural permite la sustitución de derivados, principalmente de diesel y residuales, además de favorecer las exportaciones, como por ejemplo en gasolinas así como de GLP. Del total de la producción de la planta de fraccionamiento de líquidos, se tiene alrededor de 34% propano, 17% de butano, 38% de nafta y 10% de diesel. Por lo tanto, para efectos del presente trabajo de tesis siendo la producción de líquidos alrededor de 120,000 BPD, consideramos que el valor promedio de producción de diesel de los líquidos del gas natural se encuentra alrededor de 11,500 BPD y que será constante durante el horizonte de tiempo al año 2020.

2.6 DEMANDA INSATISFECHA DEL MERCADO OBJETIVO

De acuerdo al análisis previo de la oferta y la demanda de ambos países, se determinará la demanda insatisfecha total, es decir aquella demanda resultante de la comparación de la oferta y demanda existente. De acuerdo a las tablas 2.4 y figura 2.5, dados en el análisis de la demanda, se proyecta una demanda total de diesel en el orden de 153,000 BPD para el año 2022.

De acuerdo al análisis de la oferta, se tiene el comportamiento mostrado de la oferta proyectada, y para el cálculo de la demanda insatisfecha aplicaremos la siguiente ecuación 2.2:

$$\text{Demanda Total Insatisfecha Perú} = \text{Demanda Total Diesel} - \text{Producción Total Diesel} - \text{Producción de Diesel desde LGN (Camisea)} \dots\dots\dots \text{(Ecuación 2.2)}$$

De acuerdo a la expresión descrita anteriormente, podemos evaluar los valores proyectados de la demanda insatisfecha total de Diesel en Perú.

Los resultados de la demanda insatisfecha del mercado objetivo peruano se detallan a continuación en la tabla 2.6:

Tabla 2.6: demanda insatisfecha del mercado peruano (BPD)

AÑO	DEMANDA PROYECTADA (BPD)
2012	11.92
2013	16.08
2014	15.10
2015	14.73
2016	13.80
2017	21.24
2018	28.89
2019	37.10
2020	45.89
2021	54.92
2022	64.57

Fuentes: Elaboración Propia.

La demanda del mercado objetivo total del presente estudio de mercado, con lo cual tenemos la figura 2.7 a continuación:

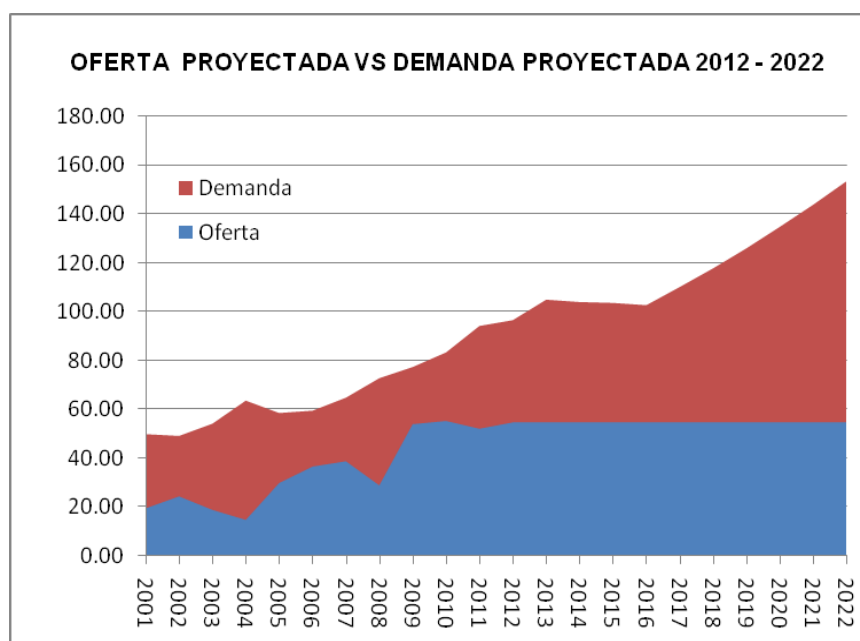


Figura 2.7: demanda insatisfecha de diesel en el mercado objetivo.
Fuente: Elaboración Propia.

2.6.1 ANÁLISIS DE LA DEMANDA DEL MERCADO OBJETIVO.-

Por lo que la demanda de diesel proyectada para el total del mercado objetivo se encuentra en el orden de los 153,000 BPD al año 2022, correspondiente a 98,000 BPD de demanda total insatisfecha del mercado objetivo.

De acuerdo a la distribución de los productos derivados de la tecnología GTL, se toma en cuenta que se produce hasta 70% de diesel ya que ese es el rendimiento estimado de diesel para un crudo sintético de un proceso GTL basada en tecnología de reactor de lodos. En la cual se producen otros hidrocarburos sintéticos como el GLP, Nafta y Kerosene que representan el 30% restante, por lo que la planta debe planificarse para una capacidad mínima según las empresas proveedoras de 60,000 BPD para cubrir sólo el requerimiento de diesel del mercado objetivo.

Significa entonces que se requerirá un mercado insatisfecho de 47,000 BPD para una planta de 60,000 BPD, basado en nuestras proyecciones esto deberá ocurrir en el año 2016.

2.7 CONCLUSIONES DEL ESTUDIO DE MERCADO

El mercado objetivo cuenta con una deficiencia de diesel que es potencialmente aprovechable, para establecer un proyecto de transformación de gran envergadura como el que se pretende, en este estudio.

El presente estudio de mercado muestra que de acuerdo a los análisis de demanda y oferta propuestos, se alcanzaría la autosuficiencia en el mediano y largo plazo en el consumo de diesel (actualmente la oferta nacional en el mercado objetivo es deficitaria), basándose en el proceso GTL como una buena alternativa para el desarrollo de una actividad con inminente potencial exportador.

La producción de hidrocarburos líquidos sintéticos para cubrir la demanda insatisfecha del mercado objetivo del proyecto GTL propuesto para el presente trabajo de tesis se encuentra en el orden de los 46,000 BPD al año 2016, y si, asumimos que este valor representará para el capítulo de ingeniería el 70 % de diesel producido como rendimiento máximo, un

diseño base con el 100% de capacidad, requiere una planta de 60,000 BPD, que es el mínimo rentable según la bibliografía especializada. En el siguiente capítulo de ingeniería del proyecto será parte de este valor para la obtención de las bases de diseño.

De acuerdo al pronóstico realizado y el análisis de las variables que influyen en el estudio de mercado del diesel, pueden considerarse otros escenarios del mercado objetivo, en el cual se contemple una planta de mayor dimensión, en el orden de los 100,000 BPD y que pretenda cubrir la totalidad del mercado insatisfecho y la exportación de excedentes. Actualmente, el consumo de diesel del mercado objetivo planteado es menor que el déficit total, por lo que la dimensión de esta industria se realizaría planeando una estrategia que atienda a la demanda del mercado objetivo e internacional, es decir, realizar una ampliación del mercado.

CAPITULO III

INGENIERIA DEL PROYECTO

3.1. INTRODUCCIÓN

El presente capítulo tiene como finalidad proponer una alternativa técnica para la producción de diesel sintético a partir del Gas Natural y así poder cubrir la demanda insatisfecha analizada en el capítulo correspondiente a estudio del mercado. En el capítulo 2, concluimos como estimación de la capacidad, de las unidades de producción un valor de capacidad de procesamiento de 60,000 barriles diarios al año 2021, éste valor será la base para el dimensionamiento de planta.

Recordaremos en este acápite que la producción de diesel sintético tiene tres fases, la primera es la producción de gas de síntesis a partir de gas natural, la segunda etapa es la conversión a del gas de síntesis a crudo sintético y finalmente la refinación de éste ultimo por los procesos convencionales.

A continuación se estudiarán los procesos más óptimos para la producción de Gas de Síntesis; la producción de crudo sintético y las facilidades de refinación entre otras. Una vez seleccionadas las tecnologías más óptimas, procederemos al planteamiento del esquema de proceso que nos brinde las mejores ventajas técnicas aplicables a nuestro caso; además de presentar su comportamiento cinético y termodinámico haciendo uso de un programa de simulación de Ingeniería Química, Para otorgar viabilidad a nuestra selección tecnológica, se han realizado consultas de información de empresas pertenecientes al rubro GTL, los cuales serán presentados en el presente capítulo.

Finalmente se presenta resúmenes de los requerimientos de la planta, como son los servicios, superficie requerida, equipos principales, y una estimación porcentual de costos de cada unidad o bloque de proceso.

3.2. OBJETIVOS Y ALCANCE

Los objetivos del presente capítulo son los siguientes:

- Selección de tecnologías para producción de Carburantes Sintéticos.
- Elaboración del Diagrama de Flujo.
- Balances de materia y energía.
- Dimensionamiento de las unidades de proceso GTL necesarias.
- El alcance comprende el desarrollo de la ingeniería básica, el diagrama de flujo de proceso, condiciones de operación (P, T, X, F)¹, dimensiones estimadas de los equipos, los requerimientos de servicios.

3.3. ETAPAS DE PROCESO “GAS TO LIQUID” (GTL)

Para la instalación de una planta GTL, se requiere de tres unidades de proceso principales:

1. Producción de Gas de síntesis (Syngas Production)
2. Síntesis de Crudo Sintético (Fischer Tropsch Synthesis)
3. Tratamiento del Crudo Sintético (Product work up)

A continuación le mostramos la figura 3.1, base de las tres etapas:

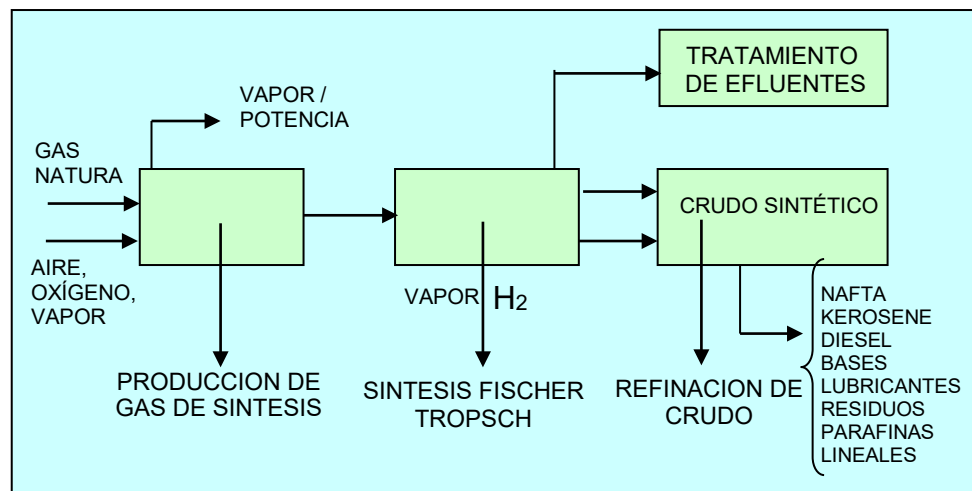


Figura 3.1. Esquema General de las Etapas de Proceso de la Industria GTL.

Elaboración propia.

¹P: Presión, T: Temperatura, X: Composición, F: Flujo.

3.3.1. PROCESOS INDUSTRIALES DE PRODUCCIÓN DE GAS DE SÍNTESIS

Para la producción de gas de síntesis a partir del gas natural (consistente en una mezcla de monóxido de carbono e hidrógeno), existen diversos procesos conocidos. Aunque varios procesos pueden ser empleados para la gasificación, la importancia de los mismos depende de la combustión parcial del gas natural con un portador que contenga oxígeno, o de la alta temperatura de reacción del gas natural con el vapor, o la combinación de estos dos procesos.². Las tecnologías para la producción de gas de síntesis son:

3.3.1.1. REFORMADO AL VAPOR.- Este proceso ocurre a altas presiones, usando lavados del gas para eliminar el CO₂ y metanación para eliminar el CO y CH₄ formados.

En una planta típica de reformado al vapor, se tiene un sistema de pre-tratamiento donde las cargas ligeras de hidrocarburos (metano) es comprimida, precalentada, mezclada con H₂ reciclado y tratada en reactores de desulfuración. Este paso es obviado en nuestro diseño debido a que el porcentaje de compuestos sulfurados en la materia prima es mínimo.

En la etapa de reformado, se mezcla con vapor de agua y se calienta a temperatura adecuada para ingresar a un reactor en cuyo interior se encuentran tubos rellenos de catalizador a base de níquel, obteniéndose gas de síntesis (mezcla de H₂, CO, CO₂, CH₄, H₂O). Siendo los proveedores de éstos procesos: Technip, Foster Wheeler, Haldor Topsoe, Lurgi, Uhde.

Cuando la materia prima posee hidrocarburos pesados, se utiliza un pre-reformador, para nuestro caso, se tiene solo hidrocarburos ligeros. En el horno de reformado, los

² Patente 4978689.- Conversión de Gas de Síntesis a Hidrocarburos Líquidos.

hidrocarburos reaccionan con el vapor de agua y forman una mezcla de gases H_2 , CO y CO_2 a temperatura de $500\text{ }^\circ\text{C}$ sobre un catalizador de níquel; el catalizador es empacado en tubos en la sección radiante del horno de reformado

En procesos convencionales luego del reformador primario se incrementa la conversión de metano a gas de síntesis vía un reformador secundario el cual contiene un lecho de catalizador de níquel. En este reactor ocurre también una reacción de oxidación por adición de aire.

3.3.1.2. OXIDACIÓN PARCIAL (PARTIAL OXIDACIÓN – POX).-

Proceso utilizado por TEXACO y SHELL. Es un proceso no catalítico y procede a partir de una variedad de materias primas (gases, líquidos y sólidos). Procesos convencionales usan materias primas pesadas y, puede jugar un rol importante la presencia de un alto contenido de sulfuros, tal como en el coke o asfalto. La POX puede ser utilizada con hidrocarburos livianos. Si utilizamos como materia prima al Gas Natural, la POX tiene un costo de capital similar al reformado al vapor, pero requiere de altas presiones para el abastecimiento de oxígeno, lo cual hace de ella un proceso poco económico bajo circunstancias similares. Para materia prima pesada, la POX es una alternativa técnicamente factible.

Una planta de POX para materia prima pesada es significativamente más cara que una POX que utiliza gas natural, debido a que las unidades requieren un removedor de H_2S , absorbedor de hollín, manipulación de la materia prima y necesidad de oxígeno.

La POX se da a temperaturas en el rango de 1300°C a $1385\text{ }^\circ\text{C}$. Esto toma lugar en un gasificador produciendo una mezcla de gases de H_2 , CO , CO_2 y algo de CH_4 . La

alta temperatura del proceso minimiza la producción de metano comparado con la planta de reformado al vapor, lo cual es significativo para el lavado del gas.

En este tipo de proceso, la relación H_2/CO es de 5.1. Una parte importante del costo de la oxidación parcial lo constituye la planta de separación de aire para producir el oxígeno.

3.3.1.3. REFORMADO AUTO-TÉRMICO (AUTOTHERMAL REFORMING – ATR).

- Este proceso es conocido como una oxidación parcial catalítica, ya que tiene parámetros similares con el reformado al vapor. En muchas otras rutas el reformado autotérmico es similar al proceso de reformado al vapor con dos importantes diferencias. El catalizador del ATR es colocado en un único reactor en vez de una construcción tubular de un reformado al vapor tradicional. Además el calor para la reacción de un ATR se obtiene internamente por la oxidación parcial a través de la inyección de oxígeno en el reactor.

Debido a que las tecnologías existentes de ATR y POX requieren de un abastecimiento de O_2 , este proceso es más adecuado a plantas que produzcan O_2 o fuentes baratas para obtener el O_2 . Este tipo de procesos es normalmente utilizado para la producción a gran escala.

En el ATR la materia prima es precalentada y purificada. Luego se mezcla con vapor de proceso y se envía al reactor ATR, el reactor contiene un quemador y una cama de catalizador de níquel. Las temperaturas tienden a ser más bajas que en una oxidación parcial debido a que una de las reacciones es endotérmica (950-1000°C). La demanda de oxígeno por unidad de gas de síntesis es más baja que en la oxidación parcial.

La presión de operación está entre 20-40 bar. El ATR es un proceso utilizado por compañías como Lurgi y Haldor Topsoe. Varias empresas han elegido el proceso de reformado autotérmico, por ser el que produce gas de síntesis con una relación $H_2/CO = 2$ que parece ser la óptima para la reacción FT.

A continuación se muestra la tabla 3.1 con la comparación entre las tecnologías descritas y evaluadas para el presente caso.

Tabla 3.1: Comparación de Tecnologías para la obtención de Gas de síntesis

Item	Descripción	Unidad	Reformado al Vapor	Oxidación Parcial	Reformado Auto Térmico
1	Condiciones de operación	°C / Atm	500°C / 42 atm	500°C / 42 atm	500°C / 42 atm
2	Consumo de aire, vapor o oxígeno por 100 kg gas natural	kg	112.5 (Vapor)	100 (Oxígeno)	500 (Aire)
3	Requerimiento de catalizadores	Tipo	Base Nickel	No requiere	Base Nickel
4	Consumo de gas natural para conversión por Nm ³ de gas de síntesis	Nm ³ /h	0.25 m ³ RATIO H ₂ :CO 3:1	0.33 m ³ RATIO H ₂ :CO 2:1	0.33 m ³ RATIO H ₂ :CO 2:1 + N ₂
5	Consumo de energía en el reactor principal por 100kg de gas.	kW	71.3	-285.5	-141.1
6	Composición del producto	% volumen	25% CO 75% H ₂	32% CO 64% H ₂	21% CO 42% H ₂ 37% N ₂

Fuente: Elaboración propia.

3.3.1.4 ANÁLISIS Y CONCLUSIÓN.

Del cuadro 3.1 y las descripciones presentadas, además de la información de soporte presentada en el anexo 3 se concluye que la tecnología que mejor se adapta a las condiciones del proyecto es el reformado al vapor tanto por la menor inversión de capital fijo, disponibilidad y flexibilidad de ésta tecnología.

3.3.2 PROCESOS INDUSTRIALES DE PRODUCCIÓN DE CRUDO SINTÉTICO

La síntesis FT (puede producir una gama amplia de hidrocarburos lineales, por lo que el producto se suele llamar a veces Syncrude o crudo sintético.

3.3.2.1 SÍNTESIS DE FISCHER-TROPSCH (FT):

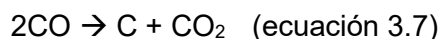
El proceso FT consiste en una serie de reacciones complejas del syngas con un catalizador, que conducen a una serie de productos cuya distribución depende de la temperatura de reacción, relación H₂/CO y del catalizador; se obtienen productos tales como alcanos, alquenos y derivados oxigenados. Estas reacciones se pueden representar de la siguiente manera:

- Alcanos: $n\text{CO} + (2n+1)\text{H}_2 \rightarrow \text{C}_n\text{H}_{2n+2} + n \text{H}_2\text{O}$..(ecuación 3.1)
- Alquenos: $n\text{CO} + 2n \text{H}_2 \rightarrow \text{C}_n\text{H}_{2n} + n \text{H}_2\text{O}$..(ecuación 3.2)
- Alcoholes/éteres: $n\text{CO} + 2n\text{H}_2 \rightarrow \text{C}_n\text{H}_{2n} + 2\text{O} + (n-1) \text{H}_2\text{O}$..(ecuación 3.3)
- Aldehídos/cetonas: $n\text{CO} + (2n-1)\text{H}_2 \rightarrow \text{C}_n\text{H}_{2n}\text{O} + (n-1)\text{H}_2\text{O}$..(ecuación 3.4)
- Ácidos: $n \text{CO} + (2n-2) \text{H}_2 \rightarrow \text{C}_n\text{H}_{2n}\text{O}_2 + (n-2) \text{H}_2\text{O}$..(ecuación 3.5)

Estas reacciones vienen acompañadas por la reacción de desplazamiento del agua:



Y por la deposición de C o reacción de Boudouard:



Los hidrocarburos líquidos pueden ser producidos vía la síntesis de Fischer- Tropsch sobre un catalizador basado en hierro o cobalto según:

Gas de Síntesis	Catalizador	Reacción	Formación de Hidrocarburos
H ₂ + CO	Fe o Co	→	+H ₂ O+ -CH ₂ -
(Syngas)			(ecuación 3.8)

Sobre el catalizador de cobalto el producto es principalmente parafinas de cadenas rectas, mientras que con hierro es parafinas, alfa olefinas y principalmente alcoholes. El diesel producido mediante este mecanismo tiene un alto número de cetano y la nafta un bajo número de octano el cual requiere mejorarlo para producir gasolina dentro de la especificación comercial. Otros usos que pueden tener las naftas son para alimentar procesos de "Steam Cracking" para producir etileno y propileno y para la producción de solventes. Los componentes pesados de la síntesis forman una cera sólida a condiciones ambientales, esta cera es de alta calidad que puede ser comercializada como producto o puede ser craqueada para producir diesel adicional.

Los procesos disponibles son los siguientes:

- Tecnología con reactores de lodos.
- Tecnología con reactores de gas multitubular y/o de cama empacada.

3.3.2.2 TECNOLOGÍA DE REACTORES TIPO “SLURRY”, el más utilizado, que consiste en un recipiente con agitación por barboteo que mantiene el catalizador en suspensión (Slurry phase reactor). Un distribuidor de gas localizado en los fondos del reactor produce las burbujas que ascienden en el interior del reactor. Los productos volátiles son removidos conjuntamente con los gases no convertidos, y el producto líquido es separado del catalizador en suspensión a través de un filtro.

Los que utilizan el reactor Slurry, presenta las siguientes ventajas:

- Es el tipo de reactor ideal para estudiar, seguir y controlar la desactivación del catalizador, por la facilidad de retirar y examinar el catalizador en el ambiente de la reacción.
- Permite sustituir en marcha el catalizador desactivado por catalizador nuevo o por catalizador reactivado fuera del reactor.
- Diseño sencillo.
- Menores costos de inversión y de operación
- Mayor eficacia de transferencia y aprovechamiento del calor de reacción por ser el producto líquido.
- Alto factor de servicio.
- Baja caída de presión.
- Tecnología más rentable para plantas pequeñas, lo que aumenta las posibles aplicaciones (gases residuales, etc.)

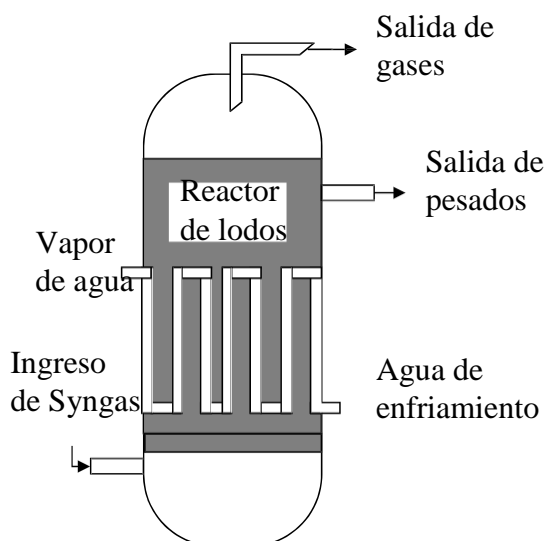


Figura 3.2: diseño de reactor de lodos.

Fuente: Development of Fischer Tropsch Reactors. B. Jager Sasol Technology Netherlands BV. The Netherlands. April 2003.

En este tipo de reactor, las condiciones promedio de operación son:

Tabla 3.2: condiciones de operación del reactor de lodos.

Condiciones de operación del Reactor de lodos (Slurry)		
Parámetro	Unidad	Valor
Temperatura	° C	220-250
Presión	bar	10-80

3.3.2.3 TECNOLOGÍA DEL REACTOR MULTITUBULAR CON LECHO FIJO DE CATALIZADOR (FIXED BED).- Según

SHELL, que utiliza un reactor multitubular, el diseño con lecho fijo tiene algunas ventajas sobre un reactor de lodos, que se detallan a continuación, conjuntamente con la figura 3.3:

- Mismo rendimiento a menor temperatura, como consecuencia de una mayor selectividad para

parafinas más pesadas, menos reacción secundaria a CO_2 y menor consumo de gas de síntesis.

- Mejor conversión por el flujo pistón sin retro-mezcla de los productos.
- Menor sensibilidad a trazas de azufre que envenenan el catalizador.
- El producto de la reacción no contiene catalizador (en el reactor de lodos debe resolverse el problema de separación del catalizador y existe la posibilidad que en la pasta del catalizador separado se genere metano por reacción del hidrógeno retenido en la misma).
- Más fácil aumento de escala del reactor.
- Facilidad
- de regenerar *in situ* el catalizador.

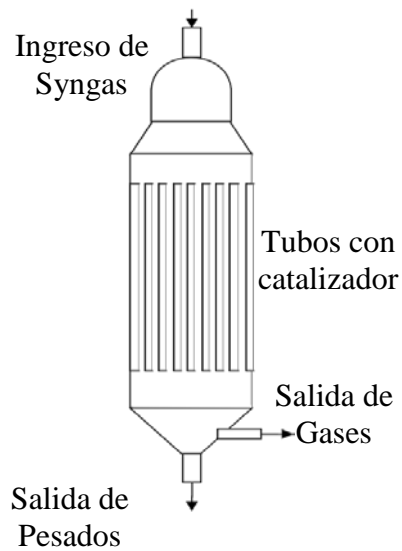


Figura 3.3: diseño de reactor multitubular.

Fuente: Development of Fischer Tropsch Reactors. B. Jager Sasol Technology Netherlands BV. The Netherlands. April 2003.

La carga del catalizador en este tipo de reactor es una operación delicada, porque es preciso que la distribución del catalizador sea igual en todos los tubos, así como la presión diferencial para obtener una distribución uniforme de los reactantes.

3.3.2.4 LECHO FLUIDIZADO (solo usado por SASOL para la producción de gasolina y ligeros), quizás la dificultad con los reactores está en el aumento muy fuerte de escala que hay que hacer en las plantas comerciales, con el riesgo de no reproducir los rendimientos de las plantas piloto.

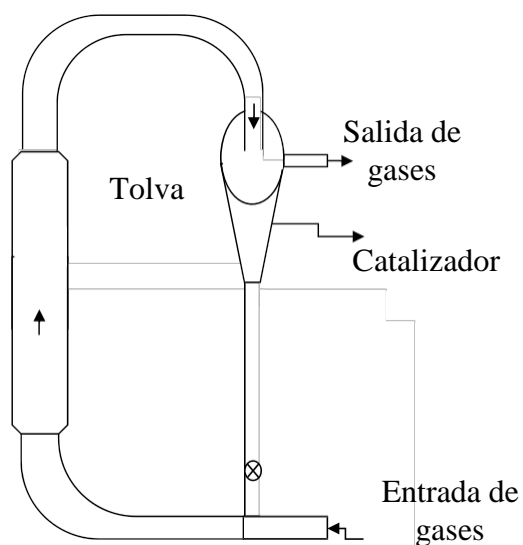


Figura 3.4: diseño de reactor synthol de lecho fluidizado circulante.

Fuente: Development of Fischer Tropsch Reactors. B. Jager Sasol Technology Netherlands BV. The Netherlands. April 2003.

3.3.2.5 ANÁLISIS Y CONCLUSIÓN.

Según la orientación hacia destilados medios que es uno de los objetivos del proyecto y vista su necesidad en el

capítulo de mercado, la tecnología que mejor se adapta al mismo es el reactor de lodos.

3.3.3 PROCESOS INDUSTRIALES DE TRATAMIENTO DE CRUDO SINTÉTICO

La sección de acabado o refinación que convierte los productos FT en productos de calidad comercial (Unidad de Destilación atmosférica, hidrocracking, hidrorefino, etc.) mediante las unidades de fraccionamiento conocidos ampliamente. Definimos las propiedades del crudo sintético para el modelamiento del ingreso de la Unidad atmosférica:

Tabla 3.3: propiedades básicas para crudo sintético/syncrude:

	Jun 01, 2013 Sample
Density (kg/m^3)	860.6
Gravity ($^{\circ}API$)	32.8
Sulphur (wt%)	0.15
MCR (wt%)	ND
Nickel (mg/L)	ND
Vanadium (mg/L)	ND

Fuente: www.crudemonitor.ca/reportsyncrude

Tabla 3.4: composición del crudo sintético:

GTL-FT Barril típico (% volumen)	
Nafta	15-25%
Destilados medios (jet, kero, diesel)	50-75%
Pesados/ceras	0-30%

Fuente: Canadian Crude Quality Monitoring Program

En comparación de la composición de productos que se pueden obtener de un barril de crudo típico, que se muestra a continuación:

Tabla 3.5: composición crudo Brent.

BARRIL TIPICO DE REFINERIA – BRENT (%vol)	
LPG	3%
Nafta	10%
Gasolinas	27%
Destilados medios	40%
+ pesados	20%

El assay del crudo es la compilación de datos de planta piloto y de laboratorio que define las propiedades de un crudo específico. Como mínimo, el assay del crudo debe contener la curva True Boiling Point (TBP) y una curva de gravedad específica. Para otros casos, el assay contiene adicionalmente contenido de sulfuros, viscosidad, entre otras propiedades.

Crude Name: Syncrude Synthetic	
Sample Location: Edmonton, AB	
Assay Month: April 2011	
Whole Crude	
Density (kg/m ³):	861.3
API gravity (°API):	32.65
Sulphur (wt%):	0.180
Nitrogen (mass ppm):	713.6
TAN (mg KOH/g):	ND
MCRT (mass %):	0.02
Nickel (mass ppm):	ND
Vanadium (mass ppm):	ND
Temperature Conversion	
<u>Centigrade</u>	<u>Fahrenheit</u>
190	374
343	649.4
527	980.6
Naphtha (IBP to 190°C)	
Density (kg/m ³):	734.3
API gravity (°API):	61.04
Sulphur (wt%):	ND
Nitrogen (wt%):	---
Mass % Recovery:	19.30
Volume % Recovery:	22.62
Butanes (vol%):	7.13
Pentanes (vol%):	9.51
Hexanes (vol%):	10.13
C12 Minus (vol%):	99.98
	Full C30+
Distillate (190 to 343°C)	
Density (kg/m ³):	862.7
API gravity (°API):	32.37
Sulphur (wt%):	0.022
Nitrogen (mass ppm):	89.4
Mass % Recovery:	39.13
Volume % Recovery:	39.03
TAN (mg KOH/g):	ND
MCRT (mass %):	0.00
Nickel (mass ppm):	---
Vanadium (mass ppm):	---
Gas Oil (343°C+) ** may contain some 527°C+ **	
Density (kg/m ³):	932.5
API gravity (°API):	20.11
Sulphur (wt%):	0.431
Nitrogen (mass ppm):	1,588.9
Mass % Recovery:	41.57
Volume % Recovery:	38.35
TAN (mg KOH/g):	ND
MCRT (mass %):	0.09
Nickel (mass ppm):	ND
Vanadium (mass ppm):	ND
Residuum (527°C+)	
Density (kg/m ³):	---
API gravity (°API):	---
Sulphur (wt%):	---
Nitrogen (mass ppm):	---
Viscosity (cSt at 100°C):	---
Mass % Recovery:	---
Volume % Recovery:	---
TAN (mg KOH/g):	---
MCRT (mass %):	---
Nickel (mass ppm):	---
Vanadium (mass ppm):	---

Figura 3.5: Assay del crudo sintético.

Fuente: www.crudemonitor.ca

3.3.3.1 UNIDAD DE DESTILACION ATMOSFERICA Ó PRIMARIA (UDP)

En refinación, el crudo es separado en rangos conformados por los puntos de corte para la obtención de los productos finales. Esta separación del crudo es llevada a cabo en series de punto de ebullición de las fracciones, para así obtener las propiedades de los productos finales.

La corriente antes de ingresar a la UDP es calentada a través de trenes de intercambiadores de calor, aprovechándose la temperatura de salida de los productos finales. Luego de esta operación es ingresada a un horno. El crudo parcialmente vaporizado es separado en fracciones en una columna de destilación de platos. Los vapores ascendentes en la torre son selectivamente condensados por enfriamiento con corrientes de reflujo y corrientes laterales en varias secciones de la torre. Los productos ligeros no condensan en la torre y son retirados por el tope de la torre para ser colectados externamente como un producto de cabeza. La unidad opera a una presión positiva pequeña alrededor de 5-10 psig en la corriente de cabeza de la torre.

3.3.3.2 UNIDAD DE HIDROTRATAMIENTO

En esta unidad se hace la hidrogenación del Diesel (gasoil) proveniente de las Unidades de destilación primaria (UDP), para la saturación de las cadenas olefínicas existentes, así como la remoción de nitrógeno, H₂S y otros contaminantes, por medio de esta unidad se logra mejorar el numero de cetano, obteniéndose un producto de mejor calidad.

El crudo sintético obtenido de la unidad FT contiene cantidades bajas de componentes azufrados, la unidad de hidrotratamiento tiene como objetivo fundamental realizar

la saturación de olefinas, y eliminación de otros componentes no azufrados.

3.3.4 PROCESOS INDUSTRIALES DE TRATAMIENTO DE EFLUENTES DE LA PLANTA GTL

En la industria GTL existen efluentes generados, principalmente líquidos. En la etapa de síntesis Fischer Tropsch se generan grandes cantidades de agua, con características ácidas ya que contienen trazas de crudo sintético. Estos efluentes líquidos deben ser tratados para la eliminación de los aceites y trazas de hidrocarburos y así realizar la disposición de los mismos, o de aprovechar los volúmenes grandes de agua para la generación de servicios, como son agua de enfriamiento, generación de vapor de alta presión, etc.

Comúnmente se emplea una poza API, para la separación y colección de los aceites residuales y al agua restante se añaden cantidades suficientes de carbonato de calcio para neutralizar su acidez y mantenerlos dentro de los límites máximos permisibles para su descarga en vertederos, en cuanto a los aceites residuales se contara con los servicios de empresas receptoras de los aceites residuales para su disposición final.

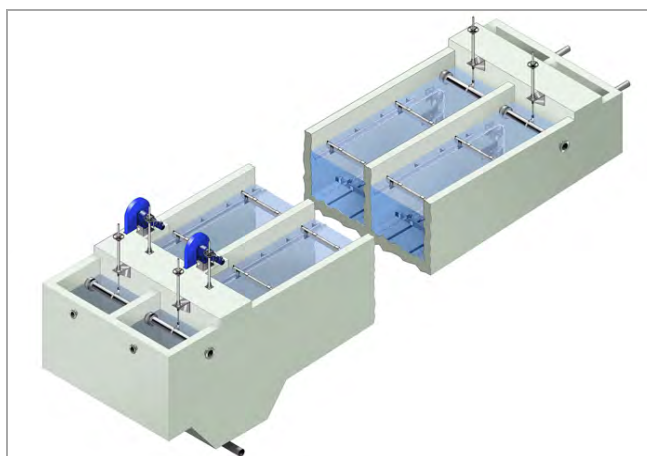


Figura 3.6: diseño básico de una poza de separación API

3.3.5 ESCENARIO ACTUAL DE LA INDUSTRIA GTL – EMPRESAS

Las empresas actualmente activas en el desarrollo y la comercialización de las tecnologías GTL y F-T son: Sasol, Shell, Syntroleum, Rentech, ExxonMobil, BP Amoco, Conoco e IFP/ENI entre otras en el mundo. A continuación se muestra un cuadro en el cual se ha podido establecer las siguientes disposiciones y licencias de las empresas consideradas en el mercado:

Tabla 3.6: listado de empresas según las condiciones que ofrecen para el desarrollo de proyectos Gas To Liquids

ETAPAS DE PROCESO OFRECIDAS	COMPAÑÍA
FULL GTL PLANT	Exxon – Mobil
	Shell
	Sasol
	Syntroleum
SYNGAS PRODUCTION	Texaco
	Lurgi
	Krupp/Uhde
FISCHER TROPSCH SYNTHESIS	Rentech
	PDVSA/Intevep
PRODUCT WORK UP	UOP
	IFP

Fuente.- Natural Gas to Liquids Conversión Project – PDVSA – Raytheon Engineers and Constructores – U.S. Department of Commerce – año 2000 – Sección 8, Pagina 4.

Del cuadro anterior se concluye que solo cuatro empresas pueden ofrecer la implementación de todas las etapas del proceso que involucra un proyecto GTL, estas son SASOL, SHELL, EXXON – MOVIL y SYNTROLEUM, en caso de requerir solamente algunas partes del proceso, ello se puede realizar a través de otras compañías que ofrecen las tecnologías, como son TEXACO, RENTECH, UOP, etc.

3.4 CARACTERIZACIÓN DE LA MATERIA PRIMA

Puede clasificarse al gas natural de Camisea, como un gas rico, es importante notar que este gas está exento de sulfuro de hidrógeno, y otros hetero-átomos, pero la presencia de altas cantidades de dióxido de carbono, CO₂, puede ser muy ofensivo para ciertas áreas de consumo o para las reacciones que involucren procesos de conversión del gas en otros productos. Por lo tanto, su remoción es altamente aconsejable; para este efecto existen varios procedimientos muy efectivos, incluyendo la utilización de tamices moleculares y algunos adsorbentes basados en amidas.

Tabla 3.7.- Composición del gas Natural

Composición	General	Lote 56 a	Lote 88	Camisea MINEM
METANO	95.082%	83.01	82.8	80.5
ETANO	2.1384	9.81	8.65	9.9
PROPANO	0.2886	3.59	3.19	3.8
N-BUTANO	0.0842	1.34	1.38	1.7
I-BUTANO	0.0326			
N-PENTANO	0.0124	1.31 (pentano+)	3.02 (pentano+)	3.4 (pentano+)
I-PENTANO	0.0152			
BENCENO	0.0050			
CICLOHEXANO	0.0050			
N₂	1.9396	0.71	0.76	
CO₂	0.3854	0.23	0.2	
Otros(H₂,O₂, CO, He)	0.0124			0.7

Fuente: Ministerio de Energía y Minas.

3.5 RESUMEN DE LAS TECNOLOGÍAS SELECCIONADAS

Tabla 3.8: resumen de las tecnologías seleccionadas para el proceso GTL propuesto.

RESUMEN		
Tecnología	Reacción Química	Ventajas
REFORMADO AL VAPOR	$\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO} + 3 \text{H}_2$	Ruta mas económica
REACTOR DE LODOS	$\text{CO} + \text{H}_2 \rightarrow -\text{CH}_2- + \text{H}_2\text{O}$	Mejor control térmico
DESTILACION	Separación física de los productos deseados en cortes.	Productos de valor comercial en el mercado
HIDROTRATAMIENTO	Eliminación de azufre, oxígeno y nitrógeno. Saturación de olefinas	Eliminación de contaminantes del productos obtenido
HIDROCONVERSION	Fraccionamiento de los hidrocarburos pesados, en productos menos pesados.	Productos de mayor calidad y valor comercial

3.6 BASES DE DISEÑO

Tabla 3.9: Resumen de las Bases Generales de Diseño del Proceso GTL propuesto

BASES DE DISEÑO		
Base	Detalle	Descripción
MATERIA PRIMA	GAS NATURAL	Poder calorífico mínimo 1,000 Btu / millar pie cúbico
CAPACIDAD DE PLANTA	60,000 BPD	Producción de diesel, nafta, kerosene
TECNOLOGIA DE GAS DE SINTESIS	REFORMADO AL VAPOR	Gas de síntesis relación H_2 / CO 2:1
TECNOLOGIA DE SINTESIS FISCHER TROPSCH	REACTOR DE LODOS	Crudo sintético rico en destilados medios

3.7 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

De acuerdo a la descripción detallada de las etapas de proceso realizada anteriormente, planteamos el proceso propuesto:

El gas natural recibido en planta, no atravesará por un proceso de purificación, ya que el contenido de azufre en la materia prima es despreciable. Tomamos como base las condiciones del gas natural entregado en donde se observa una presión de entrega considerable. Este gas ha atravesado por un proceso de separación de hidrocarburos líquidos, que se encuentran en pequeña cantidad.

El gas natural es dirigido a la sección de gas de síntesis, donde se le quema parcialmente con vapor de agua a alta temperatura por el proceso de reformado al vapor en medio de un catalizador de níquel, obteniéndose por reacciones químicas una mezcla de CO e H₂ (principales componentes del gas de síntesis) y los gases no convertidos. Para una conversión adecuada del gas de síntesis a realizarse en la siguiente etapa de proceso (síntesis FT) es necesario que la relación H₂/CO se encuentre en la proporción 2:1, ya que a este ratio se favorece la formación de destilados medios, entre los cuales se encuentra el diesel.

La mezcla de CO e H₂ en la proporción volumétrica 2:1 citada anteriormente, es enviada a la sección de síntesis Fischer Tropsch por medio de un reactor Slurry (de columna de burbujeo), donde por medio de un catalizador de cobalto a temperaturas moderadas y bajo un estricto control de la misma, es convertida en hidrocarburos, principalmente destilados medios.

Los hidrocarburos y los gases no reaccionantes pasan a un sistema de enfriamiento que condensa los destilados medios y separa esta corriente de los gases incondensables. Al final de la etapa de síntesis FT, se obtiene como producto crudo sintético, el cual es procesado en una unidad de destilación primaria (UDP), donde son separados los principales cortes, obteniéndose productos como GLP, Diesel (Gasoil), Kerosene y Residuo.

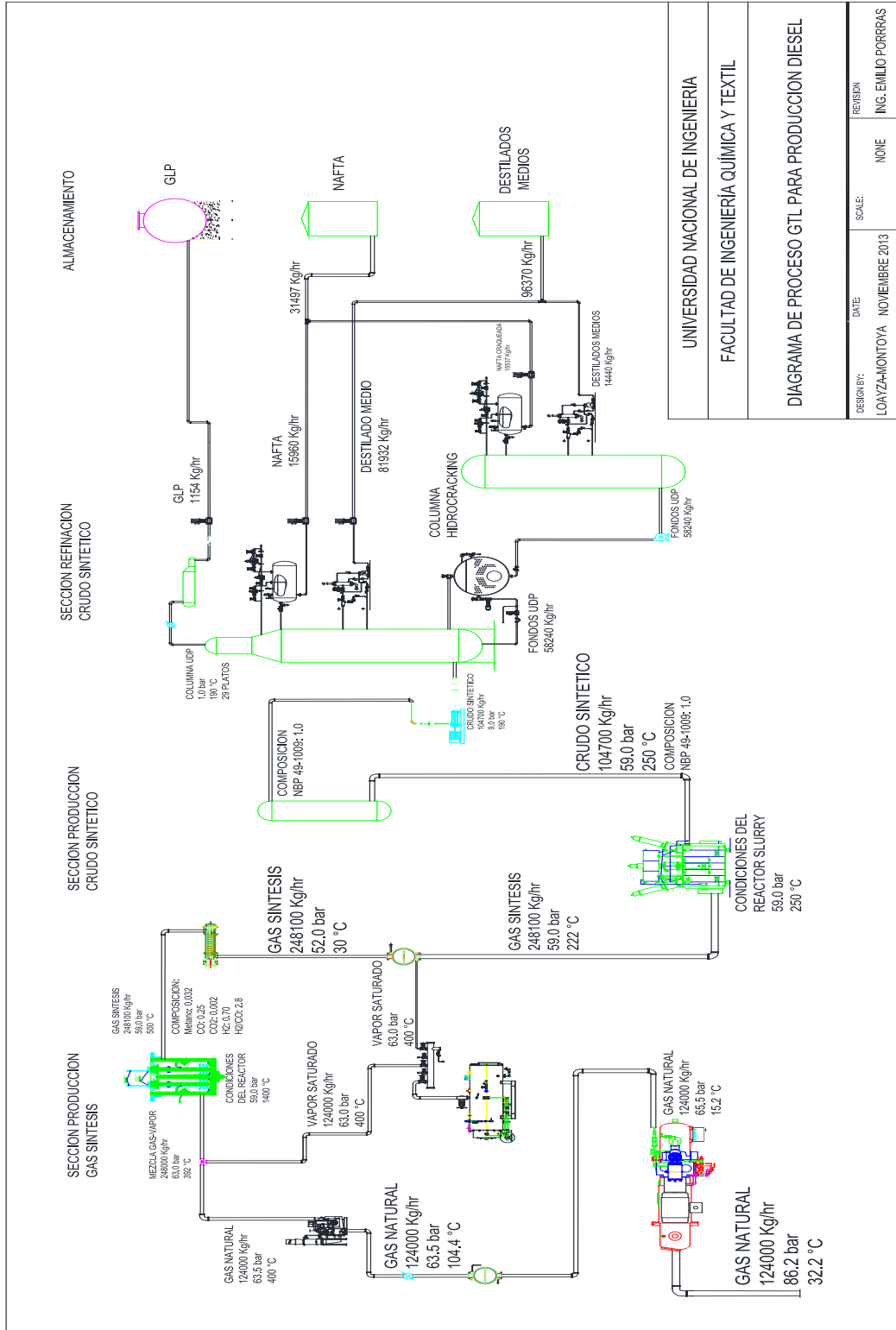
Los destilados medios pasan finalmente a la sección de acabado:

Hidrotratamiento: Donde por tratamiento con hidrógeno se eliminan los compuestos oxigenados y cualquier otro contaminante, mejorando la calidad del producto.

Hidrocracking: Los hidrocarburos más pesados separados por destilación en la UDP (residuo) son enviados a la unidad hidrocracking (unidad que aumenta el rendimiento en destilados medios). El residuo proveniente de la UDP posee cadenas largas de hidrocarburos, por lo que se trata con hidrógeno para romper las cadenas largas y transformarlas en el rango de los destilados medios (diesel)

Finalmente los productos pasan a una unidad de blending donde son acondicionados a las especificaciones técnicas y almacenados para su distribución.

3.8 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO PROPUESTO **(Ver Hoja siguiente)**



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA	
FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA Y TEXTIL	
DIAGRAMA DE PROCESO GTL PARA PRODUCCION DIESEL	
DESIGN BY:	REVISION:
DATE:	SCALE:
NOVEMBRE 2013	NONE
LOAYZA-MONTOYA	ING. EMILIO PORRRAS

3.9 BALANCES GLOBALES DE MASA Y ENERGÍA

En el siguiente cuadro, se cita el balance Global de Masa y energía, en donde se destaca los requerimientos de Materia prima (gas natural) para una producción de hidrocarburos líquidos finales (Nafta, kerosene, Diesel principalmente) de 60,000 BPD.

Para un análisis más detallado de esta parte, revisar el Anexo I

Tabla 3.10: resumen de los balances globales de materia y energía del proceso GTL propuesto

BALANCES GLOBALES DE MATERIA Y ENERGIA		
Base	Detalle	Descripción
GAS NATURAL NECESARIO	540 MMSCFD	P = 1250 psig T = 90 °F LHV > 1.000 BTU/MPC CH ₄ > 87 % vol.
PRODUCCION	60,000 BPD	DIESEL 60% KEROSENE 20% NAFTA 15% GLP/OTROS 5%
SERVICIOS REQUERIDOS	Agua de Enfriamiento Energía Eléctrica Vapor de Agua CATALIZADOR (1-3 años)	11,576 m ³ /h 50 M Watt 12,376 TM/día 1,300 TM/carga
PRODUCCION DE HIDROGENO	HIDROTRATAMIENTO HIDROCRACKEO	> 130 m ³ H ₂ / m ³ carga de producto > 1350 m ³ H ₂ / m ³ carga de producto
ENERGIA DE HORNOS Y CALDERAS	23 % DEL TOTAL DE BTU DE LA MATERIA PRIMA	125 BTU/D

3.10 RESULTADOS DE DISEÑO-REQUERIMIENTOS DE LA PLANTA

Tabla 3.11: Resumen de las Unidades de proceso Principales requeridas del Proceso GTL propuesto

UNIDADES DE PROCESO PRINCIPALES REQUERIDAS		
Equipo de Proceso	Capacidad	Cantidad
REACTORES DE GAS DE SINTESIS	90 MMSCFD	6
REACTORES DE SINTESIS FISCHER TROPSCH	20,000 BPD	3
UNIDADES DE DESTILACION	35, 000 BPD	2
UNIDADES DE HIDROTRATAMIENTO	30, 000 BPD	1
UNIDADES DE HIDROCRACKEO	30, 000 BPD	1

Tabla 3.12: resumen de las unidades de proceso secundarias requeridas del proceso GTL propuesto

UNIDADES DE PROCESO SECUNDARIAS REQUERIDAS		
Equipo de Proceso	Función	Cantidad
HORNOS	Elevar temperatura de Carga.	16 Hornos
EQUIPOS DE TRANSPORTE DE FLUIDOS	Bombas , Compresores y Expansores de Fluido	36 Bombas 22 Compresores 5 Expansores
EQUIPOS DE SEPARACION	Separadores Fluidos en fases distintas	16 Separadores dos Fases 12 De Tres Fases
EQUIPOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR	Optimiza la transferencia de energía	140 Intercambiadores 3 Sistemas de Recuperación de Alta Temperatura
TANQUES DE ALMACENAMIENTO	Tanques de Material en Proceso, Producto, Agua de Proceso, Agua contra incendio, etc.	30 Tanques De Acero Al Carbono De 75,000 Barriles De Capacidad Aprox.

3.11 PLAN DE PRODUCCIÓN Y OBRAS CIVILES

Tabla 3.13: Plan de Producción del proceso GTL Propuesto

PROGRAMA DE PRODUCCION		
Año	Producción	Detalle
2014	0 BPD	Búsqueda de Financiamiento Externo
2016	0 BPD	Inicio de Construcción
2018	30, 000 BPD	50% de Capacidad
2020	45,000 BPD	75% de Capacidad
2021	60,000 BPD	100% de Capacidad

3.12 OBSERVACIONES Y CONCLUSIONES

3.12.1 OBSERVACIONES

Una vez fijadas las condiciones de operación y seleccionado el catalizador, la unidad de crudo sintético ya no es flexible a la orientación a otros productos.

Ello ocurre de manera similar con la unidad de gas de síntesis orientadas a la producción de CO e H₂, no podrán ser flexibilizadas tan fácilmente a la producción de hidrógeno solamente, como se le conoce en el sistema convencional.

Las unidades de Hidrotratamiento se hacen necesarias por la presencia de compuestos oxigenados principalmente que acompañan al crudo sintético, esto basado en las patentes consultadas.

3.12.2 CONCLUSIONES

De acuerdo al diseño de Ingeniería utilizado, se tiene las unidades de producción de gas de síntesis de gran capacidad, razón por la cual se han asignado seis trenes de producción al diseño propuesto.

La unidad de producción de crudo sintético es una tecnología desarrollada por pocas compañías, lo que hace poco flexible su diseño, ya que dichas empresas por lo general ofrecen la tecnología en paquetes cerrados vía patentes, ello motivó a un diseño aproximado sobre aquellas patentes que han sido dadas a conocer abiertamente.

Finalmente, las unidades de refinamiento son una tecnología bastante desarrollada y muy difundida, por lo que se plantea la parte de tratamiento del crudo de acuerdo a los esquemas convencionales.

CAPITULO IV LOCALIZACIÓN

4.1 INTRODUCCIÓN

La localización óptima de la Planta de GTL será la que contribuya, en mayor medida a que se logre la mayor tasa de rentabilidad sobre el capital mediante la obtención de un costo unitario mínimo, y al mismo tiempo que satisfaga todos los requisitos exigidos por la planta.

El estudio de localización que se ve en este capítulo responde a los objetivos planteados por el proyecto de tesis, en especial a lo que respecta al mercado objetivo, en razón a esto las propuestas de las macrozonas para la posible localización de la planta de GTL responderán a aspectos tecnológicos y geográfico-estratégicos.

4.2 OBJETIVOS Y ALCANCE

4.2.1 SITUACIÓN ACTUAL

La localización ha sido planteada en el contexto actual que se encuentra el yacimiento de Camisea con reservas probadas de gas de 12.7 TCF, que nos colocaría como un país con balanza positiva en hidrocarburos suficiente para industrializarlo y ser exportador de energía.

4.2.2 ALCANCES

Nuestro país está pasando por grandes cambios en el aspecto de hidrocarburos, éstos, además de las reservas de gas han abierto la posibilidad de formar un polo energético de importancia en Latinoamérica. Este hecho bien puede ampliar aun más el mercado considerado en la presente tesis, además, tomando en cuenta que ya se está exportando Gas licuado hacia los mercados de Mexico a

través de la Planta de Licuefacción ubicado en Chíncha; siendo este uno de los posibles lugares de localización para la Planta.

En los últimos años, el gobierno viene desarrollando políticas a favor de la industrialización del gas natural mediante la implementación del **Gasoducto Sur Andino** consistente en el tendido de tuberías para el transporte de gas desde la Sierra de Cusco hacia las costas de Mollendo e Ilo; además está el proyecto para el **Poliducto de la Costa**, que transportará líquidos de gas natural hacia Ilo. En ambos casos el objetivo es el desarrollo petroquímico y energético de la zona Sur del Perú.

Por lo expuesto, la zona para la industrialización del gas natural para el objetivo de la presente tesis está definida hacia la zona Sur del Perú.

4.3 MACROLOCALIZACIÓN

4.3.1 MACROZONA FUENTE DEL GAS

Este estudio busca ubicar los yacimientos de Gas natural en la zona que permita la explotación de los mismos. En el contexto regional, nos encontramos por debajo de Venezuela que cuenta con áreas extensas de reservadas de Gas.

Al considerar estos factores se han tomado muchos aspectos pero en especial los aspectos técnicos necesarios para la instalación de esta planta, sin embargo no se ha dejado de lado el aspecto social que pueden afectar la ubicación, así como los aspectos ambientales, este tomado como un factor esencial para localizar la planta.

En la figura 4.1, se muestra la tendencia gasífera de la región sudamericana, como podrá observar la selva se aprecia favorecida con la presencia de este recurso no renovable. Asimismo en la figura

4.2, Perúpetro muestra las áreas con potencial gasífero del Perú, y las posibles locaciones de la materia prima del presente proyecto.

En la figura 4.3, se destaca las cuencas gasíferas de la zona comprendida entre Ucayali, cusco y Madre de Dios, temas de estudio y evaluación por su potencial gasífero. Asimismo la figura 4.4 detalla los actuales pozos de explotación de gas natural y los posibles yacimientos gasíferos en proyecto.

Finalmente en la figura 4.5, describe a modo general el proyecto del Gasoducto Sur Andino, cuyo objetivo es el desarrollo de la zona sur del Perú, donde incluso el gobierno peruano ha mostrado su interés en este desarrollo.

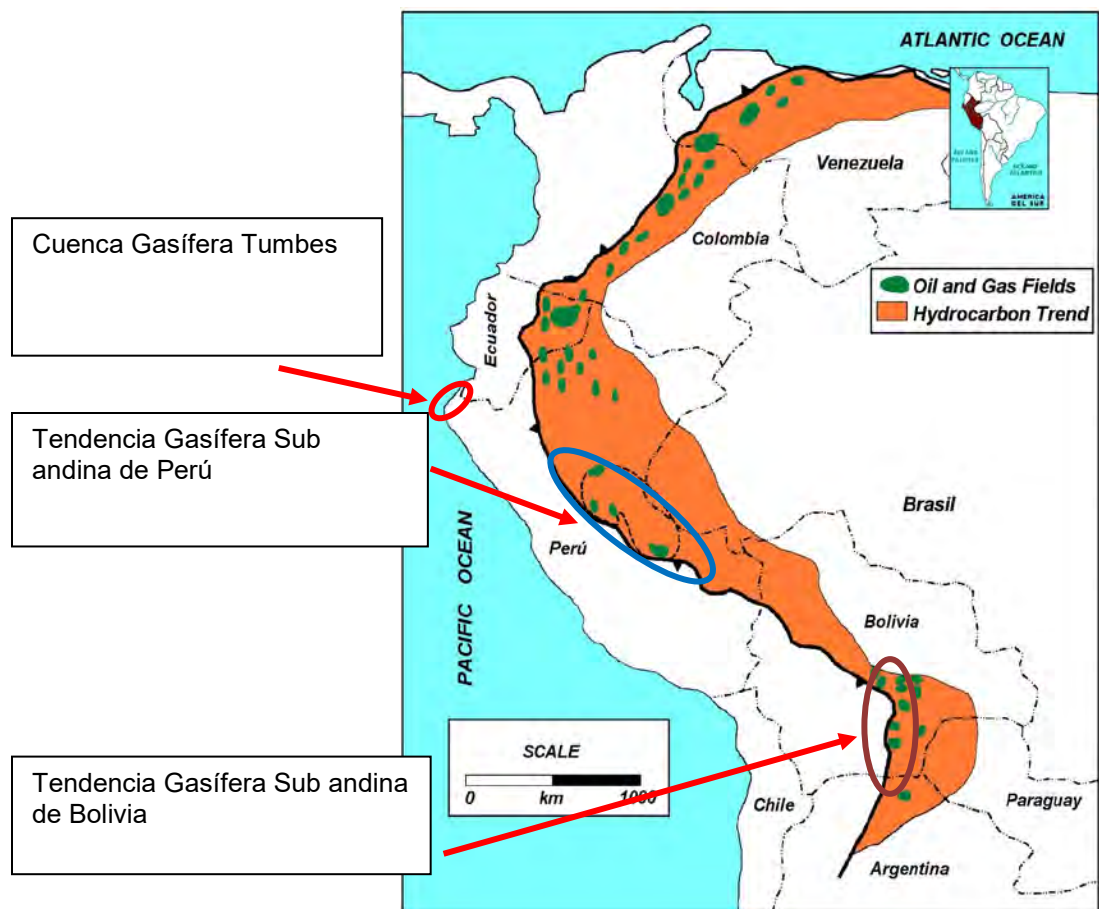


Figura 4.1: tendencias gasíferas en el contexto regional

Fuente: Potencial Gasífero del Perú, PeruPetro, Abril 2012

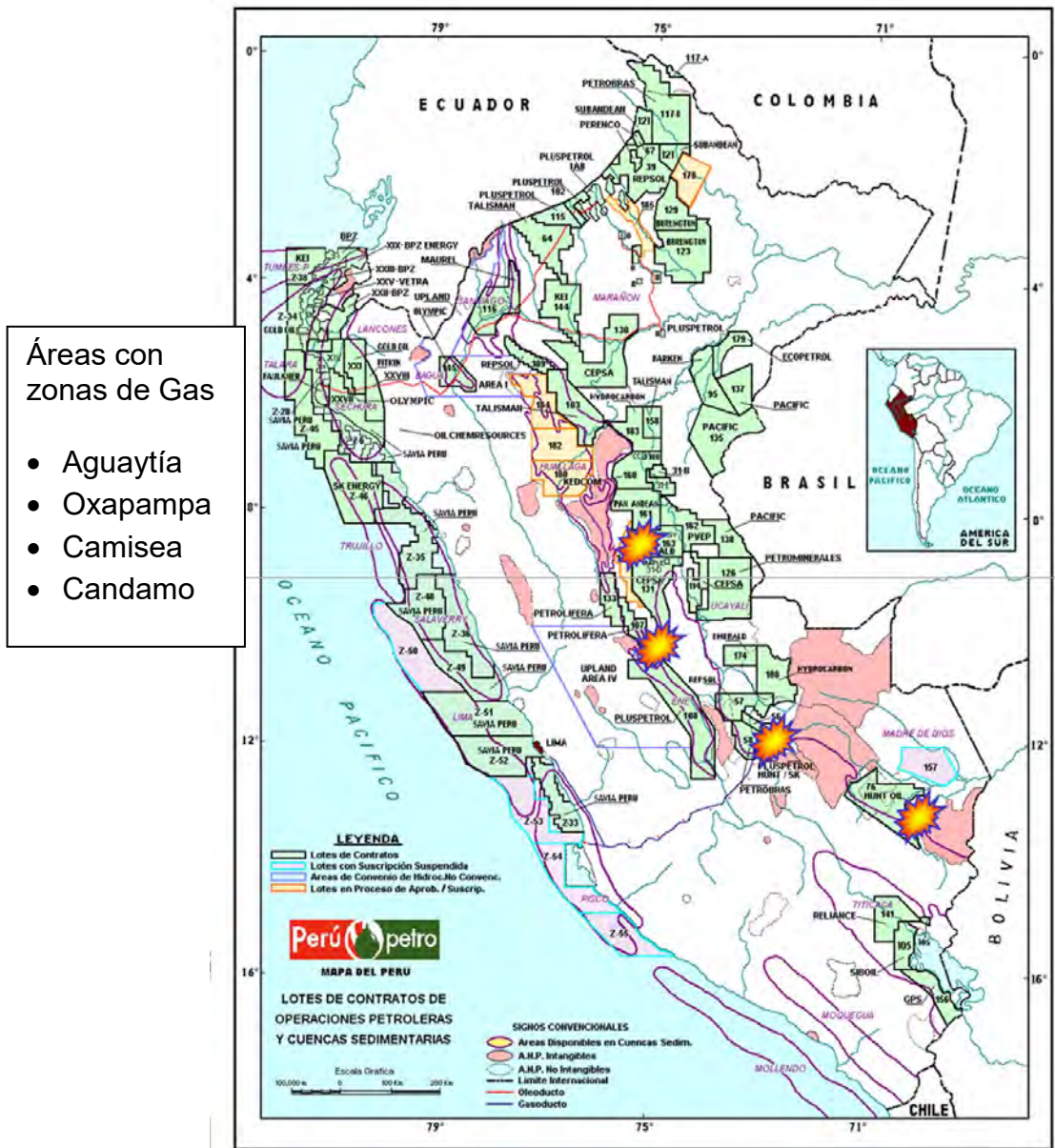


Figura 4.2: áreas con potencial gasífero

Fuente. Perúpetro.

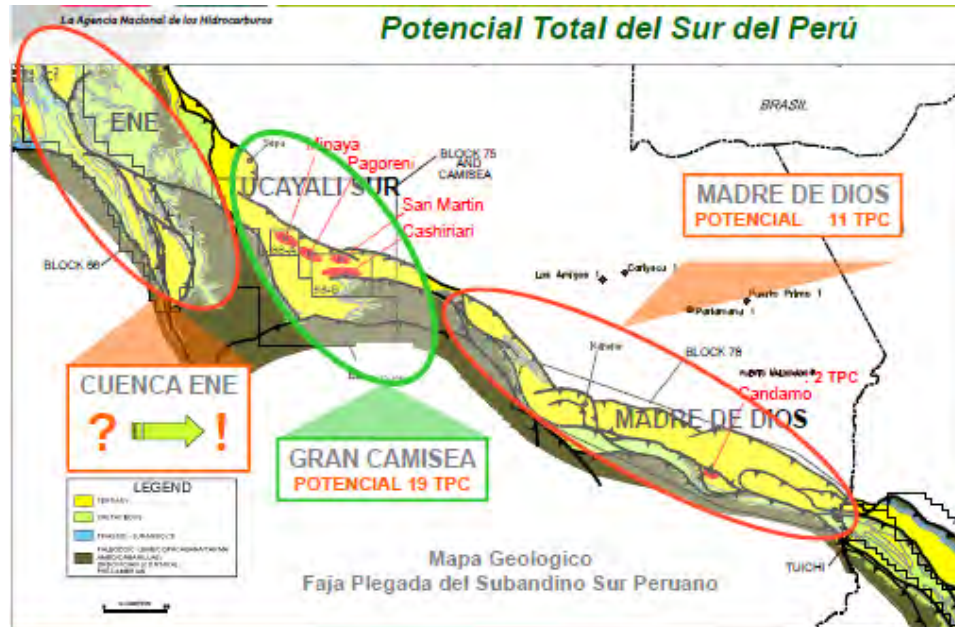


Figura 4.3: potencial gasífero sur peruano

Fuente: Perúpetro, Potencial Gasífero del Perú, 2012.

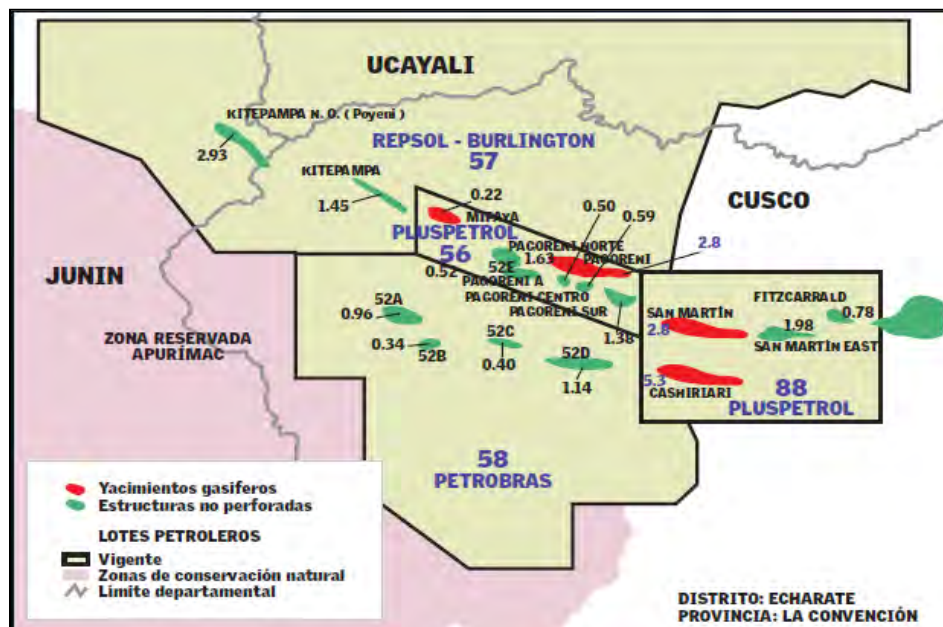


Figura 4.4: zonas actuales de explotación de gas natural



Figura 4.5: plano de ubicación del gasoducto sur andino

4.3.2 DESCRIPCIÓN DEL GASODUCTO ANDINO DEL SUR

- **Justificación:** La justificación básica del proyecto se fundamenta en el aprovechamiento del gas natural existente, el cual permitirá que nuestro país reduzca su dependencia de hidrocarburos líquidos como gasolina y diesel, productos importados como fertilizantes y amoníaco, así como, asegurar el abastecimiento de energía eléctrica para la creciente economía.

El proyecto permitirá el abastecimiento de generación eléctrica dentro de la Macro región Sur, así como la reducción de las pérdidas por transmisión en el sistema interconectado nacional. Así mismo, permitirá el uso del gas natural vehicular (GNV), uso del gas natural para las residencias y comercios, así como su uso en proyectos industriales a lo largo de todo el recorrido del ducto.

Es necesario resaltar la magnitud del beneficio económico del proyecto y especialmente del sistema de Gasoducto Andino el Sur, en una de las zonas menos desarrolladas del país como es la Macro Región Sur. Así, el proyecto fortalecerá las regiones del Sur del país y permitirá que las mismas se conviertan en áreas de influencia incluso para los países vecinos como Bolivia y Chile, con los beneficios que geopolíticamente aporta al Perú.



Figura 4.6: recorrido gasoducto sur andino
Fuente:Kuntur

- **Perfil de Proyecto:** El proyecto contempla la construcción de un ducto de 30" a 36" de diámetro para transportar gas natural y un ducto de 18" a 24" de diámetro para transportar líquidos de gas natural (poliducto) dentro de un corredor de 25 m de ancho. Los ductos serán enterrados por debajo de la superficie de terreno en todo su trayecto. El proyecto recorre las 3 macro regiones

naturales del Perú (Selva, Sierra y Costa) y los departamentos de Cusco, Puno, Arequipa y Moquegua. El proyecto permitirá el transporte de gas natural que se iniciará en los campos de yacimientos gasíferos de Camisea hacia las ciudades de Quillabamba, Cusco, Juliaca, Arequipa, Matarani e Ilo.

- **Localización del Proyecto:** El sistema de transporte se inicia en la zona de Camisea y atravesará los departamentos de Puno, Arequipa y Moquegua.
- **Inversión estimada:** 5000 MMUS\$ actualizado al 2012.
- **Beneficios del Proyecto:**
 - Se tiene un crecimiento del PBI entre 1% y 2.5% en el escenario optimista.
 - El impacto en el PBI permitirá tener una tasa de crecimiento entre 5.9% y 7.6% en el período 2014 y 2020.
 - Generación de nuevos empleos, aproximadamente en 39000 puestos de trabajo.
 - Una vez que todo el proyecto este en servicio, el aporte en impuesto a la renta, regalías y canon alcanzaría hasta US\$ 578 millones anuales en promedio.
 - Aumento en la seguridad energética, asegurando la provisión de gas al país y evitando pérdidas hasta por US\$ 11 millones al día.
 - Generaría el primer polo petroquímico en el Pacífico de América.
 - Con la construcción del polo petroquímico, el país producirá más de 8 veces lo que se importa en polietileno.

- El efecto multiplicador de la industria del metano y etano es de 5.75 a 7.73 comparada con la venta de gas natural como combustible.
- **Etapas del Proyecto:**
 - Aprobación de concesión.
 - Aprobación del manual de diseño del gasoducto.
 - Aprobación del estudio de riesgos.
 - Aprobación del EIA.
 - Avance actual del proyecto: se encuentra en la etapa de concurso para la buena Pro a la empresa encarga del proyecto, esto se realizará en los primeros meses del 2014.
- **Características Técnicas del Proyecto**

Tabla 4.1: características del proyecto

Ducto Troncal de Gas Natural(GN)	Aproximadamente 743 km y 30" de diámetro.
Ramales del Sistema de Gas Natural	Total: 334 km entre 4 ramales: - Cusco 12 km y 6" de diámetro. - Juliaca 139 km y 8" de diámetro - Matarani 36 km y 6" de diámetro - Ilo 147 km y 30" de diámetro.
Otras Instalaciones de superficie	4 estaciones de compresión de Gas Natural (una a cargo del operador de entrega); 2 Estaciones Reductoras de Presión.

- **Esquema del Gasoducto y sus ramales:**

Figura 4.7: esquema simplificado gasoducto sur andino.



Fuente: Kuntur

4.3.3 VIABILIDAD DEL GASODUCTO SUR ANDINO

El proyecto se paralizó debido a que no se tenía garantizado el abastecimiento de gas para su desarrollo. En vista a este panorama, el gobierno está destinando las reservas de los Lotes 57 y 58 para el desarrollo del proyecto. Petrobras, que es la empresa concesionaria de estos lotes, está en plena confirmación de los niveles de reserva que permitan su viabilidad.

De confirmarse solo 3 TFC se construirá un proyecto reducido que permitirá la masificación del gas y la construcción de una Planta termoeléctrica.



Figura 4.8: viabilidad proyecto con 3 TFC de gas asegurado.

De confirmarse 6 TFC, se construirá una tubería con capacidad de desarrollar un polo petroquímico (etano y metanol), una planta fraccionadora, termoeléctricas y masificación del gas.



Figura 4.9: viabilidad del proyecto con 6 TFC de gas asegurado.

Sí se inicia la construcción del gasoducto para finales del 2012, el gas estaría llegando a Ilo y/ Matarani en el 2016; sí se espera culminar con la confirmación de las reservas, contratos y financiamiento para empezar a construir, el gasoducto llegaría aproximadamente a Ilo en 2020.

4.4 DESCRIPCION DEL PROYECTO

El sistema de Transporte Andino del Sur, contará con un gasoducto (GN) y un poliducto (LGN) que serán enterrados en forma paralela (separación centro a centro entre tuberías de 3 m), atravesando una extensa región del Perú, conformada por tramos en Selva, sierra y costa; específicamente en los departamentos de Cusco, Arequipa, Puno y Moquegua. En forma resumida las características de los ductos son:

Tubería de gas natural

Diámetro (Malvinas a Ilo): 30 pulgadas.

Flujo: 33 MM Scmd

Máxima presión operación: 140 bar.

Tubería de líquidos

Diámetro (Malvinas a Ilo): 18 pulgadas.

Flujo: 140 000 bbl/d

Máxima presión de operación: 140 bar

El volumen de flujo del poliducto de 140 000 bbl/d que sale de Malvinas, llega completamente a Ilo, dado que no hay entrega de líquidos a ninguna localidad, ni es requerido para la operación del sistema.

El volumen de flujo de gas de 33 MM Scmd que sale de Malvinas, no llega completamente a Ilo, dado que hay entrega a localidades y también es requerido en estaciones como combustible para la operación del sistema de transporte tanto de gas como de líquido. Los volúmenes varían de acuerdo a

las industrias instaladas la evaluación desarrollada por Kuntur, para el proyecto del gasoducto, en cada localidad y mercado para el consumo de gas domiciliario:

- Quillabamba: 1.2 MM Scmd
- Cusco: 0.3 MM Scmd
- Juliaca: 0.4 MM Scmd
- Arequipa: 1.0 MM Scmd
- Matarani: 0.4 MM Scmd
- Ilo: 29 MM Scmd
- Consumo para la operación del transporte de gas y líquido: 0.7 MM Scmd.

4.5 CONCLUSIONES

- Según el desarrollo del Gasoducto Andino del Sur, el lugar ideal para la ubicación de una planta de GTL y respondiendo a los objetivos del mercado es la Ciudad de Ilo.
- Ilo posee ciertas características relevantes en la zona, una está ligada en especial al posicionamiento geográfico, además otra de las ventajas con relación a los factores subjetivos es la infraestructura existente para transportar la materia prima.
- Muy aparte que el Gobierno Peruano designe la ciudad de Ilo para el desarrollo del Gasoducto Andino, el estudio de localización muestra que no se ha realizado la elección al azar, su estratégica posición comercial y demanda energética hace de esta ciudad la más favorable en la región Sur.

CAPITULO V

INVERSIONES Y COSTOS

5.1 INTRODUCCION

Los procesos industriales solo tienen estabilidad en el mercado si su aspecto económico es favorable. Existen 3 niveles para el diseño de un proceso:

- 1) Diseño preliminar: se toma información básica del proyecto con diseños aproximados y escenarios económicos simples, con el objetivo de llegar a un escenario sobre el potencial económico del proceso. Esta etapa debe realizarse de forma acelerada para tomar la decisión de continuar con el proyecto.
- 2) Estudio de pre-inversión: el panorama promisorio del proyecto amerita un diseño más elaborado y un análisis económico riguroso, con estimaciones de inversión confiable y costos de operación desglosados.
- 3) Ingeniería de detalle: se lleva a cabo por firmas especializadas en el rubro con el objetivo de elaborar los diseños finales y planos para la construcción de los equipos.

Para establecer una actividad económica requerimos una inversión. A cambio de esta inversión se obtienen ingresos en forma de ventas, las cuales deben ofrecer un excedente adecuado sobre los costos que implica la operación del proceso para que se tenga un potencial favorable de comercialización.

La inversión requerida se descompone en inversión fija (I_f) y capital de trabajo o circulante (I_w):

$$I = I_f + I_w$$

Donde:

I_f : incluye la inversión o capital inmovilizado en componentes del proceso como columnas, reactores, bombas, tanques, etc.

I_w : representa la cantidad estipulada para mantener la operación del proceso bajo variaciones en la cantidad de insumos.

A su vez, la inversión fija, se puede se puede dividir en 2 partes:

$$I_f = I_E + I_A$$

I_E : se refiere a los componentes principales del proceso.

I_A : se refiere a la inversión en equipos auxiliares como calderos, torres de enfriamiento, etc

Esta división de la inversión de un proceso en sus componentes de inversión de equipo principal, equipo auxiliar y capital de trabajo está relacionada con el riesgo inherente en este tipo de actividades económicas. Desde un punto de vista de riesgo, la inversión en equipo principal sería las más difícil de recuperar si el proyecto fracasara, mientras que el capital de trabajo es el que ofrece menor grado de riesgo.

El **costo de operación** de un proceso, puede evaluarse por unidad de tiempo (US\$/año) o por unidad de producción (US\$/kg). Este concepto incluye los costos asociados por inversión, los costos variables y los costos de mano de obra.

$$C = aI_f + bMP + cE + dMO - pSP$$

C: costo anual de operación del proceso

I_f : Inversión en capital fijo.

a: factor que considera gastos anuales como mantenimiento, regalías, etc; se estima como una fracción de la inversión fija.

MP: Materia prima empleado en el proceso (kg/año)

b: costo unitario de cada materia prima

E: Servicios necesarios para el proceso (kg/año).

c: costo de cada servicio

dMO: Costo de Mano de obra

SP: Subproductos que se produce además del producto principal (kg/año)

p: precio de cada subproducto que se pudiera producir en el proceso además del producto principal.

Sí **S** son las ventas anuales, la **utilidad bruta o beneficio bruto R** se define como la diferencia entre las ventas y el costo de operación anual ©:

$$R = S - C$$

La **utilidad neta P**, se calcula restando de la utilidad bruta la depreciación de los equipos y el pago de impuestos.

$$P = R - eI - t(R - dI)$$

Donde:

R: rentabilidad

I: impuestos

e: factor de depreciación para fines contables

d: factor de depreciación para fines de impuestos

t: tasa de impuestos

5.1.1 Inversión en Capital Fijo.

Se realiza en la etapa de pre-operación de un proyecto e involucra todos los costos necesarios durante la pre-inversión y construcción hasta completar el último detalle que permita una operación segura y confiable de la planta. Esta inversión permanece durante toda la vida del proyecto y está compuesta por estudios, equipos, maquinarias, terreno, edificios, etc.

Durante la pre-operación se incurren en costos para la adquisición de bienes que son identificables al final del proceso de construcción como es: edificios, equipos, vehículos, maquinarias, terreno, etc, esta

parte de la inversión fija se denomina Activo Fijo. La fracción de la Inversión Fija que no es identificable al término de la construcción se denomina Intangibles y está compuesto por los costos de los estudios, asesorías, gastos pre-operativos, etc.. Los gastos en los estudios anteriores son costos hundidos y no se recuperarán se realice o no el proyecto, razón por la que no se consideran como parte del costo de inversión.

Componentes de la Inversión Fija:

Activo Fijo: Terreno

Edificios y obras civiles

Maquinarias y equipos

Vehículos

Muebles y enseres

Instalaciones

Intangibles: Estudios (posteriores)

Gastos en construcción

Gastos en supervisión

Gastos de asesoría

Patentes y regalías

Gastos generales de pre-operación

Gastos de puesta en marcha

Gastos de comercialización durante la pre-operación

Intereses, comisiones y garantías durante la construcción.

Se entiende que la inversión fija representa el capital necesario para adquirir terreno, equipos y maquinarias, efectuar las obras civiles, instalar los equipos de proceso y todas las instalaciones auxiliares necesarias para un satisfactorio funcionamiento del proceso

productivo y que se divide en costos directos (activo fijo) y costos indirectos (intangibles) como se detalla a continuación:

Costos Directos (Activo Fijo)

1. Costo del equipo: valor puesto en el terreno
2. Costo de instalación de los equipos
3. Control e instrumentación: valor de componentes e instalación
4. Tuberías y accesorios, instalados
5. Material y equipo eléctrico, instalado
6. Edificios y estructuras
7. Delimitaciones: pistas, veredas, áreas de estacionamiento, cerco perimétrico, etc.
8. Servicios y facilidades: generación de vapor, tratamiento de agua, laboratorio, sistema contraincendio, tratamiento de residuos, etc.
9. Terreno.

Costos Indirectos (Intangibles)

1. Ingeniería y supervisión
2. Gastos de construcción
3. Utilidad del contratista
4. Contingencias

5.1.2 CALCULO DE LA INVERSION FIJA

Existen 3 métodos para estimar los precios de los equipos, unidades de procesos y plantas complejas.

5.1.2.1 Método de los Índices de Costo

Es el número que permite comparar el costo del presente con el de una fecha pasada. Son muy parecidos al Índice Inflacionario, pero, en lugar de estar referido a una canasta

básica familiar está basado a una estructura de costos de Inversión entre los que se considera:

- Costo de construcción
- Costo del material
- Costo de mano de obra
- Productos químicos, etc.

Se entiende que la relación de los Índices de dos años diferentes es prácticamente igual a la relación de los costos de capital fijo de estos 2 años. Los Índices de costos asumen como base un año determinado el que toma un valor de 100.

$$\frac{I_J}{I_K} = \frac{IND_J}{IND_K}$$

I_j, I_k : costos de capital para los años J y K

IND_J, IND_K : índice de costos de los años J, K

El año base de los diferentes índices es relativa y carece de importancia, lo realmente importante es la relación entre los valores de los años que se están comparando. Los datos de costos de equipos con menos de 10 años de antigüedad son bastante aceptables, entre 10 y 20 años deberán ser empleados con cautela y los datos con más de 20 años son obsoletos.

Cuando la metalurgia de los equipos o de sus partes y las tecnologías de fabricación han mejorado significativamente, es mucho más versátil y recomendable emplear datos de costos lo menos antiguos posibles.

Los Índices de Costo se emplean para convertir costos de plantas y/o equipos del pasado a costos del tiempo presente, es una conversión en moneda corriente.

Dentro de los principales índices de costos empleados en ingeniería química tenemos:

Marshall y Swift (Industrial Process), base: 1926

Nelson Farrar (Industria del Petróleo), base: 1946

Chemical Engineering (Industria de Procesos), base: 1957

En el siguiente gráfico, se muestra la variación de los índices de Nelson y de la Chemical Engineering, los mostrados son para unidades de proceso complejas, pero también hay para equipos.

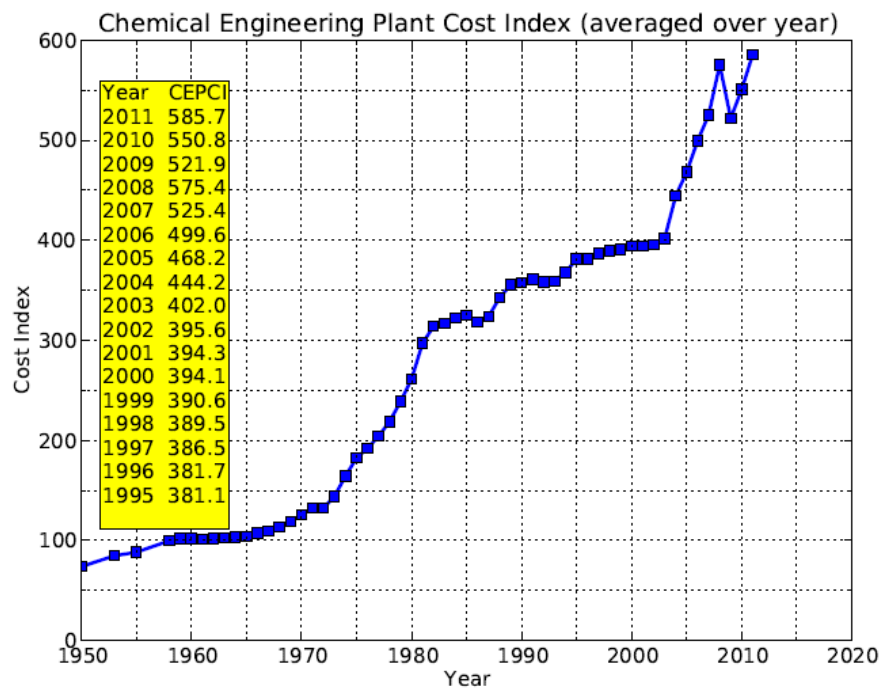


Figura 5.1: índice de costo para unidades de proceso de Chemical Engineering.

Fuente:

http://www.nt.ntnu.no/users//magnehi/cepci_2011_py.pdf

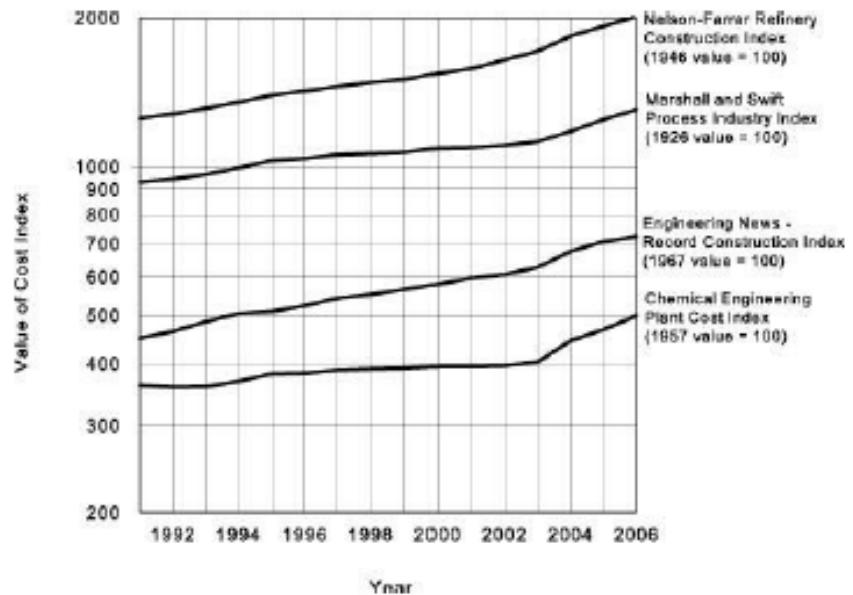


Figura 5.2: índice costo para unidades de proceso de Nelson, Marshall, Chemical Engineering, Engineering News Record.

5.1.2.2 Método del Exponente de Capacidad

Este método es empleado tanto para estimar el costo de equipos como el costo de unidades de procesos o plantas químicas. La regla menciona que la relación entre las inversiones es directamente proporcional al tamaño del equipo o planta elevado a un exponente m y que se expresa mediante la siguiente relación:

$$I_A = I_B \left(\frac{Q_A}{Q_B} \right)^m$$

Donde:

- I_A Inversión para equipo o planta A
- I_B Inversión para equipo o planta B (dato)
- Q_A Tamaño o capacidad de A
- Q_B Tamaño o capacidad de B (dato)
- m Exponente de capacidad.

Donde m es un exponente característico de cada tecnología. En caso de no estar disponible, se usa típicamente $m=0.6$ por lo que a esta regla se le conoce como "regla de los 6 décimos". Desarrollos tecnológicos conducen muchas veces a procesos con exponentes menores que los que previamente tenían con las tecnologías anteriores. El hecho de que m sea menor que 1 responde a que una planta de mayor capacidad se traduce en una menor inversión unitaria al hacer el análisis económico del proceso, de ahí en concepto de **economías de escala**.

Bajo este concepto se puede decir que si la capacidad de una planta se incrementa en 20% y el exponente es inferior a 1, entonces el costo se incrementa en menos del 20%.

Tipo de Equipo	Rango de la correlación	Unidades de Capacidad	Exponente de Costo n
Compresor Reciprocante con motor impulsor	0.75 a 1490	kW	0.84
Intercambiador de Calor Tubo y Coraza (Acero al carbón)	1.9 a 1860	m^2	0.59
Tanque vertical (Acero al Carbón)	0.4 a 76	m^3	0.3
Soplador centrifugo	0.24 - 71	std m^3/s	0.6
Línea de vidrio enchaquetada	0.2 a 3.8	m^3	0.48

Figura 5.3: exponentes de capacidad para diferentes equipos industriales.

Clase de aparato (y parametro funcional)	Exponente
Aspiradores gas (caudal)	0,87
Bombas (caudal)	0,52-0,76
Cambiadores de calor (superficie de calefacción)	0,6
Cambiadores de ion (volumen)	0,70-0,80
Colectores de polvo (caudal)	0,84
Compresores (caudal)	0,73
Cristalizadores (volumen)	0,80-0,85
Depósitos (volumen)	0,65
Desintegradores mecánicos (potencia y capacidad de producción)	0,60-0,72
Espesadores (sedimentadores) (superficie libre)	0,30-0,72
Evaporadores (superficie de calefacción)	0,50-0,70
Filtros (superficie de filtración)	0,58-0,66
Hidroextractores y centrifugas (diámetro de cesta)	1
Mezcladoras (volumen y potencia)	0,35-0,70
Secaderos: superficie de carga'(1);	0,9
Soplantes (caudal)	0,30-0,60
Tamizadoras (superficie de tamizado)	0,28-0,80
Torres (diámetro)	0,72-1,20
Transportadores y elevadores (longitud o distancia)	0,47-0,89

Figura 5.4: exponentes de capacidad para equipos varios.

5.1.2.3 Método Factores de Costo

Este método se emplea para determinar el costo de la inversión fija de una planta o unidad de proceso; el punto de partida es el costo de los equipos puesto en el terreno, el resto de los componentes del capital fijo se determinan en función del costo de los equipos y de las características del proceso.

COSTOS DIRECTOS O ACTIVO FIJO

1. Costo de los equipos puestos en el terreno (CE)
2. Instalación de los equipos: representa 47% CE para procesos que manejan fluidos y 43% para otros.
3. Tuberías y accesorios: el costo instalado representa 10-20% CE para procesos que manejan sólidos, 10-43% CE para procesos sólido-fluido y 43-86% CE para procesos que manejan fluidos.
4. Instrumentación y control: este componente instalado representa 15% CE cuando no hay control automático, 30% CE para control automático y 40% CE para sistemas de control inteligente.
5. Instalaciones eléctricas: incluye la instalación, costo de las sub estaciones, centros de control, equipos de emergencia, alumbrado, etc., representa entre 8-14% CE.
6. Edificios y estructuras: el costo de este componente representa 15-35% CE, los procesos que manejan sólidos tienen mayor costo relativo que los que manejan fluidos ya que requieren mayor protección por los efectos del clima.
7. Delimitaciones: se consideran las pistas, veredas, cercos, puntos de carga y descarga de vehículos, red contraincendios, áreas de parqueo, etc. Su costo representa 10-18% CE.
8. Facilidades y servicios: comprende las instalaciones que proveerán los diferentes servicios requeridos por las unidades de proceso para una correcta operación, como son planta de vapor, aire, tratamiento de agua, sistemas de enfriamiento, tratamiento de combustible,

tratamiento de desechos, etc. Representa un costo de 20-90% CE.

9. Terreno: es la parte en donde se efectúa la construcción de la planta, representa 2-6% CE.

COSTOS INDIRECTOS O INTANGIBLES

10. Supervisión e Ingeniería: está referido a los cargos en la preparación de los libros de diseño, diseño básico, diseño detallado, preparación de las hojas de especificación, planos, y diagramas. Involucra también la supervisión del proyecto, planeamiento control de costos, inspección y costo de puesta en marcha. Representa el 10-20% del Costo Directo.
11. Costos de construcción: incluye las construcciones temporales, alquiler de herramientas y maquinarias, materiales y equipos necesarios durante la puesta en marcha para efectuar reparaciones, cambios o mejoras. Representa el 12-24% del Costo Directo.
12. Utilidad del contratista: este componente representa el 4-7% del Costo Directo.
13. Contingencias: se emplean para cubrir costos inesperados o que no hayan sido considerados, también cubre los cambios o modificaciones del diseño original. Representa 5-15% del Costo Directo.

Tabla 5.1: Factores de costos

Costos Directos		Valor Típico
1	Costo del equipo	CE
2	Instalación	0.45 CE
3	Instrumentación	0.30 CE
4	Tuberías y accesorios	0.40 CE
5	Instalaciones eléctricas	0.09 CE
6	Edificios	0.25 CE
7	Delimitaciones	0.13 CE
8	Facilidades y servicios	0.56 CE
9	Terreno	0.04 CE
Total Directos		3.22 CE
Costos Indirectos		
10	Supervisión e Ingeniería	0.35 CE
11	Costos de construcción	0.40 CE
12	Utilidad del contratista	0.17 CE
13	Contingencias	0.43 CE
Total Indirectos		1.35 CE
Total Inversión en Capital Fijo		4.57 CE

5.1.3 SOTFWARE DE ESTIMACIÓN DE COSTOS DE CAPITAL.

Para el presente capítulo en cuanto a la estimación de los costos de capital, empleamos el denominado **CAPCOST**, el cual está basado en el *Método de Costo Modular*, escrito en visual basic y que puede ser empleado para estimaciones preliminares de costos de procesos.

Introducida por Guthrie hacia finales de 1960 y principios de 1970, constituye la base de la mayoría de técnicas de modulo de equipamiento empleados hoy en día. Esta técnica de costeo relaciona todos los gastos realizados al costo de compra de equipos evaluados para algunas condiciones base. Las desviaciones de las condiciones base se corrigen mediante el uso de factores que dependen de:

1. Tipo específico del equipo
2. Presión del sistema
3. Especificación del material de construcción

La siguiente ecuación describe el costo del módulo puro para cada equipo (Bare Module Cost, C_{BM}) que viene a ser la suma de costos directos e indirectos:

$$C_{BM} = C_P^0 F_{BM}$$

Donde:

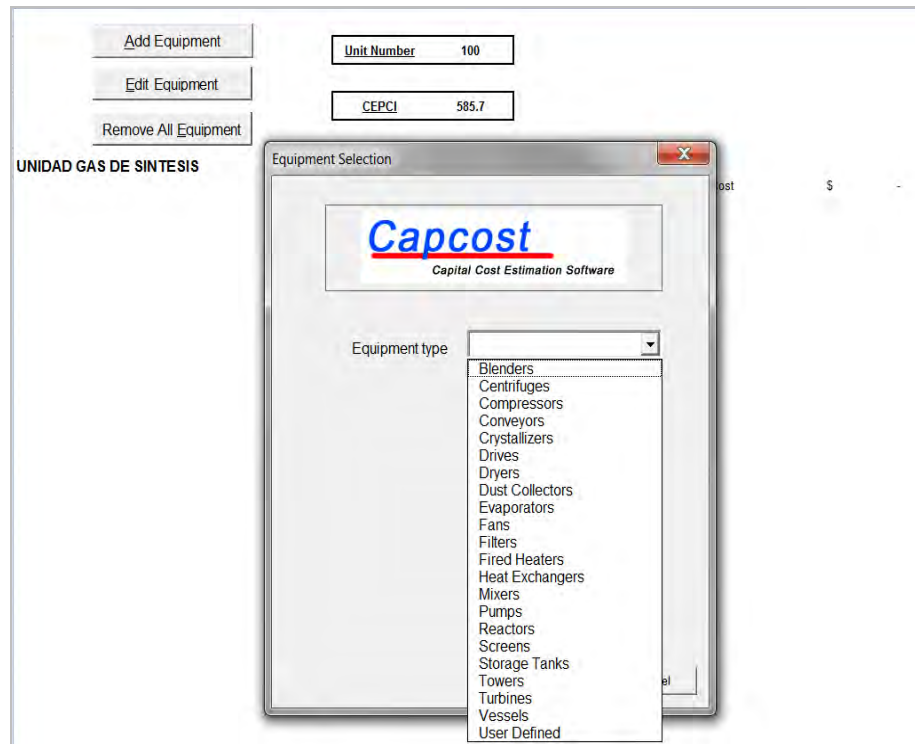
C_{BM} : Costo del modulo del equipo puro, costos directos e indirectos para cada unidad.

F_{BM} : factor de costo del modulo puro, que involucra costo puesto en muelle de puerto, materiales para instalación, labores de instalación, etc.

C_P^0 : Costo de compra de las condiciones base, equipos fabricados con el material más común, por lo general acero al carbono y que funcionan a presiones cercanas al ambiente.

En la presente tesis, empleamos un valor de **CEPCI de 585.7** correspondiente al año 2011.

Se define el Índice de Costo para el año de estudio, luego seleccionamos el equipo a evaluar.



Como ejemplo de cálculo, tomamos una bomba centrífuga, seleccionamos el tipo de material, potencia del eje, presión de descarga y números de impelentes.

UNIDAD GAS DE SINTESIS

Unit Number: 100
 CEPCI: 585.7

Equipment Selection

Capcost
Capital Cost Estimation Software

Equipment type:

UNIDAD GAS DE SINTESIS

Unit Number: 100
 CEPCI: 585.7

Add a Pump to Unit 100

Type of Pump		Materials of Construction	
<input checked="" type="radio"/> Centrifugal	<input type="radio"/> Positive Displacement	<input checked="" type="radio"/> Cast Iron	<input type="radio"/> Carbon Steel
<input type="radio"/> Reciprocating		<input type="radio"/> Copper Alloy	<input type="radio"/> Stainless Steel
		<input type="radio"/> Nickel Alloy	<input type="radio"/> Titanium

Shaft Power:

Pressure at Discharge:

Number of Spares:

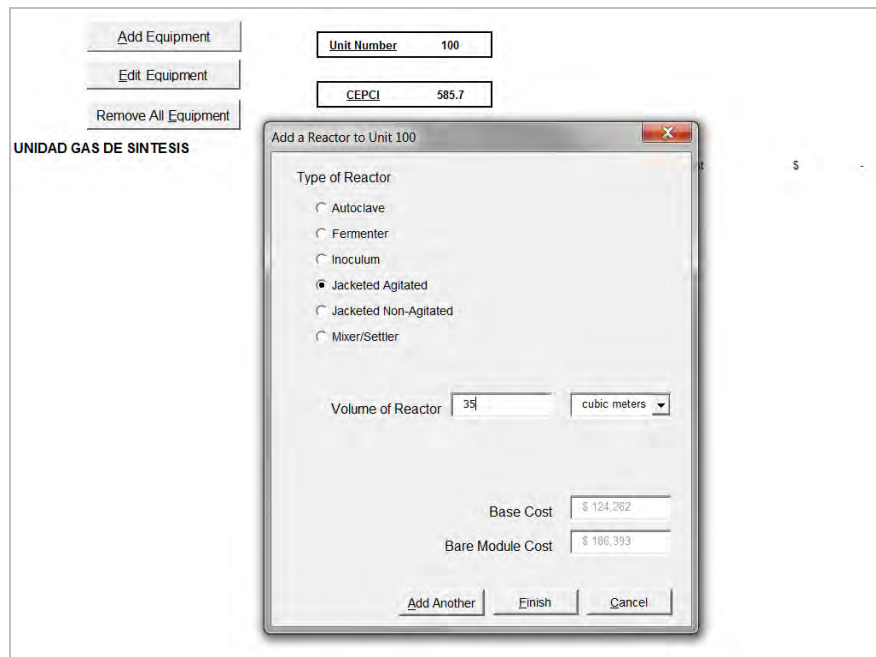
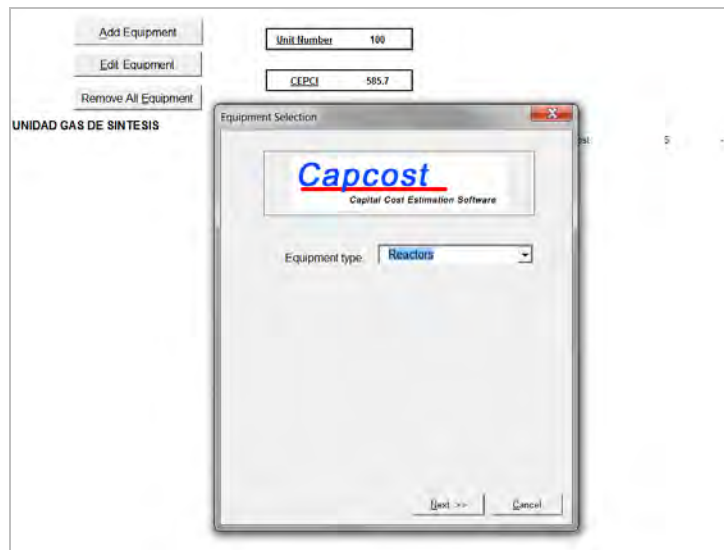
Base Cost:

Bare Module Cost:

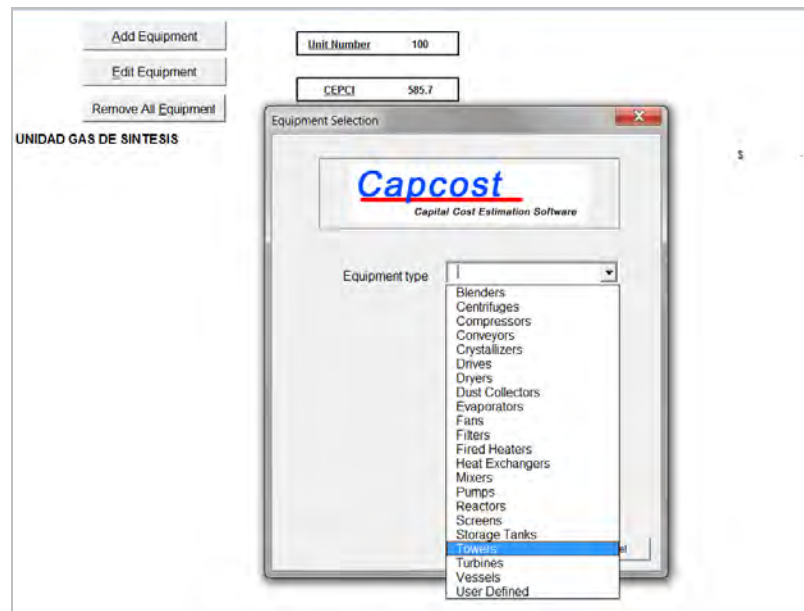
Del ejemplo, para la bomba seleccionada, el costo base (FOB) es de US\$ 47 446 y el costo del equipo puesto en la planta (Bare Module

Cost) que incluye fletes, impuestos, seguros y otros gastos representa US\$ 173 624.

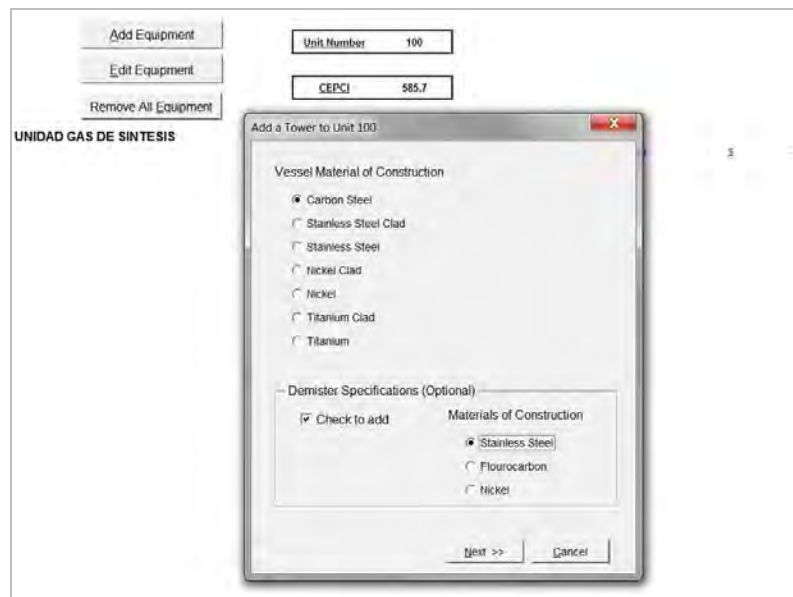
Para el caso de un reactor encaquetado no agitado con un volumen de 35 m³, el costo del equipo es de US\$ 186 393.



Para una columna de Destilación atmosférica,



Seleccionamos materiales de construcción del cuerpo y eliminador de vapor.



Seleccionamos tipo de platos, material, número y empaques.

The screenshot shows a software interface for adding equipment to a unit. The main window has buttons for 'Add Equipment', 'Edit Equipment', and 'Remove All Equipment'. The unit is identified as 'UNIDAD GAS DE SINTESIS'. A dialog box titled 'Add a Tower to Unit 100' is open, showing the following specifications:

- Unit Number:** 100
- CEPCI:** 585.7
- Tray Specifications (Optional):**
 - Check to Add
 - Tray Type:** Steve Tray, Valve Tray
 - Tray MOC:** Carbon Steel, Stainless Steel, Nickel
 - Number of Trays:** 10
- Packing Specifications (Optional):**
 - Check to Add
 - Packing MOC:** Plastic Saddle, Ceramic, 304 Stainless Steel
 - Height of Packing:** (empty field)

Navigation buttons at the bottom of the dialog include '<< Previous', 'Next >>', and 'Cancel'.

Se ingresa diámetro y altura de la columna, presión máxima. Con todos estos datos, el programa arroja los costos totales que para este caso resulta en US\$ 159 000.

The screenshot shows the same software interface as above, but the dialog box now displays vessel dimensions and calculated costs:

- Unit Number:** 100
- CEPCI:** 585.7
- Vessel Specifications:**
 - Diameter of Vessel:** 1.5 meters
 - Height of Vessel:** 15
 - Maximum Pressure:** 1 barg
- Costs:**
 - Vessel Base Cost:** \$ 33,273
 - Vessel Bare Module Cost:** \$ 135,421
 - Cost of Internals (if Applicable):**
 - Internals Base Cost:** \$33,379
 - Internals Bare Module Cost:** \$33,379
 - Total Base Cost:** \$66,651
 - Total Bare Module Cost:** \$168,799

Navigation buttons at the bottom of the dialog include '<< Previous', 'Add Another', 'Finish', and 'Cancel'.

5.2 CALCULO DE COSTOS EN EQUIPOS PRINCIPALES

Del capítulo 3 Ingeniería del Proyecto, describimos el proceso completo de ella se extrae la lista de los equipos principales que componen la planta de producción de diesel sintético.

Tabla 5.2: lista de equipos principales.

UNIDAD GAS DE SINTESIS	N° EQUIPOS
Expansor	1
Intercambiadores	5
Hornos	6
Reactores	6
Unidad PSA	1
Mezclador	6
Compresor	1
UNIDAD DE FISCHER-TROPSCH	
Intercambiadores	6
Reactores	3
Separadores	3
Mezclador	3
Compresor	1
UNIDAD DESTILACION PRIMARIA	
Intercambiadores	1
Hornos	1
Separadores	1
Columna de Platos empacados	2

Mezclador	2
Bombas	3
UNIDAD DE HIDROTRATAMIENTO	
Intercambiadores	8
Hornos	2
Reactores	1
Columna de Platos empacados	1
Mezclador	3
Compresor	1
Separadores	1
Bombas	2
UNIDAD DE HIDROCRACKING	
Intercambiadores	8
Hornos	3
Reactor	1
Separadores	3
Columna de Platos empacados	1
Mezclador	4
Bombas	4
Compresores	2

Resumen de equipos principales:

Tabla 5.3: resumen de equipos.

Equipos	Cantidad
Expansores	1
Compresores	5
Intercambiadores	28
Bombas	9
Columnas empacadas	4
Reactores	11
Separadores	8
Mezcladores	18
Hornos	12
Unidad PSA	1

Aplicando la metodología del programa CAPCOST elaboramos la tabla 5.4 de costos de inversión en equipos principales, que es como sigue:

INDICE COSTOS 2001 = 394.3

INDICE COSTOS 2011 = 585.7

Tabla 5.4: costos de inversión en equipos principales.

<input type="button" value="Add Equipment"/>		<input type="text" value="Unit Number 100"/>				
<input type="button" value="Edit Equipment"/>		<input type="text" value="CEPCI 585.7"/>				
<input type="button" value="Remove All Equipment"/>						
PLANTA DE CONVERSION GAS NATURAL A DIESEL SINTETICO MEDIANTE FISCHER-TROPSCH						
Compressor s	Compressor Type	Power (kilowatts)	# Spares	MOC	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost
C-101	Centrifugal	2500	8	Stainless Steel	S/. 7,060,000	S/. 40,600,000
C-102	Centrifugal	3000	4	Stainless Steel	S/. 4,420,000	S/. 25,400,000
C-103	Centrifugal	1700	1	Stainless Steel	S/. 1,210,000	S/. 6,940,000
C-104	Centrifugal	3000	2	Stainless Steel	S/. 2,650,000	S/. 15,300,000
C-105	Centrifugal	2230	1	Stainless Steel	S/. 1,450,000	S/. 8,360,000

Exchangers	Exchanger Type	Shell Pressure (barg)	Tube Pressure (barg)	MOC	Area (square meters)	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost
E-101	Multiple Pipe		107	Copper / Carbon Steel	80	S/. 40,100	S/. 177,000
L-102	Multiple Pipe		92	Copper / Carbon Steel	100	S/. 49,900	S/. 210,000
E-103	Multiple Pipe		92	Carbon Steel / Carbon Steel	100	S/. 50,500	S/. 186,000
E-104	Multiple Pipe		80	Carbon Steel / Carbon Steel	85	S/. 42,700	S/. 153,000
E-105	Multiple Pipe		80	Carbon Steel / Carbon Steel	75	S/. 37,600	S/. 129,000
E-106	Multiple Pipe		80	Carbon Steel / Carbon Steel	100	S/. 50,500	S/. 105,000
F-107	Multiple Pipe		96	Carbon Steel / Carbon Steel	95	S/. 47,900	S/. 178,000
E-108	Multiple Pipe		96	Carbon Steel / Carbon Steel	95	S/. 47,900	S/. 178,000
L-109	Multiple Pipe		88	Carbon Steel / Carbon Steel	98	S/. 49,500	S/. 181,000
E-110	Multiple Pipe		95	Carbon Steel / Carbon Steel	68	S/. 34,000	S/. 126,000
E-111	Multiple Pipe		96	Carbon Steel / Carbon Steel	100	S/. 50,500	S/. 188,000
E-112	Multiple Pipe		8	Carbon Steel / Carbon Steel	80	S/. 30,000	S/. 98,600
E-113	Multiple Pipe		240	Carbon Steel / Carbon Steel	100	S/. 50,500	S/. 292,000
F-114	Multiple Pipe		236	Carbon Steel / Carbon Steel	96	S/. 48,400	S/. 273,000
E-115	Multiple Pipe		228	Carbon Steel / Carbon Steel	98	S/. 48,400	S/. 259,000
L-116	Multiple Pipe		216	Carbon Steel / Carbon Steel	59	S/. 29,500	S/. 149,000
E-117	Multiple Pipe		8	Carbon Steel / Carbon Steel	48	S/. 24,000	S/. 78,900
E-118	Multiple Pipe		8	Carbon Steel / Carbon Steel	100	S/. 50,500	S/. 166,000
E-119	Multiple Pipe		8	Carbon Steel / Carbon Steel	98	S/. 49,500	S/. 163,000
E-120	Multiple Pipe		8	Carbon Steel / Carbon Steel	26	S/. 13,200	S/. 43,500
F-121	Multiple Pipe		88	Carbon Steel / Carbon Steel	96	S/. 48,400	S/. 177,000
E-122	Multiple Pipe		72	Carbon Steel / Carbon Steel	100	S/. 50,500	S/. 178,000
E-123	Multiple Pipe		72	Carbon Steel / Carbon Steel	96	S/. 48,400	S/. 171,000
E-124	Multiple Pipe		72	Carbon Steel / Carbon Steel	51	S/. 25,500	S/. 89,700
F-125	Multiple Pipe		88	Carbon Steel / Carbon Steel	60	S/. 30,000	S/. 105,000
E-126	Multiple Pipe		3	Carbon Steel / Carbon Steel	60	S/. 30,000	S/. 98,600
E-127	Multiple Pipe		8	Carbon Steel / Carbon Steel	100	S/. 50,500	S/. 166,000
F-128	Multiple Pipe		8	Carbon Steel / Carbon Steel	96	S/. 48,400	S/. 159,000

Fired Heaters	Type	Heat Duty (MJ/h)	Steam Superheat (°C)	MOC	Pressure (barg)	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost
H-101	Process Heater	54000		Carbon Steel	200	1,534,723	3,830,274
H-102	Process Heater	143000		Carbon Steel	10	2,777,152	5,915,334
H-103	Process Heater	29200		Carbon Steel	200	1,142,937	3,287,084
H-104	Process Heater	13300		Stainless Steel	200	868,165	2,496,841
H-105	Process Heater	37200		Carbon Steel	200	1,271,508	3,656,854
H-106	Process Heater	12200		Carbon Steel	100	847,959	2,119,603
H-107	Process Heater	7680		Carbon Steel	100	764,302	1,910,489

Pumps (with drives)	Pump Type	Power (kilowatts)	# Spares	MOC	Discharge Pressure (barg)	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost
P-101	Centrifugal	6	1	Cast Iron	6	\$ 9,900	\$ 32,076
P-102	Centrifugal	1	2	Carbon Steel	85	\$ 10,887	\$ 54,367
P-103	Centrifugal	1.4	2	Carbon Steel	2	\$ 11,169	\$ 36,188
P-104	Centrifugal	6	1	Cast Iron	1	\$ 9,900	\$ 32,076
P-105	Centrifugal	5	1	Cast Iron	1	\$ 9,406	\$ 30,475
P-106	Centrifugal	1.8	1	Cast Iron	1.5	\$ 7,665	\$ 30,526
P-107	Centrifugal	1.8	1	Cast Iron	1	\$ 7,665	\$ 30,526
P-108	Centrifugal	1.5	1	Cast Iron	1	\$ 7,499	\$ 24,297
P-109	Centrifugal	300	1	Cast Iron	54	\$ 129,843	\$ 420,691
P-110	Centrifugal	23	1	Cast Iron	2	\$ 16,558	\$ 53,648

Reactors	Type	Volume (cubic meters)	Cantidad	Material	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost
R-101	Jacketed Non-Agitated	120	6	Titanium	21,000,000.0	201,513,888
R-102	Jacketed Agitated	300	3	Titanium	21,450,000.0	100,756,944
R-103	Jacketed Agitated	35	1	Stainless Steel	124,262.0000	186,393.0000
R-104	Jacketed Agitated	35	1	Stainless Steel	124,262.0000	186,393.0000

Storage Tanks	Tank Type	Volume (cubic meters)	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost
Tk-101	Floating Roof	4770	505,558.0000	556,114
Tk-102	Floating Roof	4800	505,274.0000	555,801
Tk-103	Floating Roof	4800	505,274.0000	555,801
Tk-104	Floating Roof	4800	505,274.0000	555,801

Towers	Tower Description	Height (meters)	Diameter (meters)	Tower MOC	Demister MOC	Pressure (barg)	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost
T-101	29 Carbon Steel Sieve Trays	15	1.5	Carbon Steel	Stainless Steel	4	S/ 94,400	S/ 209,000
T-102	29 Carbon Steel Sieve Trays	15	1.5	Carbon Steel	Stainless Steel	4	S/ 94,400	S/ 209,000
T-103	25 Carbon Steel Sieve Trays	12	1.5	Carbon Steel	Stainless Steel	3	S/ 81,400	S/ 171,000
T-104	29 Carbon Steel Sieve Trays	15	1.5	Carbon Steel	Stainless Steel	4	S/ 94,400	S/ 209,000

Turbines	Turbine Type	Power (kilowatts)	# Spares	MOC	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost
J-101	Axial	744	4	Carbon Steel	S/ 1,750,000	S/ 6,120,000
J-102	Axial	744	8	Carbon Steel	S/ 3,150,000	S/ 11,000,000
J-103	Axial	744	10	Carbon Steel	S/ 3,850,000	S/ 13,500,000
J-104	Axial	744	10	Carbon Steel	S/ 3,850,000	S/ 13,500,000
J-105	Axial	744	10	Carbon Steel	S/ 3,850,000	S/ 13,500,000

Vessels	Orientation	Length/Height (meters)	Diameter (meters)	MOC	Demister MOC	Pressure (barg)	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost
V-101	Vertical	15.6	5.2	Stainless Steel	Stainless Steel	4	S/. 347,000	S/. 4,620,000
V-102	Vertical	4.8	1.5	Carbon Steel	Stainless Steel	4	S/. 18,500	S/. 70,000
V-103	Vertical	4.8	1.5	Carbon Steel	Stainless Steel	5	S/. 18,500	S/. 73,800
V-104	Vertical	5.4	1.5	Carbon Steel	Stainless Steel	5	S/. 19,700	S/. 79,400
V-105	Vertical	11.7	3.9	Carbon Steel		240	S/. 133,000	S/. 26,000,000
V-106	Vertical	5.5	1.6	Carbon Steel	Stainless Steel	4	S/. 21,700	S/. 84,500
V-107	Vertical	5	1.6	Carbon Steel	Stainless Steel	233	S/. 20,600	S/. 1,330,000
V-108	Vertical	5.1	1.7	Carbon Steel	Stainless Steel	115	S/. 22,600	S/. 734,000
V-109	Vertical	10.2	3.4	Stainless Steel	Stainless Steel	88	S/. 107,000	S/. 16,200,000
V-110	Vertical	5.4	1.8	Carbon Steel	Stainless Steel	70	S/. 25,200	S/. 543,000
V-111	Vertical	11	3	Carbon Steel	Stainless Steel	10	S/. 90,600	S/. 709,000
V-112	Vertical	9.3	3.1	Carbon Steel	Stainless Steel	20	S/. 84,900	S/. 1,060,000
V-113	Horizontal	6.3	2.1	Carbon Steel		10	S/. 24,700	S/. 137,000
V-114	Horizontal	4.5	1.5	Carbon Steel		10	S/. 13,800	S/. 63,500
V-115	Horizontal	5	1.5	Carbon Steel		5	S/. 14,600	S/. 51,500
V-116	Horizontal	6	1.9	Carbon Steel		10	S/. 21,200	S/. 111,000
V-117	Horizontal	4.8	1.5	Carbon Steel		10	S/. 14,300	S/. 65,700
V-118	Horizontal	5.4	1.8	Carbon Steel		4	S/. 18,700	S/. 66,100
V-119	Horizontal	4.2	1.4	Carbon Steel		4	S/. 12,300	S/. 40,000
V-120	Horizontal	6.6	2.1	Carbon Steel		224	S/. 25,400	S/. 2,090,000
V-121	Horizontal	6.3	2.1	Carbon Steel		240	S/. 24,700	S/. 2,200,000
V-122	Horizontal	5.4	1.8	Carbon Steel		224	S/. 18,700	S/. 1,320,000
V-123	Horizontal	4.8	1.5	Carbon Steel		227	S/. 14,300	S/. 857,000
V-124	Horizontal	5.4	1.8	Carbon Steel		85	S/. 18,700	S/. 480,000
V-125	Horizontal	5.4	1.8	Carbon Steel		88	S/. 18,700	S/. 496,000
V-126	Horizontal	3	1	Carbon Steel		71	S/. 7,500	S/. 98,400
V-127	Horizontal	3	1	Carbon Steel		4	S/. 7,500	S/. 22,700
Total Bare Module Cost								\$ 548,021,384

Del programa de cálculo CAPCOST, el costo total de los principales equipos a emplear en las diferentes unidades de la nueva Planta es:

COSTO DE INVERSION EN EQUIPOS: MUS\$ 548 021.384

5.3 CÁLCULO DE COSTOS DE INVERSION FIJA.

Total FCI	548,021.000	MUS\$
Arancel 10% FCI	54,802.100	MUS\$
Costo de Instalacion 45% FCI	246,609.450	MUS\$
Terrenos 4% FCI	21,920.840	MUS\$
Obras Previas 5\$/m ²	7,500.000	MUS\$
Edificaciones 40% FCI	219,208.400	MUS\$
Pavimentación de planta 13% FCI	71,242.730	MUS\$
Contingencias 43% FCI	235,649.030	MUS\$
F de tamaño de planta 2% FCI	10,960.420	MUS\$
Muebles y Enseres Totales 2%	10,960.420	MUS\$
Inversion en desarrollo de el área de plantas 20%	109,604.200	MUS\$
Costo de instrumentación 20 %FCI	109,604.200	MUS\$
Costo de tuberías de proceso 40%FCI	219,208.400	MUS\$
Costo de equipo de servicios 20%FCI	109,604.200	MUS\$
transporte al emplazamiento final 10%FCI	54,802.100	MUS\$
utilidad del contratista 17%FCI	93,163.570	MUS\$
Diseño de Ingeniería de detalle 35%FCI	191,807.350	MUS\$
COSTO DE INVERSION CAPITAL FIJO	2,314,668.410	MUS\$

5.4 CALCULO DE COSTOS DE CAPITAL DE TRABAJO

Es la cantidad de dinero que debe invertirse para que la operación de la planta sea productiva, esto es, que el dinero invertido cubra los siguientes puntos:

1. Stock de materias primas y suministros.
2. Stock de productos terminados y semi-elaborados
3. Cuentas por cobrar
4. Efectivo para pagos mensuales de gastos de operación, sueldos y compras de materia prima
5. Cuentas por pagar
6. Pago de impuestos

Esta inversión va cambiando su estructura y valor durante el horizonte de planeamiento razón por lo que se le denomina Capital Circulante. Otra característica es que al final del horizonte de planeamiento, en el período de liquidación, se recupera totalmente. En la tabla se muestra cada uno de los componentes del capital de trabajo, el activo circulante es una carga para la empresa ya que se desembolsa el recurso para generarlo y el pasivo circulante es a favor de la empresa ya que significa ingreso de recursos.

Tabla 5.5: distribución de capital de trabajo.

Activo Circulante
Caja banco
Caja mínima
Caja para compras
Inventarios
Materia prima
Materiales
Productos terminados
Productos en proceso
Cuentas por cobrar
Pagos adelantados

Pasivo Circulante Cuentas por pagar Cobros adelantados
Capital de Trabajo = Activo - Pasivo Circulante

El Capital de Trabajo puede aproximarse al valor del inventario por un mes de materias primas y al inventario por 3 meses del producto.

El ratio de Capital de Trabajo del Capital Total Invertido varía con diferentes compañías, pero la mayoría de plantas químicas y para estimados de pre-diseño se emplea un valor entre 10 - 20% del Capital Fijo. Este porcentaje podrá aumentar un 50% o más para empresas que producen productos de demanda estacional debido a los grandes inventarios que debe mantenerse para períodos de tiempo largos.

El Capital Total, es la suma de capitales fijos y de trabajo, representa la cantidad de dinero que debe proporcionar los inversionistas.

Para la presente Tesis de Grado, se toma un factor de del 20% como Inversión en Capital Fijo en vista que es un valor típico para una operación normal de Refinería.

Inversión en Capital de Trabajo = MUS\$ 462.934

Capital total invertido = MUS\$ 2 777 602.092

5.5 CONCLUSIONES

- Una vez realizado los cálculos para el dimensionamiento de los equipos como son los balances de materia y energía, el siguiente paso lógico y cronológico es determinar el precio de la planta conocido como capital fijo.
- Una vez obtenido los costos de los equipos, se hace necesario trasladarlos hasta el lugar indicado y cimentarlo, sino también, debe cubrir las tuberías, aislamiento, instrumentos, etc.; así la instalación por lo general es varias veces mayor que el precio de compra. Un método empleado para el costo total del equipo es mediante el factor de Lang, para el caso de refinerías empleamos un factor de 4.8 en una escala que generalmente está entre 3-5.
- El resumen del costo de capital así como el capital de trabajo tiene el propósito de tener el dinero suficiente para la fase de montaje y operación inicial de la planta respectivamente. Estos montos de inversión son lo que finalmente dan lugar a evaluaciones posteriores de tiempo de recuperación.
- El siguiente paso a la inversión en capital fijo y de trabajo es la evaluación del proyecto en el tiempo con el objetivo de tener la viabilidad del mismo que se verá en el capítulo siguiente.

CAPITULO VI EVALUACION ECONOMICA

6.1 INDICADORES PARA LA EVALUACIÓN ECONOMICA

El presente capítulo, la viabilidad Económica del Proyecto, con el respaldo de indicadores económicos básicos. Para ello serán utilizados los siguientes indicadores económicos:

- VAN.- El valor neto presente de una inversión se calcula a partir de una tasa de descuento y una serie de pagos futuros (valores negativos) e ingresos (valores positivos). El valor actual Neto, representa todas las utilidades llevadas al año de Evaluación, que muestra los beneficios del proyecto de Inversión, de realizarse por el inversionista.
- TIR.- La tasa interna de retorno equivale a la tasa de interés producida por un proyecto de inversión con pagos (valores negativos) e ingresos (valores positivos) que ocurren en períodos regulares. TIR debe ser superior a la tasa de descuento asignada al proyecto en Evaluación, para ser considerado atractivo a Inversión.
- Período de Recupero.- Tiempo en años en que se recupera la inversión inicial, y equivale a otro criterio de decisión de inversión en un proyecto.

6.2 EL CASO BASE

Según se ha descrito en el capítulo precedente sobre los costos de Inversión el caso base está definido por:

Tabla 6.3: Estado de Ganancias y Pérdidas en caso base. (MMUS\$ del año 0) desde el año 13 al año 20 de producción.

Rubro	13	14	15	16	17	18	19	20	
Ingreso x ventas	2,362	2,362	2,362	2,362	2,362	2,362	2,362	2,362	
Costo de Manufactura	1,036	1,036	1,036	1,036	1,036	1,036	1,036	1,036	
Renta Bruta	1,326	1,326	1,326	1,326	1,326	1,326	1,326	1,326	
Depreciación	231	231	231	231	231	231	231	231	
Renta Neta	1,095	1,095	1,095	1,095	1,095	1,095	1,095	1,095	
Impuesto a la renta	328	328	328	328	328	328	328	328	
Utilidad Neta	766	766	766	766	766	766	766	766	

Se puede apreciar que para determinar la renta neta se resta la depreciación de la utilidad de operación, de esta manera la depreciación origina un menor pago de impuesto a la renta.

Tabla 6.4: flujo de caja proyectado en caso base. (MMUS\$ del año 0) desde el año 1 al año 10 de producción.

Rubro	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Inversión en capital fijo	579	579	1,157	0	0	0	0	0	0	0
Inversión en cap./ trabajo			463	0	0	0	0	0	0	0
Total de Inversión	579	579	1,620	0	0	0	0	0	0	0
Utilidad Neta	0	0	0	0	379	766	766	766	766	766
Depreciación	0	0	0	231	231	231	231	231	231	231
Flujo Neto de Fondos	(579)	(579)	(1620)	231	610	998	998	998	998	998

Tabla 6.5: flujo de caja proyectado en caso base. (MMUS\$ del año 0) desde el año 11 al año 20 de producción.

Rubro	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Inversión en capital fijo	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Inversión en cap./trabajo	0	0	0	0	0	0	0	0	0	(463)
Total de Inversión	0	0	0	0	0	0	0	0	0	(463)
Utilidad Neta	766	766	766	766	766	766	766	766	766	766
Depreciación	231	231	231	231	231	231	231	231	231	231
Flujo Neto de Fondos	998	998	998	998	998	998	998	998	998	1,461

En el cuadro de flujo de caja se aprecia, en el rubro inversión, que todo el capital de trabajo se recupera en el año de liquidación (año 20), también se observa que no hay valor de rescate puesto que toda la inversión en capital fijo es depreciada.

6.4 EVALUACION ECONOMICA

A continuación la tabla 6.6, se presentan los resultados del caso base, donde se puede ver los indicadores descritos en el punto 6.1.

Tabla 6.6.- Resultados de indicadores económicos del caso base.

Indicador	Valor
Inversión Total	2,778 MMUS\$
Tasa de Descuento	15%
VAN	1,955 MMUS\$
TIR	27%
Periodo de Recupero	9 años

El resultado indica que se puede recuperar la inversión a partir del año 9, con un Valor Actual Neto de 1,955 MMUS\$ de utilidad sobre una inversión inicial

de 2,778 MMUS\$ y el periodo de recuperó aproximadamente al año nueve según se observa en la figura 6.1.

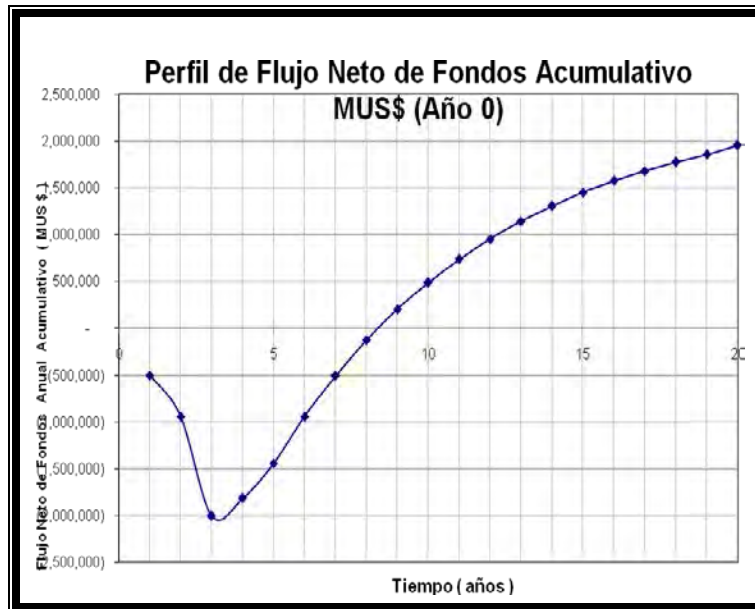


Figura 6.1: Flujo Neto de Fondos Acumulado y Periodo de Recupero de Inversión.

Según los resultados del estudio de mercado y costos de capital, los parámetros que inciden con mayor magnitud en los indicadores económicos son, el precio de la materia prima y el precio referencial del petróleo crudo, en adición el proyecto considera la tasa de descuento como parámetro, en razón a las necesidades de inversión en capital fijo para poder desarrollarse.

Se elabora la tabla 6.7, con los diferentes escenarios para determinar la sensibilidad del proyecto y determinar las conclusiones de viabilidad del mismo, siempre considerando 2,778MMUS\$ de inversión inicial.

Tabla 6.7: sensibilidad del proyecto para diferentes escenarios.

Rubro	Esc. 1	Esc. 2	Esc. 3	Esc. 4	Caso Base	Esc. 6	Esc. 7	Esc. 8
Tasa descuento	15%	20%	15%	20%	15%	20%	15%	20%
Precio Mat.Prima	1\$/ MBtu	1\$/ MBtu	3\$/ MBtu	3\$/ MBtu	1\$/ MBtu	1\$/ MBtu	3\$/ MBtu	3\$/ MBtu
Precio crudo WTI	120\$/ bbl	120\$/ bbl	120\$/ bbl	120\$/ bbl	80\$/ bbl	80\$/ bbl	80\$/ bbl	80\$/ bbl
VAN MMUSS\$	4,833	2,784	3,783	2,050	1,955	830	858	56
TIR	41%	41%	36%	36%	27%	27%	20%	20%
Periodo recupero	6 años	7 años	7 años	8 años	9 años	10 años	12 años	19 años

6.5 CONCLUSIONES

- En el escenario base, El Proyecto es atractivo para la inversión por su Valor presente neto y la alta Tasa Interna de Retorno, sin embargo los nueve años para el recupero de la Inversión podría resultar demasiado para los inversionistas.
- Si consideramos la volatilidad del precio referencial del petróleo crudo, que afecta directamente al precio del producto terminado, la económica de escala que requiere grandes montos de inversión, resulta difícil la implementación del proyecto sin respaldo político y financiero, requiriendo además pronósticos de altos precios del petróleo crudo por encima de los ochenta dólares el barril y un precio inferior o igual al dólar por millar de BTU de la materia prima.
- La estructura impositiva significará un problema para la inversión en este tipo de proyectos si no es prevista con las autoridades

correspondientes, por cuanto no se trata de una tecnología convencional de obtención de Carburantes para los cuales ya existe una estructura impositiva definida, podemos recordar que incluso la implementación de la tecnología del Biodiesel requirió de apoyo del gobierno para su implementación.

- En resumen esta tecnología solamente se ve fuertemente favorecida frente a incrementos del Precio internacional del Petróleo Crudo y un bajo costo del millar de pie cubico de Gas Natural.
- Para la construcción de una planta GTL se requieren inversiones de capital fijo de gran magnitud, que solo puede ser cubierto por Capitales y financiamiento externo.

CAPITULO 7

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

7.1 CONCLUSIONES

1. El presente proyecto de Tesis, nos ofrece como resultado que el proyecto solamente es viable bajo condiciones de precio de petróleo crudo por encima de ochenta dólares y materia prima por debajo de un dólar por unidad calórica estándar.
2. Existe un Mercado, con necesidad insatisfecha, solamente en Perú en el orden de los dieciséis mil barriles día al año dos mil trece en diesel que, justifica la Evaluación de un Proyecto de Gas a Líquido, en el orden de cuarenta y cinco mil barriles por día al año dos mil veinte, sólo en diesel que inclusive podría revertir la balanza comercial negativa de hidrocarburos
3. Las tecnologías necesarias para la implementación de este proyecto están disponibles, han sido probadas con éxito en distintas locaciones del mundo, como lo evidenciamos en Qatar y en Bintulu en escala comercial, y en los Estados unidos a escala piloto detallados en el anexo de ingeniería; han y siguen siendo objeto de investigaciones para optimizar el proceso base de la teoría de Fischer y Tropsch.
4. El diseño de Instalaciones, revela que se requieren grandes unidades, y por ende el capital de inversión inicial es bastante alto comparado a una refinería convencional, en el orden de los dos mil millones de dólares.
5. La mejor Ubicación para este proyecto, considerando el escenario base y el Mercado Objetivo, es el Puerto de Ilo en el departamento de Moquegua, debido a la intención de apoyar el proyecto del Gasoducto Sur, se tendría disponibilidad de materia prima y no significaría la instalación de un gasoducto exclusivo para el proyecto, se podría considerar de manera conjunta los proyectos para una sinergia de

costos y beneficios en cuanto a aseguramiento de mercado y de la inversión.

6. El producto considerado, presenta muchas ventajas ambientales, pues el reducido contenido de azufre y aromáticos, hacen de éste producto, el ideal para reducir las emisiones contaminantes de los motores, además el proyecto debe enmarcarse en las políticas de medio ambiente, durante su implementación, puesta en marcha, operación y abandono.
7. Las Inversiones en Capital fijo, son tan elevadas que el proyecto requiere financiamiento externo, y la participación casi obligada de empresas privadas con gran experiencia en el rubro hidrocarburos.
8. El Proyecto en Evaluación es rentable, pero resulta poco atractivo para la Inversión extranjera por el alto periodo de recupero en el escenario base, y por la gran cantidad de Capital de Inversión Inicial requerida; necesita condiciones de respaldo político y financiero.
9. La estructura impositiva, no favorecería al proyecto por cuanto al subir en magnitud, lo inviabilizaría, es por ello la necesidad de respaldo político de las autoridades gubernamentales.
10. Si se considerada la Exportación y la Industrialización de manera conjunta podría disminuir las inversiones y costos, haciendo mas factible el proyecto.

7.2 RECOMENDACIONES

1. Se recomienda entablar contacto con los responsables del proyecto Gasoducto Sur para buscar la sinergia de los proyectos en conjunto y la disminución del costo de inversión de capital y del riesgo que significa esta magnitud de proyecto.
2. Profundizar la investigación acerca del riesgo y la dependencia del precio producto terminado con el precio del petróleo crudo que permita motivar la inversión en el presente proyecto.
3. Considerar la evaluación de un escenario de exportación de los productos obtenidos, para generar una mayor mercado objetivo.

4. La economía de escala para una inversión inicial de esta magnitud debería ser considerada comparando en el escenario de exportación versus el escenario de solamente cubrir la demanda interna.

BIBLIOGRAFÍA

1. A. Ramirez , Gas To Liquids (GTL) an Overview , revista Ingeniería química, 2003
2. R. Aga Van Zeebroeck Conversión de Hidrocarburos Gaseosos a Líquidos; Revista INGENIERIA QUIMICA, Octubre 2002.
3. Gerald Parkinson , a new era for gas to liquids technology, revista Chemical engineering, july 2002
4. E. W. Kuipers, Conversión of natural gas to liquids, revista HYDROCARBON ENGINEERING, April 1998.
5. Paredes Zárate Ramiro, 1999, Elaboración y Evaluación de Proyectos
6. Sapag Chain Nassir, Reinaldo, Preparación y evaluación de Proyectos, McGraw- Hill
7. Gael D. Ulrich, Diseño y economía de los procesos de Ingeniería química, Mc Graw Hill, 1992.
8. Stanle M. Walas, Chemical Process Equipment selection and design, Butterworth-Heinemamm series in Chemical Engineering.
9. Max S. Peters – Klaus D. Timmerhaus, Plant design and economics for Chemical Engineers, fourth edition, 1992.
10. Ying Feng and Gade P. Rangaiah, Evaluating Capital Cost Estimation programs, Chemical Engineering, volume 118, Nº 8, páginas: 22-29, August 2011.
11. Demanda Total de Diesel con Importación
anuario estadístico de hidrocarburos 2002
capítulo v.- actividades de comercialización
ministerio de energía y minas, peru
página 2.- venta de derivados del petróleo en el mercado interno por tipo de producto (1993-2002)
12. Demanda Total de Diesel con Importación
anuario estadístico de hidrocarburos 1999
capítulo v.- actividades de comercialización

ministerio de energia y minas, peru

página 2.- venta de derivados del petroleo en el mercado interno por tipo de producto (1990-1999)

13. Parque de Diesel Automotor:

peru, compendio estadistico 2002

instituto nacional de estadistica e informatica (inei)

página 560

14. Producto Bruto Interno del Transporte Terrestre

<http://www.inei.gob.pe/biblioinei.asp>

Sección: Sistema de Cuentas Nacionales.- PBI por clase de actividad – Transporte Terrestre.

INSTITUTO NACIONAL DE ESTADISTICA E INFORMATICA (INEI)

15. Producto Bruto Interno del Sector Extractivo

<http://www.inei.gob.pe/biblioinei.asp>

Sección: Sistema de Cuentas Nacionales.- PBI por Sectores – Sector Extractivo

INSTITUTO NACIONAL DE ESTADISTICA E INFORMATICA (INEI)

16. Producto Bruto Interno Manufacturero

<http://www.inei.gob.pe/biblioinei.asp>

Sección: Sistema de Cuentas Nacionales.- PBI por Sectores – Sector Transformación, INSTITUTO NACIONAL DE ESTADISTICA E INFORMATICA (INEI)

17. Demanda total de Diesel con importación (1997-2003)

anuario 2002

superintendencia de hidrocarburos

<http://www.superhid.gov.bo/anuario/anuario2002/Capitulo4.pdf>

CAPITULO IV Página 5.

18. Demanda total de Diesel con importación (1994-2000)

anuario 2000

superintendencia de hidrocarburos

http://www.superhid.gov.bo/anuario/anuario_2000/5-4.html

Sección Comercialización, Ventas de Diesel Oil con Importación.

19. Producto Interno Bruto de Hidrocarburos (1992-2003)
anuario estadístico 2003
instituto nacional de estadística (ine)
www.ine.gov.bo/PDF/Anuario_2003/402.pdf
Página 3.- Sección 2
20. Producto Interno Bruto de Productos De Refinación del Petróleo (1992-2003)
anuario estadístico 2003
instituto nacional de estadística (ine)
www.ine.gov.bo/PDF/Anuario_2003/402.pdf
Página 3.- Sección 3
21. Análisis Económico: “El negocio del gas natural y los impactos esperados en Bolivia”, Mauricio Garrón Bozo, Unidad de Análisis de Políticas Sociales y Económicas (UDAPE), 2000, Páginas 13, 16.
22. Análisis Económico: “El negocio del gas natural y los impactos esperados en Bolivia”, Mauricio Garrón Bozo, Unidad de Análisis de Políticas Sociales y Económicas (UDAPE), 2001, Páginas 17-19.
23. Ing. Luis Espinoza Quiñónez, **Camisea, Impacto en el Sector Energético**, Noviembre 2000, Osinerg.
http://www2.osinerg.gob.pe/Infotec/GasNatural/pdf/Camisea_Impacto_Sector_Energetico.pdf
24. CÁCERES, Jose Luis, “Gas to Liquid technology an as option to convert part of Camisea gas Production into clean petroleum products”; University of Calgary, Quito Ecuador 2001. pp. 10-15.
25. DIRECCIÓN GENERAL DE HIDROCARBUROS, “Plan referencial de Hidrocarburos 2001-2010”; Ministerio de Energía y Minas. Mayo 2001 Lima Perú. pp. 12-19.
29. ICAZA, J. “Evaluación del Mercado del gas Natural en el Perú”; PERUPETRO, Lima Perú, Mayo 2001, pp. 15-18.

30. C.A.R.E.C. "Ventajas del Uso del gas Natural en la Industria"; Ministerio de Energía y Minas, 2000, República del Perú, páginas: 12-16.
31. C.A.R.E.C. "Importancia del Uso del Gas Natural"; Ministerio de Energía y Minas, 2000, Republica del Perú, páginas: 12-16.
32. Luis P.Dancuart, Sasol Slurry Phase DistillateTM Process, III Simposium Internacional de Ingeniería Química. Lima- Perú. Noviembre 2003.
33. Páginas Web consultadas:
 - www.inei.gob.pe
 - www.ine.gov.bo
 - www.superhid.gov.bo
 - www.mem.gob.pe
 - www.dwasolutions.com
 - www.fischer-tropsch.org
 - <http://www.mem.gob.pe/wmen/publica/ps/revista-en-cifras/> Ministerio de Energía y Minas del Perú, Home Page. "Revista Perú en Cifras" años 1998, 999, 2000 y 2001.
 - <http://www.perupetro.com.pe/camisea-e.htm#4/> PERUPETRO S.A. "Proyecto Camisea" .
 - <http://www.superhid.gov.bo> SUPERINTENDENCIA DE HIDROCARBUROS.

ANEXOS

- I. DESCRIPCION DEL PRODUCTO OBJETIVO**
- II. CALCULOS ESTADISTICOS DE LA DEMANDA Y SUS VARIABLES**
- III. CONSIDERACIONES DE LA OFERTA.**
- IV. IMPORTANCIA DE LA TECNOLOGIA GTL**
- V. DESCRIPCION DE LA PRODUCCION DE GAS DE SINTESIS**
- VI. DESCRIPCION DE LA PRODUCCION DE CRUDO SINTETICO**
- VII. DESCRIPCION DE LA REFINACION DE CRUDO SINTETICO**
- VIII. DESCRIPCION DE EMPRESAS GTL**
- IX. ANALISIS MERCADO BOLIVIA**

I.- IDENTIFICACION DEL PRODUCTO PRINCIPAL: DIESEL

Combustibles Diesel

En los Estados Unidos, el Diesel es controlado de acuerdo a la norma ASTM (American Society for Testing and Materials) D975-97. Esta norma describe un número limitado de propiedades que deben encontrarse en el Diesel. Esto debe ser interpretado como los requerimientos que son base de la performance del producto. Estas propiedades no son mandatorias en la composición del combustible, solo que existe una performance específica del producto relacionada con los requerimientos demandados para un motor Diesel. Los requisitos de la norma ASTM D975-97 se describen en la tabla.

Esta norma describe 5 calidades (o grados) de Diesel fuel, que son como sigue:

Grado N°1-D y Grado de bajo contenido de azufre 1-D.- Un destilado ligero para sus aplicaciones que requiere la más alta volatilidad del combustible para su rápida fluctuación, siendo así, en los camiones ligeros y autobuses. La especificación para esta calidad de Diesel es coincidente con la del Kerosene y combustible para aviones y estos tres productos son obtenidos normalmente del mismo lote base. Un uso mayor para el combustible N°1-D es mezclándolo con combustible de grado N° 2-D durante el invierno para proporcionar mejores propiedades al combustible resultante. Se requiere un combustible bajo en azufre para su uso en carretera, con nivel de azufre < 0.05%.

Grado 2-D y Grado de bajo contenido de azufre 2-D.- Es un destilado medio para aplicaciones que no requieren un combustible de alta volatilidad. Las aplicaciones típicas son para motores de alta velocidad que operan en periodos manteniendo una alta carga. Es requerido un bajo contenido de azufre en el combustible para su uso en carretera con niveles menores a 0.05%.

Grado 4-D.- Es un destilado pesado y viscoso y puede requerir calentamiento del combustible para la atomización apropiada del mismo. Se usa principalmente en motores de velocidades baja y media.

La norma ASTM D975 especifica las propiedades los diferentes grados de Diesel dados en la tabla, además la norma no especifica ninguna restricción sobre la composición del combustible o su fuente. Solamente define que los valores que se encuentran dentro del rango proporcionan un funcionamiento aceptable del motor así como el transporte y almacenamiento seguro.

Propiedad	Grado	Grado	Grado	Grado	Grado
	LS #1	LS #2	N° 1-D	N° 2-D	N° 4-D
Flash point °C, min	38	52	38	52	55
Agua y sedimentos %vol,max	0.05	0.05	0.05	0.05	0.5
Temperatura de destilación, °C 90%					
Min	--	282	--	282	--
Max	288	338	288	338	--
Viscosidad cinemática					
Mm ² /s a 40°C					
Min	1.3	1.9	1.3	1.9	5.5
Max	2.4	4.1	2.4	4.1	24
Residuo de carbón					
en 10%, % masa, máx.	0.15	0.35	0.15	0.35	--
Ceniza, % masa, máx.	0.01	0.01	0.01	0.01 0.10	--
Azufre, % masa, máx.	0.05	0.05	0.5	0.50 2.00	--
Corrosión a la lámina de cobre					
Máx. 3 horas a 50°C	N° 3	N° 3	N° 3	N° 3	--
Número de Cetano, min.	40	40	40	40	30
Una de las siguientes					
propiedades debe ser encontrada					
(1) índice de cetano	40	40	--	--	--
(2) aromaticidad					
% Vol, máx.	35	35	--	--	--

PROPIEDADES FISICAS Y QUIMICAS CARACTERISTICAS:

Nota: estos valores fueron determinados a 20°C (68° F) y 760 mm Hg (1 atm)

Propiedad	Valor
Flash point °F	> 141 (ASTM D-93)
Temperatura de autoignición	No data
Apariencia	Liquido claro
Olor	A parafinas ligeras
Presión de vapor en mmHg	No data
Densidad de vapor (aire=1)	>1
Viscosidad (cSt)	2.1 (a 40°C) (ASTM D-445)
Punto de ebullición	320°F – 662 °F (ASTM D-86)
Punto de congelamiento	<0° F (ASTM D-2500)
Solubilidad en agua	0%
Gravedad especifica	0.771/52.0 API (ASTM D-1298)

COMPOSICION/INFORMACION SOBRE LOS COMPONENTES

COMPONENTES DE RIESGO	% PESO	LIMITES DE EXPOSICION
PARAFINAS NORMALES (C9-C20)	40%	NO ESTABLECIDO
ISO PARAFINAS (C9-C20)	60%	NO ESTABLECIDO
% Contenido de sulfuros < 0.001		

NORMA TECNICA PERUANA PARA EL DIESEL

CODIGO : NTP 321.003:2001; **TITULO** : PETROLEO Y SUS DERIVADOS. Diesel. Especificaciones. 2a. ed. 31 p. Establece las propiedades requeridas de los combustibles diesel en la oportunidad y lugar de entrega.

CODIGO : NTP 321.135:2002; **TITULO** : PETROLEO Y DERIVADOS. Diesel N° 2 para uso militar. Especificaciones 16 p. Esta norma establece las propiedades requeridas del Diesel N§ 2 para uso militar. Se aplica al combustible Diesel N§ 2 para uso militar, correspondiente al Código OTAN F-76.

Ensayos	DIESEL 2		
	Método de Especificación		
	Análisis	Min.	Máx.
Color ASTM	ASTM-D-1500		3
Pto. Inflamación, °C	ASTM-D-93	52	
Destilación, °C	ASTM-D-86		
90 % Rec.			357
Carbón Conradson, 10 %F., % m	ASTM-D-189		0.35
Azufre Total, % Masa	ASTM-D-4294		1
Viscosidad Cinem., cSt a 40.0°C	ASTM-D-445	1.7	4.1
Punto de Fluidéz, °C	ASTM-D-97		4
Corrosión Lámina de Cu.	ASTM-D-130	Lámina N° 3	
Agua y Sedimentos, % Vol.	ASTM-D-1796		0.10
Cenizas, % Masa	ASTM-D-482		0.02
Índice Cetano	ASTM-D-976	45	

ESPECIFICACIONES DE COMBUSTIBLES DE LA UNIÓN EUROPEA

Diesel	2000	Proy. 2005
Cetane Number	Min 51	-
Density at 15°C Kg/m ³	Max 845	-
Distillation 95% °C	Max 360	-
Polyaromatics %m/m	Max 11	-
Sulphur mg/Kg	Max 350	Max 50

Reducción de las emisiones contaminantes de los vehículos ligeros

Reglamento (CE) nº 715/2007 del Parlamento Europeo y del Consejo de 20 de junio de 2007 sobre la homologación de tipo de los vehículos de motor por lo que se refiere a las emisiones procedentes de turismos y vehículos comerciales ligeros (Euro 5 y Euro 6) y sobre el acceso a la información relativa a la reparación y el mantenimiento de los vehículos [Véanse los acto(s) modificativo(s)].

SÍNTESIS

Con el fin de limitar la contaminación producida por los vehículos de carretera, el Reglamento introduce exigencias comunes relativas a las emisiones de los vehículos de motor y de sus recambios específicos (normas Euro 5 y Euro 6). Asimismo, establece medidas que permiten mejorar el acceso a la información sobre la reparación de los vehículos y promover la producción rápida de vehículos que cumplan las presentes disposiciones.

Vehículos afectados

El reglamento se refiere a los vehículos de las categorías M1, M2, N1 y N2, cuya masa de referencia no supera los 2610 kg. Esto incluye, entre otras cosas, los coches particulares, camionetas y vehículos comerciales destinados tanto al transporte de pasajeros o mercancías como a algunos usos especiales (por ejemplo, ambulancias), así como que estos vehículos estén equipados con motores de encendido por chispa (motores de gasolina, de gas natural o de gas licuado del petróleo –GLP-) o de encendido por compresión (motores diesel).

Además de los vehículos previamente mencionados (cubiertos *de facto* por el reglamento), los fabricantes pueden solicitar que se incluyan también a los vehículos destinados al transporte de pasajeros o mercancías con una masa de referencia de entre 2610 kg y 2840 kg.

Con el fin de limitar al máximo el impacto negativo de los vehículos de carretera sobre el medio ambiente y la salud, el reglamento contempla una amplia gama de emisiones contaminantes: monóxido de carbono (CO), hidrocarburos no metanos e hidrocarburos totales, óxidos de nitrógeno (NOx) y partículas (PM). Entre dichas emisiones se incluyen las emisiones de escape, las de evaporación y las del cárter del motor.

Límites de emisión

En el anexo I del reglamento se recogen los valores límite de las emisiones para cada categoría de emisiones contaminantes y para los distintos tipos de vehículos mencionados anteriormente.

Norma Euro 5

Emisiones procedentes de los coches diesel:

- monóxido de carbono: 500 mg/km;

- partículas: 5 mg/km (o una reducción del 80 % de las emisiones respecto de la norma Euro 4);
- óxidos de nitrógeno (NOx): 180 mg/km (o una reducción del 20 % de las emisiones respecto de la norma Euro 4);
- emisiones combinadas de hidrocarburos y óxidos de nitrógeno: 230 mg/km.

Norma Euro 6

Todos los vehículos equipados de un motor diesel tendrán la obligación de reducir considerablemente sus emisiones de óxidos de nitrógeno a partir de la entrada en vigor de la norma Euro 6. Por ejemplo, las emisiones procedentes de los coches y de otros vehículos destinados al transporte se limitarán a 80 mg/km (lo que representa una reducción suplementaria de más del 50 % respecto de la norma Euro 5). Se reducirán, asimismo, las emisiones combinadas de hidrocarburos y óxidos de nitrógeno procedentes de los vehículos diesel (coches y otros vehículos destinados al transporte) para limitarlas, por ejemplo, a 170 mg/km.

Aplicación de las normas

A partir de la entrada en vigor de las normas Euro 5 y Euro 6, los Estados miembros deberán rechazar la homologación, matriculación, venta y puesta en servicio de aquellos vehículos que no respeten los límites de emisión. Se concederá un plazo suplementario de un año a los vehículos de transporte de mercancías (categoría N1, clases II y III, y categoría N2) y a los vehículos diseñados para cubrir necesidades sociales específicas.

Calendario:

- La norma Euro 5 es aplicable desde el 1 de septiembre de 2009 en lo que respecta a la homologación y será aplicable a partir del 1 de enero de 2011

en lo que se refiere a la matriculación y venta de las nuevas clases de vehículos;

- La norma Euro 6 será aplicable a partir del 1 de septiembre de 2014 en lo que respecta a la homologación, y del 1 de septiembre de 2015 en lo que se refiere a la matriculación y venta de las nuevas clases de vehículos.

Se autorizarán algunos incentivos fiscales, concedidos por los Estados miembros y destinados a fomentar la previsión de nuevos valores límite, si:

ADITIVOS MEJORADORES DEL DIESEL

➤ **Dispersantes y Detergentes**

Dispersantes (poliamino polyol, y materiales de metacrilato), cuya función es disminuir la tensión superficial del combustible. Esta reducción restringe el tamaño de las partículas de combustible y causa la fácil atomización de las gotas.

Los detergentes remueven los depósitos del sistema de inyección del combustible y previene futuras formaciones. Los detergentes son principalmente pequeñas partículas en polvo de aminas y amidas.

➤ **Aditivos de mejoramiento del número de cetano**

El valor de cetano es una medida de la calidad de ignición del combustible. Es un indicador del tiempo de espera entre la inyección del combustible y la ignición espontánea en una máquina en funcionamiento que utiliza Diesel bajo condiciones específicas. El valor de Cetano es particularmente importante durante operaciones en frío y/o condiciones invernales.

Los aditivos de mejoramiento de cetano, o químicos mejoradores del punto de ignición, son principalmente alquil – nitratos. La presencia de nitratos en el aditivo ha elevado la formación adicional de NOx durante la combustión. Para el caso del Diesel sintético, se obtiene este combustible con un alto número de cetano, y por ende, tiene más ventajas con respecto al Diesel convencional.

➤ **Estabilizadores**

Los estabilizadores retardan la degradación natural del Diesel durante largos periodos de almacenamiento. La degradación se muestra con un oscurecimiento del Diesel y precipitación de partículas, además del aumento de capas de partículas (lodos) en el sistema de suministro de combustible.

Actualmente se utilizan formulaciones que incluyen aminas primarias, secundarias y terciarias como estabilizadores de oxidación.

➤ **Inhibidores de oxido**

El agua puede presentarse en pequeñas cantidades en el Diesel, por lo tanto esto promueve la formación de oxido, representando un problema serio, los inhibidores de oxido, los cuales son ácidos orgánicos o ésteres de ácidos orgánicos tienen como tarea prevenir los óxidos y pueden también mejorar el efecto lubricante.

➤ **Aditivos anticongelantes**

Los aditivos anticongelantes son utilizados bajo situaciones de baja temperatura para facilitar los requerimientos de bombeo.

➤ **Aditivos lubricantes**

Los aditivos lubricantes tienen como propósito evitar el deterioro del sistema de bombeo, debido a los sulfuros existentes en el combustible, así como también a las bajas de temperatura.

➤ **Colorantes**

Que deben ser los permitidos por la EPA

HOJA DE SEGURIDAD DEL DIESEL 2

IDENTIFICACION DEL PRODUCTO

Nombre del producto: Destilado sintético #2, Diesel

Familia Química: Hidrocarburos

Riesgos a la salud:

Existe riesgo por aspiración, puede entrar a los pulmones y causar daños. Evitar el contacto con los ojos. No tocar ni ingerir. Lavarse con abundante agua después de su manejo.

Riesgos físicos:

Líquido y vapor son combustibles. Evitar la cercanía a fuentes de ignición, chispas, llamas, corriente estática, equipos eléctricos, etc.

Forma Física: Líquido

Apariencia: Líquido Claro.

Olor: A parafinas ligeras.

Clasificación de riesgo NFPA:

Salud: 1 (ligero)

Inflamabilidad: 2 (moderado)

Reactividad: 0

IDENTIFICACION DE RIESGOS

Efectos potenciales a la salud.-

Ojos: El contacto puede causar ligera irritación en los ojos, incluyendo picazón, lagrimeo y enrojecimiento.

Piel: No es conocido efectos sobre la piel, pero es conveniente evitar el contacto.

Inhalación: se espera un bajo grado de toxicidad por inhalación.

Ingestión: No conocido los efectos por ingestión, pero este material puede ingresar a los pulmones durante el vomito, pudiendo causar inflamación y serios daños, como edema pulmonar.

Síntomas: Efectos de sobre-exposición puede incluir irritación de la nariz, garganta y tracto digestivo, nauseas, vómitos, seguido por síntomas depresivos del sistema nervioso central (dolor de cabeza, somnolencia, vértigo, pérdida de la coordinación, y fatiga), edema pulmonar (acumulación de los fluidos en los pulmones) y neumonitis (inflamación de los pulmones).

Cáncer: No existen datos disponibles.

Órganos susceptibles: No existen datos disponibles.

Desarrollo: No existen datos disponibles.

Otros comentarios: Se tienen reportes asociados por sobreexposición ocupacional repetida y prolongada a solventes, con daño permanente al cerebro y al sistema nervioso central (algunas veces referido como el Síndrome a solventes y pinturas). El mal uso intencional del producto por inhalación deliberadamente puede ser dañino o fatal.

PRIMEROS AUXILIOS

Ojos: Si hay irritación o enrojecimiento, mover a la víctima lejos de la zona de exposición, de tal manera que circule aire fresco. Lavar los ojos con abundante agua. Si los síntomas persisten, buscar asistencia médica.

Piel: No es requerido primeros auxilios normalmente. Pero es una buena práctica y recomendable lavarse la piel para la remoción de cualquier químico.

Inhalación: No es requerido primeros auxilios normalmente. Si existe dificultad respiratoria, mover a la víctima lejos del ambiente de exposición, con aire fresco circundante. Conseguir inmediatamente atención médica.

Ingestión: No inducir al vómito, ni suministrar alimentos o bebidas por vía oral, debido a que el producto puede ingresar a los pulmones y causar severo daño al pulmón. Si la víctima se encuentra en estado subconsciente y ocurre el vómito, llevar a la víctima a un lado con la cabeza abajo. Buscar atención médica inmediata.

MEDIDAS DE EXTINCION CONTRA EL FUEGO

Propiedades de Inflamabilidad:

Flash point > 141 °F

Clase de inflamabilidad OSHA: Combustible

Temperatura de auto ignición: No data disponible.

Riesgos de fuego y explosión:

Este material es combustible y puede ser encendido por calor, chispas, flamas u otras fuentes de ignición (ejm: electricidad estática, equipos eléctricos y mecánicos, etc) Puede originarse una mezcla aire/vapor con riesgo de explosión dentro de recintos, fuera de ellos y en los alrededores. Los vapores son más pesados que el aire y puede acumularse en áreas bajas. Si el recipiente no está adecuadamente refrigerado, existe el riesgo de incendio, debido al calor.

Medios de extinción:

Es recomendable polvo químico seco, dióxido de carbono, espuma de polímero. El agua o espuma puede causar formación de espuma en materiales calientes alrededor de 212°F. El dióxido de carbono puede desplazar el oxígeno. Téngase precaución cuando se aplique dióxido de carbono en espacios confinados.

Instrucciones de lucha contra el fuego:

Para fuegos mas allá de la fase inicial, ejecutar inmediatamente acciones de emergencia y debe utilizarse implementos/equipo de protección personal. Cuando el riesgo químico potencial es desconocido, y dentro de espacios confinados, se debe utilizar equipos de protección respiratoria auto contenido. Adicionalmente, deben

usarse otros equipos de protección bajo condiciones de garantía. Mover los recipientes no dañados de la zona de riesgo. Puede utilizarse spray de agua en cantidades mínimas para dispersar los vapores y para protección personal.

MEDIDAS DE LUCHA CONTRA ACCIDENTES

Combustible:

Mantener toda fuente de ignición fuera de la zona de derrames en tierra/descarga. Es recomendado el uso de equipos a prueba de explosión. Permanecer lejos de la zona de derrame en tierra/descarga. Notificar a las personas responsables acerca de los derrames ocurridos, aislar inmediatamente las áreas de riesgo y mantener a salvo al personal no autorizado. Detener las descargas si se tiene condiciones de riesgo. Usar el equipo de protección personal adecuado. Evitar verter el producto en la red de alcantarillado, desagüe, o cuerpos de agua, como ríos, mares, etc. Cavar un dique delante de la zona de derrame, para recuperación y disposición del material. El material derramado puede ser absorbido con materiales absorbentes adecuados (tierra o vermiculita). Notificar a las autoridades respectivas. Es recomendable la limpieza inmediata del material derramado.

Derrames:

Si el derrame ha ocurrido en el interior de aguas navegables, las zonas contiguas, y en la zona costera, notificar a las autoridades competentes para la ejecución del plan de contingencia.

MANEJO Y ALMACENAMIENTO

Manejo:

Abrir los recipientes lentamente para reducir la presión. Usar el equipo de puesta a tierra cuando se realiza la transferencia de líquidos de un tanque a otro. Puede acumularse carga estática debido al flujo o agitación. Puede ocurrir ignición por descarga estática. Es recomendado el uso de equipos a prueba de explosión. No ingresar a espacios confinados aquellos tanques o recipientes sin la aplicación adecuada de procedimientos, como ASTM D-4276 y 29CFR 1910.146. El uso de

protección respiratoria adecuada es aconsejable cuando las concentraciones exceden los límites de exposición establecidos. Lavarse cuidadosamente después del manejo. No usar ropa ni zapatos contaminados. Lavar y guardar la ropa contaminada lejos de fuentes de ignición. Aplicar buenas prácticas de higiene personal.

Vaciar los contenedores que contienen residuos que pueden ser peligrosos. No presurizar, cortar, soldar, taladrar, o exponer los recipientes al calor, flama, chispas, u otras fuentes de ignición. Puede producirse una explosión y causar serios daños, y muerte. Los recipientes deben ser completamente vaciados, tapados y transportados rápidamente hasta las instalaciones del proveedor del producto. Todos los recipientes deben ser colocados en un ambiente seguro, de acuerdo a las disposiciones locales vigentes.

Almacenamiento:

Guardar los recipientes herméticamente cerrados. Usar y almacenar este material en zonas frías, secar y muy ventiladas, lejos de fuentes de calor y de ignición. Debe existir señales que indiquen “no fumar” , “no encender fuego”. Almacenar solamente en contenedores aprobados. Almacenar el producto lejos de sustancias incompatibles. Proteger los contenedores contra daños físicos. Es recomendable el almacenamiento aislado y al aire libre. El almacenamiento en ambientes confinados debe cumplir con los estándares OSHA con los códigos apropiados.

CONTROLES DE EXPOSICION/PROTECCION PERSONAL

Controles de ingeniería:

Si las prácticas de ventilación aplicadas actualmente no son apropiadas para mantener las concentraciones del producto debajo de los límites de exposición establecidos es requerido un sistema de ventilación adicional. Debe utilizarse sistemas eléctricos seguros en lugares donde puede formarse una mezcla explosiva.

Equipos de protección personal:

Respiratoria:

Respiradores purificadores de aire con cartuchos contra vapores orgánicos con certificación NIOSH puede ser usado bajo condiciones en las cuales las concentraciones esperadas de producto presente en el aire exceden los límites de exposición. La protección proporcionada para purificación de aire es limitada. Usar un respirador de aire con presión positiva si hay potencial de descargas no controladas, niveles de exposición desconocidos o cualquier otra circunstancia donde los respiradores convencionales no proveen la protección adecuada.

Piel:

Generalmente no se requiere protección para la piel. Sin embargo, es considerada buena práctica utilizar guantes para el manejo de cualquier sustancia química.

Ojos/cara:

Es recomendable utilizar protección ocular de tal manera de evitar el contacto del producto con los ojos y así evitar posibles irritaciones y daños. Dependiendo de las condiciones de manejo, puede ser necesaria protección facial.

Otros equipos de protección:

Un lavajos o fuente de agua debe estar disponible en el área de trabajo para el lavado de piel y ojos. También pueden utilizarse trajes impermeables si son necesarios.

ESTABILIDAD Y REACTIVIDAD

Estabilidad química: Estable bajo condiciones normales de manejo y almacenamiento. Líquido y vapor combustible.

- Condiciones a evitar: Evitar fuentes de ignición.
- Materiales incompatibles: Evitar el contacto con agentes oxidantes fuertes.
- Productos peligrosos de descomposición: La combustión puede formar dióxido y monóxido de carbono.
- Peligro de polimerización: No ocurre.

CONSIDERACIONES SOBRE LA DISPOSICION FINAL

Este material no es considerado riesgoso, sin embargo, debe ser totalmente caracterizado antes de su disposición. De acuerdo a los cambios físicos y químicos o contaminación puede sujetarse a las regulaciones como un residuo peligroso.

Disuelva o mezcle el material con un solvente combustible y encienda en un equipo incinerador químico con un dispositivo de post-combustión y limpieza. Los contenidos de los recipientes deben ser completamente utilizados y los recipientes deben ser vaciados antes de desecharlos. El enjuague de los recipientes podría ser considerado como un riesgo y debe ser contemplado cuidadosamente en las regulaciones locales vigentes. Los contenedores grandes que se encuentren vacíos así como los barriles deben ser devueltos al distribuidor. Para asegurar una apropiada disposición del vaciado de contenedores mas pequeños, consulte con las autoridades reguladoras locales.

INFORMACION SOBRE EL TRANSPORTE

Nombre DOT apropiado para el embarque: Liquido combustible.

Nombre técnico: Parafinas e Iso-parafinas

Clase de riesgo o división: Liquido combustible

ID#: UN 1993

Grupo: III

II. MÉTODO ESTADÍSTICO DE ESTIMACION DE LA DEMANDA

La finalidad es establecer la ecuación de la demanda en función de todas las variables explicativas, especialmente el precio. Este método es válido para los diferentes bienes y servicios, sean estos de consumo final, de consumo intermedio, bienes duraderos o bienes de capital.

1. Variables explicativas del comportamiento de la demanda:

Primeramente se necesita definir el producto en estudio, y de que variables depende la demanda de este producto en el mercado.

Definir el tipo de producto: de consumo, bienes intermedios, de capital, servicios, etc.

2. Información Histórica (estadística):

El levantamiento de información histórica involucrara todas aquellas variables que se hayan identificado, según la definición del tipo de producto que se está evaluando.

Las variables que se consideren en unidades monetarias, deben ser expresadas en moneda real o constante de un año base.

3. Formulación de la Función Demanda:

Consiste en encontrar todas las ecuaciones matemáticas que representen el comportamiento de la demanda, en función de las variables explicativas o independientes.

El ajuste de las curvas se debe realizar a través de paquetes estadísticos, capaces de calcular el correspondiente indicador estadístico (R^2 , desviación estándar, T estadístico, Durban Watson, F estadístico, etc.) que dará significado estadístico al análisis.

4. Análisis de Regresiones:

Determinara la mejor ecuación, que represente la relación entre la demanda y las variables explicativas.

Se debe analizar detalladamente el sentido estadístico de la ecuación encontrada (a través de los indicadores estadísticos); sin descuidar el sentido económico (sentido común) haciendo uso de la elasticidad de la variable.

Se escoge la ecuación más sencilla con mayor sentido estadístico y económico.

5. Pronóstico de las variables explicativas:

Se realiza una proyección del comportamiento histórico de las variables explicativas consideradas, para el diseño de los escenarios según el crecimiento de la economía del país (escenario optimista, moderado, pesimista).

6. Ecuación de Pronóstico de la Demanda:

Reemplazar las proyecciones de las variables independientes en la ecuación genérica elegida en el análisis de regresiones.

Este procedimiento se repite para cada año dentro del horizonte de planeamiento.

Para el mismo año de operación existirán tantas funciones de demanda como escenarios se hayan considerado.

APLICACIÓN DE LA DATA EN PROGRAMA EXCEL.-

	A	B	C	D	E	F
1	m_n	m_{n-1}	...	m_2	m_1	b
2	se_n	se_{n-1}	...	se_2	se_1	se_b
3	r_2	se_y				
4	F	d_f				
5	ss_{reg}	ss_{resid}				

Donde:

se_1, se_2, \dots, se_n : Los valores de error estándar para los coeficientes m_1, m_2, \dots, m_n .

Se_b: El valor de error estándar para la constante b (seb = #N/A cuando constante es FALSO).

r² : El coeficiente de determinación. Compara los valores y estimados y reales, y los rangos con valor de 0 a 1. Si es 1, hay una correlación perfecta en la muestra, es decir, no hay diferencia entre el valor y estimado y el valor y real. En el otro extremo, si el coeficiente de determinación es 0, la ecuación de regresión no es útil para predecir un valor y. Para obtener información sobre el cálculo de r², consulte la sección de "Comentarios" más adelante en este mismo tema.

se_y: El error estándar para la estimación y.

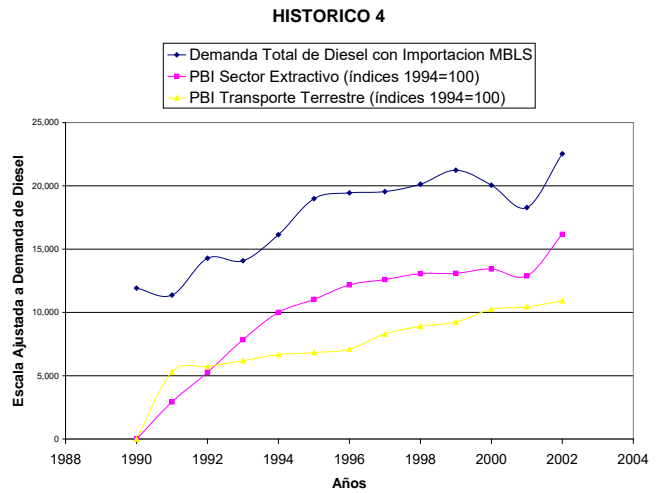
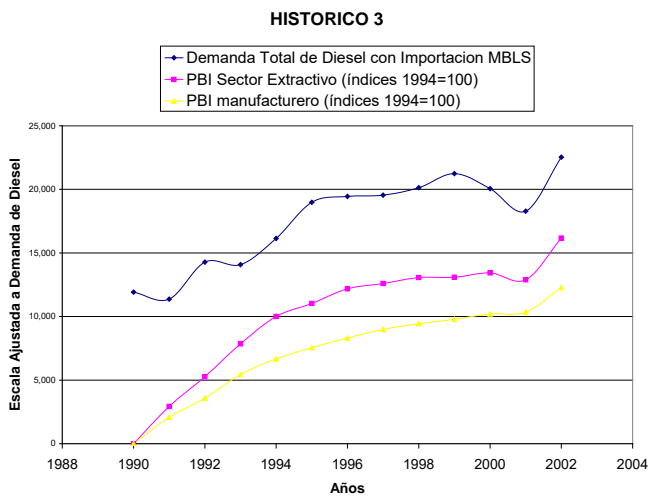
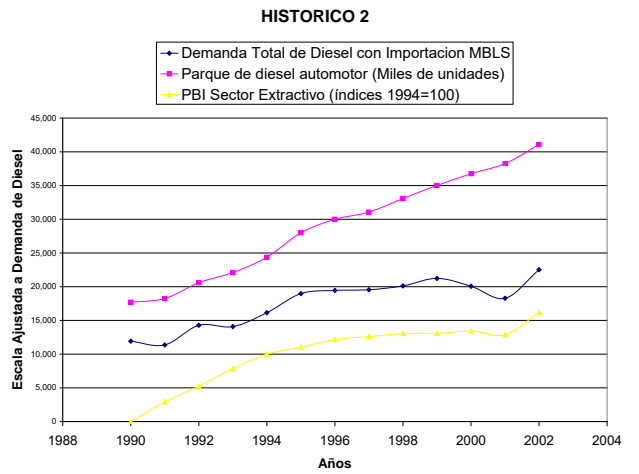
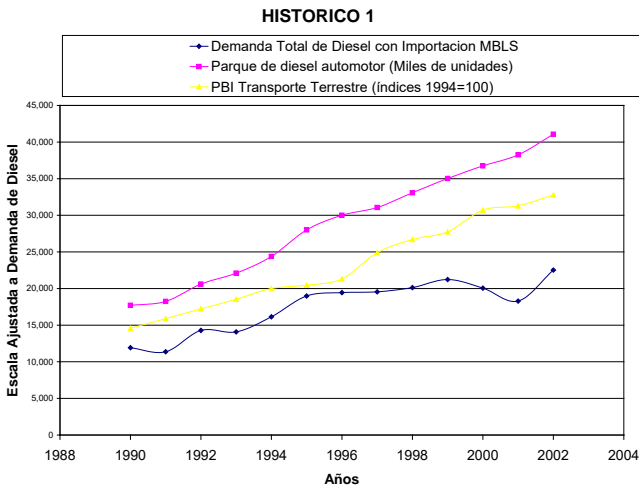
F La estadística F o valor F observado. Utilice la estadística F para determinar si la relación observada entre las variables dependientes e independientes se produce por azar.

df Grados de libertad. Utilice los grados de libertad para encontrar valores F críticos en una tabla estadística. Compare los valores que encuentre en la tabla con la estadística F devuelta por ESTIMACION.LINEAL para determinar un nivel de confianza para el modelo.

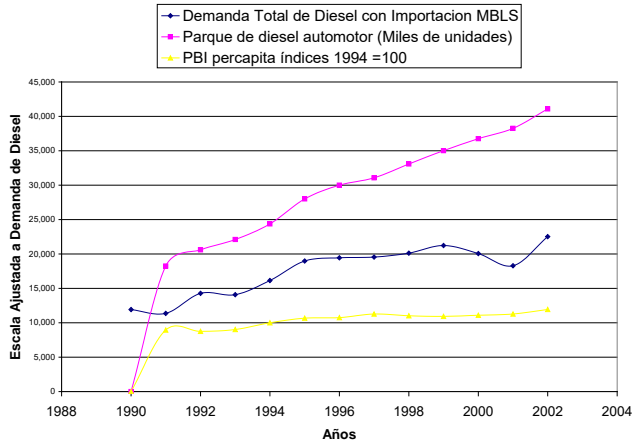
ssreg La suma de regresión de los cuadrados.

ssresid La suma residual de los cuadrados.

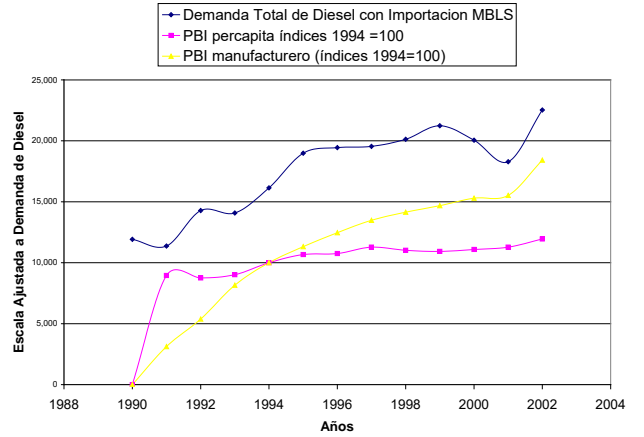
ESTUDIO DEL COMPORTAMIENTO DE LAS VARIABLES EXPLICATIVAS PARA PERÚ



HISTORICO 7



HISTORICO 8



HISTORICO 9

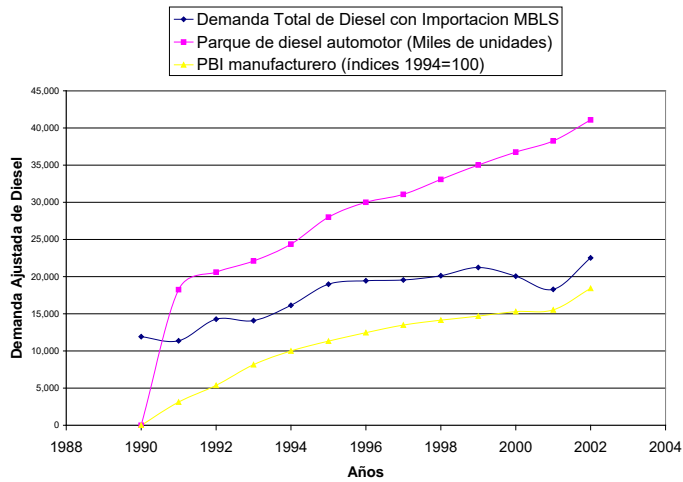


Tabla 1: Estimación lineal Perú 1

Años	Demanda Total de Diesel con Importación MBLS	Parque de diesel automotor (Miles de unidades)	PBI Transporte Terrestre (índices 1994=100)
1990	11916.50	177007614.00	72858.00
1991	11366.60	182491618.00	79500.00
1992	14278.80	206046828.00	86142.00
1993	14077.10	220982558.00	92698.00
1994	16140.90	243718648.00	100000.00
1995	18985.50	280064314.00	102300.00
1996	19447.00	300027332.00	106500.00
1997	19543.40	310648068.00	124400.00
1998	20125.50	330855300.00	133500.00
1999	21236.50	350222776.00	138700.00
2000	20056.80	367541520.00	153600.00
2001	18283.20	382545304.00	156500.00
2002	22527.40	410767201.09	163909.35

-		
0.16401138	0.000105992	5915.62498
0.05600081	2.20788E-05	1268.55174
0.91828836	1129.636681	#N/A
56.1907888	10	#N/A
143407775	12760790.31	#N/A

Tabla 2: Estimación lineal Perú 2

Años	Demanda Total de Diesel con Importación MBLS	Parque de diesel automotor (Miles de unidades)	PBI Sector Extractivo (índices 1994=100)
1991	11366.60	182491618.00	29300.00
1992	14278.80	206046828.00	52700.00
1993	14077.10	220982558.00	78500.00
1994	16140.90	243718648.00	100000.00
1995	18985.50	280064314.00	110300.00
1996	19447.00	300027332.00	121800.00
1997	19543.40	310648068.00	126000.00
1998	20125.50	330855300.00	130600.00
1999	21236.50	350222776.00	130900.00
2000	20056.80	367541520.00	134300.00
2001	18283.20	382545304.00	128900.00
2002	22527.40	410767201.09	161672.73

0.08383561	4.77507E-07	8746.10201
0.0225605	1.15893E-05	1481.91241
0.92635047	998.9427082	#N/A
56.6001867	9	#N/A
112961128	8980978.809	#N/A

Tabla 3: Estimación lineal Perú 3

Años	Demanda Total de Diesel con Importación MBLS	PBI Sector Extractivo (índices 1994=100)	PBI manufacturero (índices 1994=100)
1991	11366.60	29300.00	31200.00
1992	14278.80	52700.00	53800.00
1993	14077.10	78500.00	81600.00
1994	16140.90	100000.00	100000.00
1995	18985.50	110300.00	113200.00
1996	19447.00	121800.00	124600.00
1997	19543.40	126000.00	134800.00
1998	20125.50	130600.00	141500.00
1999	21236.50	130900.00	146800.00
2000	20056.80	134300.00	153000.00
2001	18283.20	128900.00	155200.00
2002	22378.32	161672.73	184172.73

-0.0292879	0.11846945	8575.441874
0.04492399	0.05313176	977.6798956
0.92884533	976.51688	#N/A
58.7425133	9	#N/A
112031985	8582266.96	#N/A

Tabla 4: Estimación lineal Perú 4

Años	Demanda Total de Diesel con Importación MBLS	PBI Sector Extractivo (índices 1994=100)	PBI Transporte Terrestre (índices 1994=100)
1991	11366.60	29300.00	79500.00
1992	14278.80	52700.00	86142.00
1993	14077.10	78500.00	92698.00
1994	16140.90	100000.00	100000.00
1995	18985.50	110300.00	102300.00
1996	19447.00	121800.00	106500.00
1997	19543.40	126000.00	124400.00
1998	20125.50	130600.00	133500.00
1999	21236.50	130900.00	138700.00
2000	20056.80	134300.00	153600.00
2001	18283.20	128900.00	156500.00
2002	22378.32	161672.73	163909.35

-0.01096785	0.09159961	9346.1364
0.02094149	0.01615374	1325.27943
0.9276889	984.420245	#N/A
57.7311115	9	#N/A
111892503	8721748.97	#N/A

Tabla 5: Estimación lineal Perú 5

Años	Demanda Total de Diesel con Importacion MBLS	Parque de diesel automotor (Miles de unidades)	PBI percapita índices 1994 =100
1991	11366.60	182491618.00	89500.00
1992	14278.80	206046828.00	87500.00
1993	14077.10	220982558.00	90200.00
1994	16140.90	243718648.00	100000.00
1995	18985.50	280064314.00	106700.00
1996	19447.00	300027332.00	107500.00
1997	19543.40	310648068.00	112800.00
1998	20125.50	330855300.00	110200.00
1999	21236.50	350222776.00	109300.00
2000	20056.80	367541520.00	110900.00
2001	18283.20	382545304.00	112800.00
2002	22378.32	410767201.09	119430.91

0.22540719	1.03466E-05	-8706.74829
0.1104171	1.57191E-05	7340.41811
0.87085683	1315.569431	#N/A
30.3450494	9	#N/A
105037745	15576506.36	#N/A

Tabla 6: Estimación lineal Perú 6

Años	Demanda Total de Diesel con Importacion MBLS	PBI percapita índices 1994 =100	PBI manufacturero (índices 1994=100)
1991	11366.60	89500.00	31200.00
1992	14278.80	87500.00	53800.00
1993	14077.10	90200.00	81600.00
1994	16140.90	100000.00	100000.00
1995	18985.50	106700.00	113200.00
1996	19447.00	107500.00	124600.00
1997	19543.40	112800.00	134800.00
1998	20125.50	110200.00	141500.00
1999	21236.50	109300.00	146800.00
2000	20056.80	110900.00	153000.00
2001	18283.20	112800.00	155200.00
2002	22378.32	119430.91	184172.73

0.04673258	0.1029217	1684.178115
0.02692995	0.11492861	9043.538596
0.89857637	1165.86329	#N/A
39.8683602	9	#N/A
108381117	12233134.8	#N/A

Tabla 7: Estimación lineal Perú 7

Años	Demanda Total de Diesel con Importacion MBLs	Parque de diesel automotor (Miles de unidades)	PBI manufacturero (índices 1994=100)
1991	11367	182491618	31200
1992	14279	206046828	53800
1993	14077	220982558	81600
1994	16141	243718648	100000
1995	18986	280064314	113200
1996	19447	300027332	124600
1997	19543	310648068	134800
1998	20126	330855300	141500
1999	21237	350222776	146800
2000	20057	367541520	153000
2001	18283	382545304	155200
2002	22378	410767201	184173

0.09723526	-1.70979E-05	11597.5
0.03559142	2.16236E-05	2558.8
0.89671388	1176.519269	#N/A
39.0682928	9	#N/A
108156473	12457778.3	#N/A

Tabla 8: Estimación No lineal de Perú, Histórico 1

Años	Demanda Total de Diesel con Importacion MBLS	Parque de diesel automotor (Miles de unidades)	PBI Transporte Terrestre (índices 1994=100)
1990	11917	177007614	72858
1991	11367	182491618	79500
1992	14279	206046828	86142
1993	14077	220982558	92698
1994	16141	243718648	100000
1995	18986	280064314	102300
1996	19447	300027332	106500
1997	19543	310648068	124400
1998	20126	330855300	133500
1999	21237	350222776	138700
2000	20057	367541520	153600
2001	18283	382545304	156500
2002	22527	410767201	163909
0.999989433	1.000000007	8453.13805	
3.68073E-06	1.45116E-09	0.08337733	
0.907418377	0.074246947	#N/A	
49.00639845	10	#N/A	
0.540306243	0.055126092	#N/A	

III. PRONOSTICO DE MODIFICACIONES EN LAS REFINERIAS COMO INCREMENTO DE LA OFERTA.

Para la pampilla

1. Incremento de la capacidad actual de 102 a 115 Mbd
2. Incremento de la capacidad de la unidad FCC de 8 13.5 Mbd
3. Instalación e nueva unidad de vacío 36mbpd de capacidad.
4. Instalación de nueva unidad visbreaking de 27mbpd de capacidad.
5. Implementación de mayores servicios industriales.

Proyecto de modernización de refinería talara.-

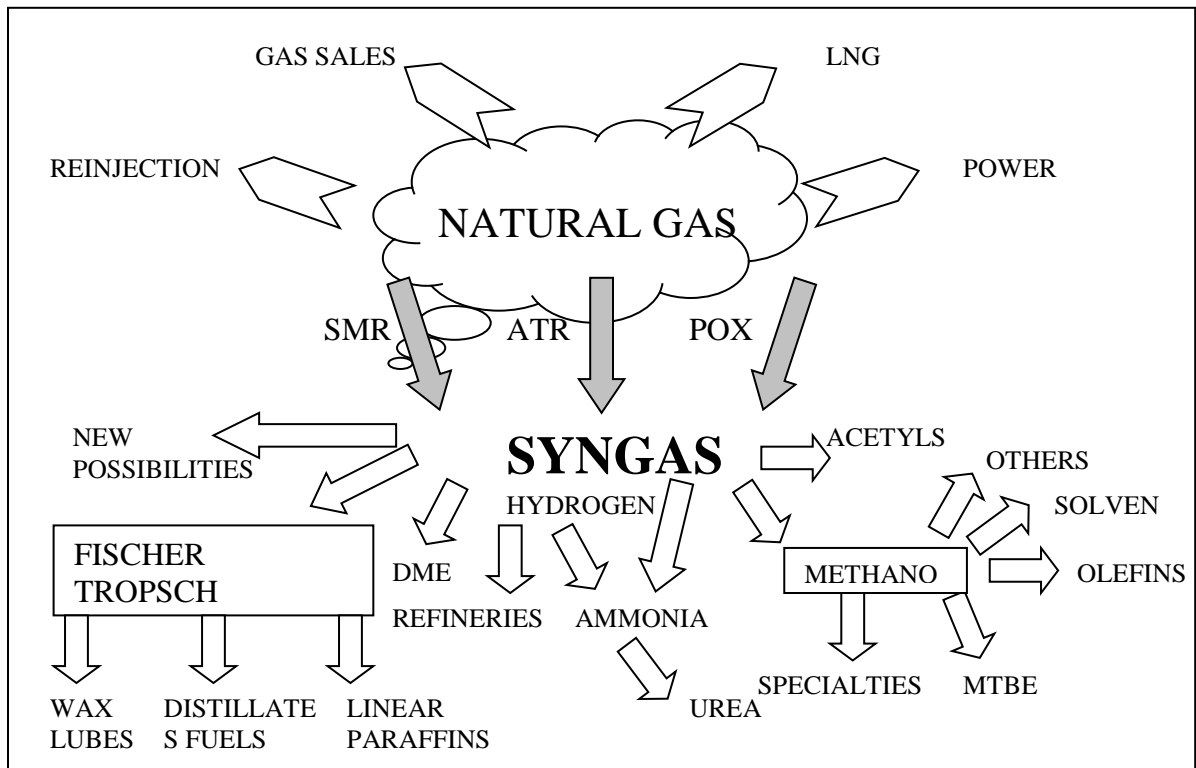
1. Incremento de capacidad actual de 65 a 95 Mbd
2. Una unidad que permitirá la reducción del contenido de azufre de 2,000 a 50 partes por millón.

Cabe recordar la producción estimada de diesel, está calculada aplicando un factor de 30% de rendimiento sobre el petróleo crudo procesado, este valor ha sido tomado referencialmente, basado en un promedio de rendimiento histórico de las refinerías del país con objeto de tener idea del orden de magnitud, obviamente para diferentes crudos a procesar, diferentes serán los rendimientos de diesel, tanto superior o inferior al caso propuesto.

En tanto debe considerarse, que refinerías como la pampilla, tiene unidades de proceso que pueden incrementar estos rendimientos de diesel en forma global a la producción y también es función del petróleo crudo que se procesa así como de variables como rendimiento del catalizador, y condiciones de proceso. Notar esto tanto para la refinería pampilla como para talara.

IV. IMPORTANCIA DE LA TECNOLOGÍA GTL

El término “Gas to liquids” cubre un amplio rango de posibilidades tecnológicas. El concepto básico es la conversión del Gas Natural en la forma líquida de los hidrocarburos; la siguiente figura muestra las rutas posibles:



Ahora si consideramos que mucho se habla de la producción de LNG (liquified natural gas), como medio primario de transporte de gas a mercados remotos, también he de considerarse que esta requiere de enormes volúmenes de producción y grandes contratos de suministro que aseguren un mercado a tales inversiones, las rutas mostradas del los pasos de la tecnología GTL, en adición de la síntesis de Fischer Tropsch, pueden suministrar productos de mayor valor agregado, además de ofrecer un alternativa de convertir el gas natural en líquidos combustibles en una escala compatible al tamaño de los recursos de gas natural.

La aplicación de la tecnología GTL se muestra como una opción de crear una demanda para el Gas Natural, y resolver los problemas que vienen afectando a la producción tradicional de hidrocarburos en nuestros países, además de comprometer en tema medio ambiental en su desarrollo.

Tanto la energía que provee el gas (convertido en líquido) y el aspecto ambiental están intrínsecamente enlazados a los proyectos GTL, inherentemente el proyecto es sustentable.

TECNOLOGÍAS EXISTENTES

Para la instalación de una planta GTL, se requiere de cuatro unidades de procesos básicos:

1. Producción de gas de síntesis
2. Síntesis ficher tropsch
3. Refinado o Product work up
4. Tratamiento de efluentes

Adicionalmente a estas unidades de proceso tenemos, que considerar los servicios de planta, offsites, y la infraestructura de soporte de proceso.

Se ha podido establecer las siguientes disposiciones y licencias de las empresas consideradas en el mercado:

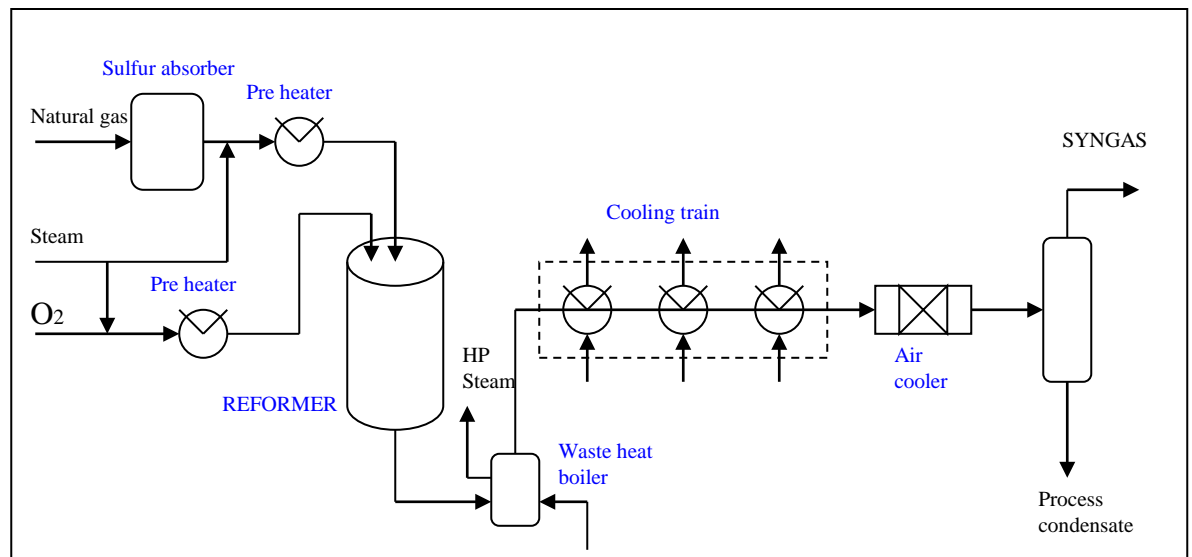
FULL GTL PLANT	Exxon – Mobil / Shell Sasol / Syntroleum
SYNGAS PRODUCTION	Texaco / Lurgi Krupp/Uhde
FISCHER TROPSCH SYNTHESIS	Rentech PDVSA/Intevap
PRODUCT ORK UP	UOP IFP

V. DESCRIPCION ADICIONAL DE LA PRODUCCION DE GAS DE SINTESIS

En la unidad de producción de gas de síntesis, el gas natural es precalentado y alimentado al reactor de reformado, los tipos de reactores son descritos a continuación.

REFORMADO AUTOTERMICO.- Es conocido como una oxidación parcial catalítica, ya que tiene parámetros similares al de un SMR. En muchas otras rutas el reformado auto térmico es similar al proceso SMR con dos importantes diferencias, el catalizador en el ATR es puesto en un único reactor en vez de una construcción tubular de un tradicional SMR, además el calor para la reacción de un ATR se obtiene internamente por la oxidación parcial a través de la inyección de oxígeno al reactor

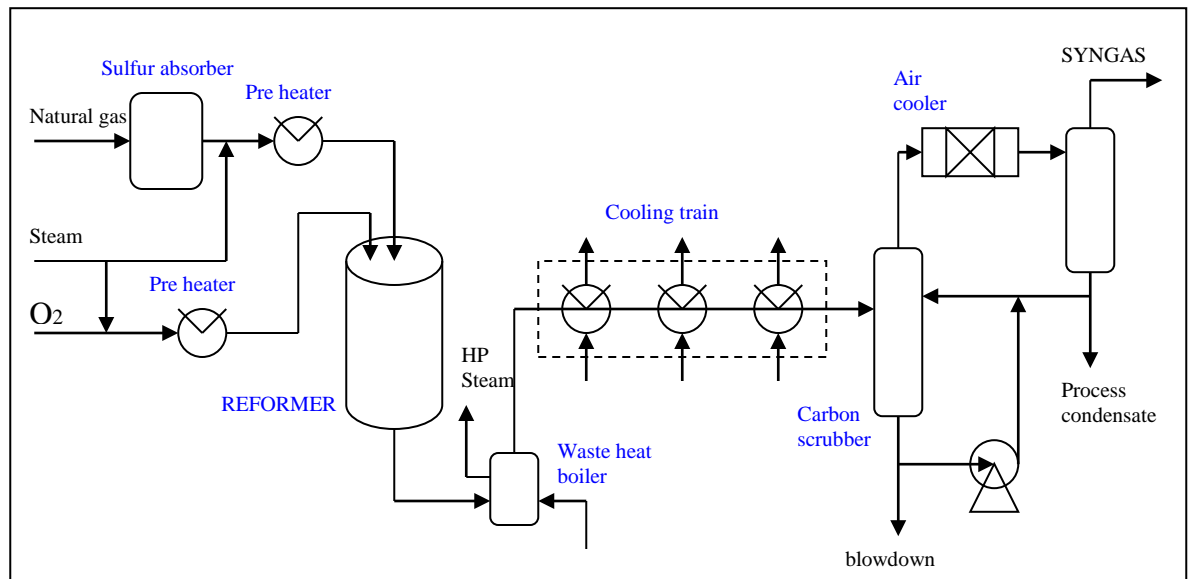
Grafico esquemático del Reformado Auto térmico.-



(Fuente: NATURAL GAS TO LIQUIDS PROJECT, Raytheon engineers and constructors inc. Houston tx, february 2000, U.S. department of commerce, section 8.0 Technology evaluation, pages 8.1-8.6)

OXIDACION PARCIAL.- Es un proceso no catalítico y se puede partir de una variedad de materia prima (gases líquidos y sólidos). La alta temperatura del proceso minimiza la producción de metano comparado con la planta de SMR, lo cual es significativo para purificación del gas.

Grafico esquemático de la Oxidación Parcial.-



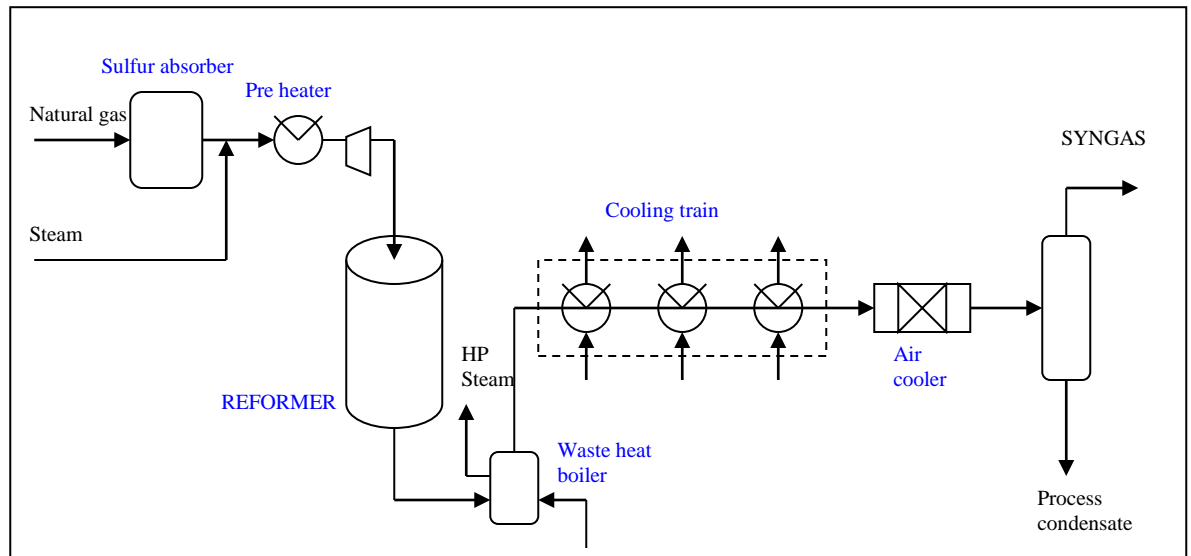
(Fuente: NATURAL GAS TO LIQUIDS PROJECT, Raytheon engineers and constructors inc. Houston tx, february 2000, U.S. department of commerce, section 8.0 Technology evaluation, pages 8.1-8.6)

REFORMADO AL VAPOR.- Este proceso se da a altas presiones, usando lavados de gas para eliminar el CO₂ y metanación para eliminar el CH₄ producido. Típicamente se precalienta la materia prima, luego comprimida, mezclada con H₂ y tratada en reactores de desulfurización, consistente en un hidrotreamiento sobre catalizador de NiMo y convertido en H₂S, luego usando un lecho de ZnO se retiene el H₂S.

Luego se mezcla con vapor y se calienta a temperatura para ingresar al reactor de tubos rellanos de catalizador base níquel.

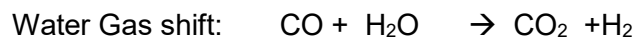
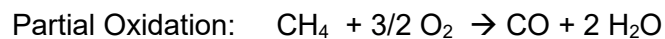
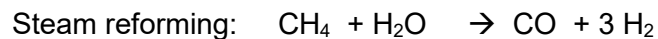
En procesos convencionales luego del reformado primario se incrementa la conversión de metano a gas de síntesis, a través de de un reformador secundario el cual también es catalítico.

Grafico esquemático del Reformado al vapor.-



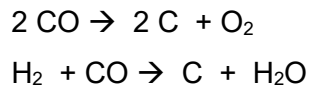
Fuente: “Estudio de factibilidad técnico económica para la producción de hidrogeno a partir del gas natural en el complejo yura division cachimayo” Jorge Luna, Roxana Reluz, diciembre 2002, Universidad nacional de Ingenieria, facultad de Ingeniería Química y Manufacturera, pags, 15-16, 25-26,29-30)

Dependiendo del tipo de reformador usado, las reacciones que tiene lugar son:



Todas éstas son reacciones de equilibrio, así la composición del gas de síntesis es función primordial de la presión y de la temperatura, todas las tecnologías utilizan esas reacciones para convertir el gas natural en hidrógeno y monóxido de carbono. Las diferencias primordiales de diseño están en la integración de los esquemas térmicos empleados.

Adicionalmente se tienen reacciones indeseables para el carbono, estas son llamadas reacciones de Boudouard:



La recuperación de calor de las líneas del gas de síntesis, es necesario para mantener la eficiencia térmica del proceso, típicamente con un recuperador de calor de vapor de alta presión, en el cual el gas de síntesis es enfriado aproximadamente de 1350 a 1000°C.

VI. DESCRIPCION ADICIONAL DE LA PRODUCCION DE CRUDO SINTETICO.

HISTORIA DEL PROCESO FISCHER TROPSCH

Como Einstein es el padre de la teoría de la relatividad, se puede decir que Hans Tropsch y Franz Fischer respectivamente, son los padres del proceso de transformación de gas a líquido. En 1923, estos dos científicos alemanes, trabajaban en el Kaiser Wilhelm Institute Fur Kohlenforschung, y descubrieron la reacción química que después se convertiría en el proceso Fischer Tropsch (FT). Ellos hicieron la primera conversión del gas sintético en synfuel o combustible sintético.

El FT fue usado por varias compañías alemanas en escala industrial principalmente para motores de diesel que eran usados en la "máquina de guerra" alemana durante la segunda guerra mundial. La utilización de FT como tecnología alternativa, se debió a que la reserva de crudo en Alemania era limitada y las reservas de carbón eran substanciales. Esto hizo que los alemanes trataran de obtener combustibles para sus tanques de guerra, aviones y motores para todos sus vehículos. La utilización de FT tuvo un importante impacto, a tal grado que la producción alcanzo en 1944 a 16000

barriles por día. En el periodo que abarco toda la guerra, se estima que la producción de synfuel alcanzo a 4500000 barriles.

EI PROCESO FISCHER TROPSCH (F - T)

En el primer paso del proceso, el gas natural reacciona para formar el syngas (Principalmente CO y H₂). El syngas es, entonces, catalíticamente convertido para sintetizar el crudo a través de la siguiente reacción básica (la reacción FT): CO + 2H₂ → [CH₂] + H₂O) Los grupos de -[CH₂]- son los bloques constructivos; forman largas cadenas rectas de parafina y moléculas de olefinas por un proceso de crecimiento en cadena.

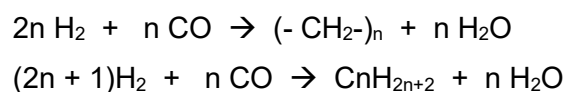
Gasolina: moléculas parafinicas que tienen de 5 a 11 átomos de carbono.

Diesel: moléculas parafinicas que tienen de 12 a 20 átomos de carbono.

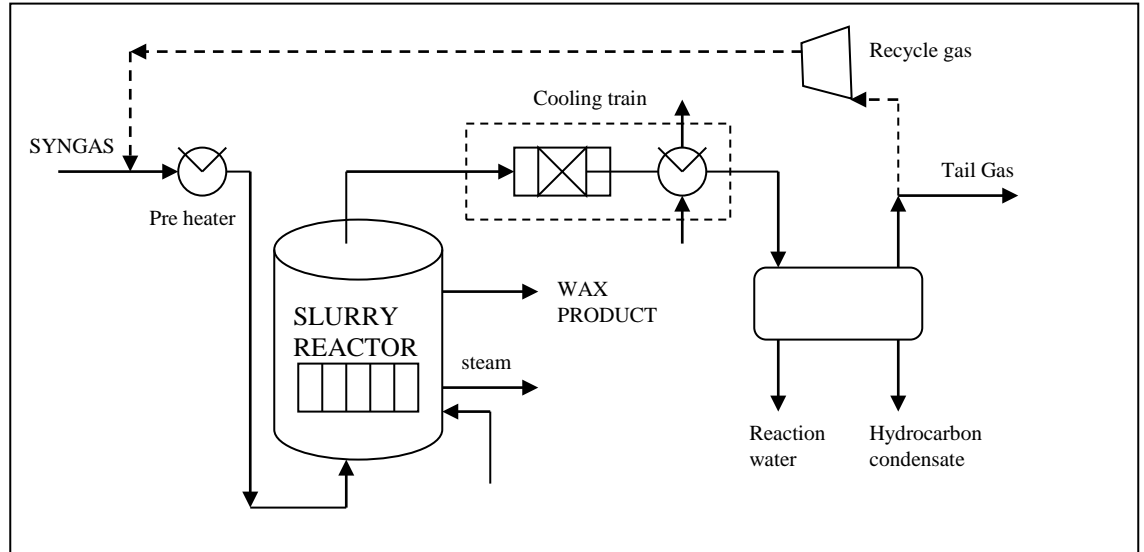
La tecnología F-T elimina los obstáculos principales para el mercadeo de gas natural: su baja densidad de energía y el resultado de los altos costos de transporte resultantes. La disponibilidad comercial de FT- Diesel de alto número de cetano y de baja contaminación ambiental, encuentra hoy un perfecto ambiente de mercado. Eso va a asegurar una buena posición para el gas natural en los mercados. Los más crecientes mercados de la industria petrolera, que son los combustibles para transporte. Para los países desarrollados permite aumentar los futuros suministros de hidrocarburo líquido en vista del creciente costo del petróleo crudo: De este modo tendrán una alternativa ante el dominio de los futuros suministros de energía de la OPEC.

EL REACTOR FISCHER TROPSCH.-

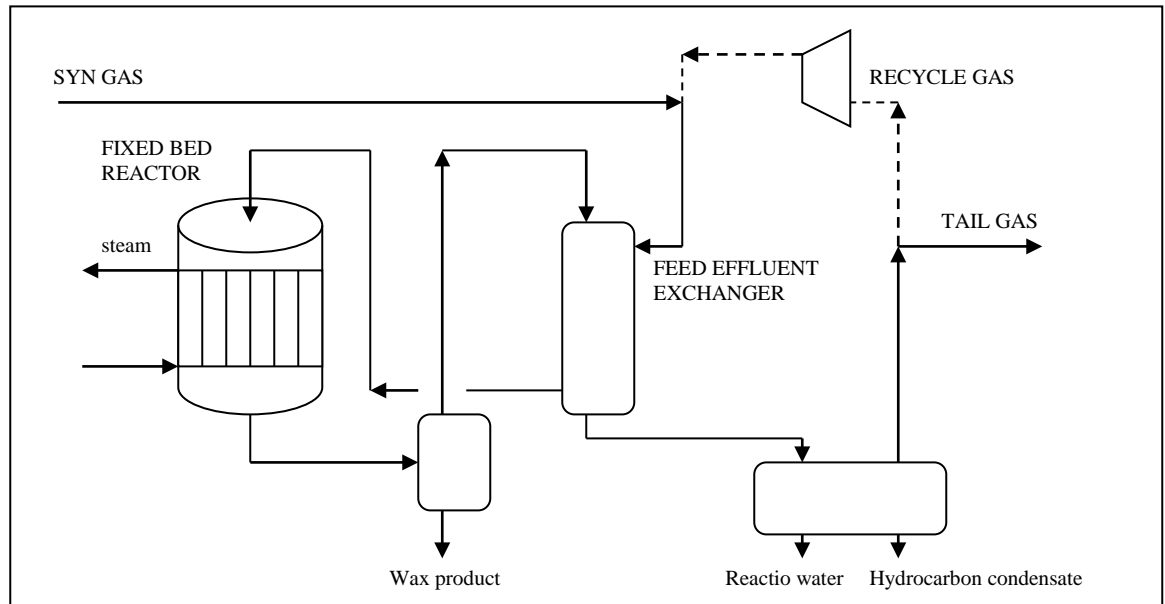
En la unidad de síntesis F-T, el hidrogeno y el monóxido de carbono son convertidos en hidrocarburos, vía una compleja combinación de reacciones que pueden ser simplificadas como siguen:



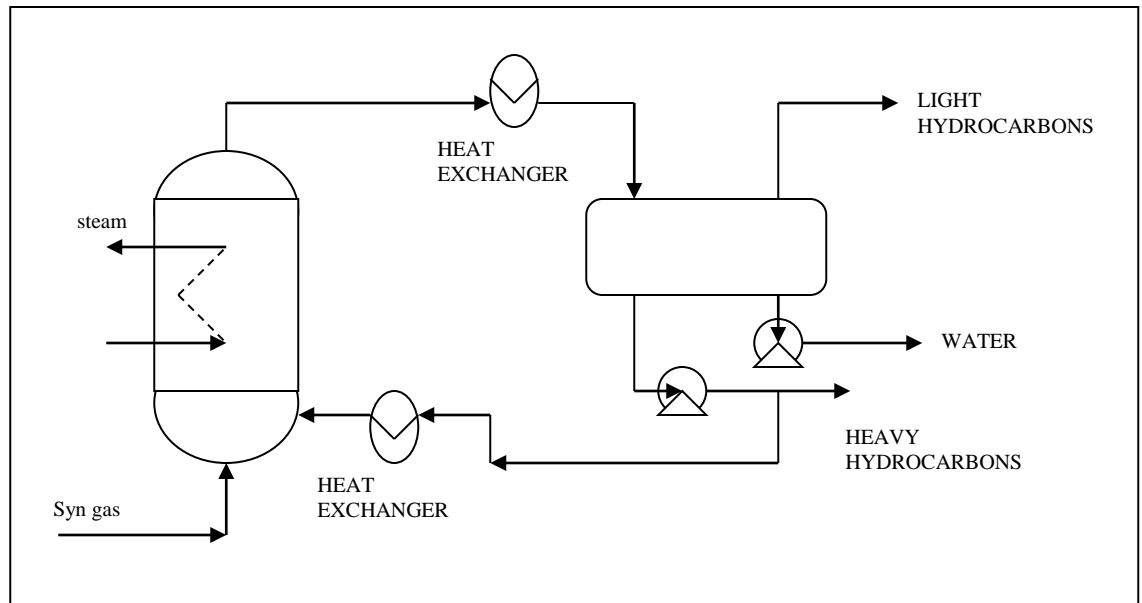
Fischer Tropsch Slurry Phase Reactor



Tubular Fixed bed reactor



Ebullated Bed reactor



Dependiendo del catalizador y las condiciones de operación, la distribución de los productos puede estar entre olefinas ligeras a parafinas lineales y ramificadas de alto peso molecular, y también una pequeña cantidad de hidrocarburos oxigenados. Las tecnologías se concentraron en maximizar los rendimientos de ceras y parafinas lineales en la unidad F-T, esto típicamente encontrado para catalizadores base cobalto y a relativamente bajo rango de temperatura, entre 200 a 250°C.

Los tres reactores mostrados son los básicos desarrollados, el reactor slurry y el ebullated bed, tienen la ventaja de un mecanismo simple, para escalamiento a nivel industrial, el reactor tubular tiene limitaciones mecánicas y esta dado aun para menores capacidades. Las propiedades de fluido dinámico del reactor slurry en tres fases, complica los procedimientos de escalamiento, así es necesario una demostración en planta piloto para confirmar el escalamiento, el ultimo tipo de reactor está desarrollándose por Intevp.

Número de Patente: 4978689 – Conversión de Gas de Síntesis a Hidrocarburos Líquidos

Resumen

El comportamiento de la presión media en la síntesis Fischer Tropsch de los hidrocarburos líquidos con un catalizador de hierro se vuelve más eficiente si temporalmente se suspende la síntesis convencional y el catalizador se trata con vapor de agua a una presión parcial elevada, después del cual se continúa con la síntesis convencional. El tratamiento imparte un gran incremento de la selectividad de los líquidos con reducción de la formación de metano. El tratamiento es muy efectivo con álcali (potasio), produciendo precipitado de catalizador de hierro.

Conversión de Gas de Síntesis a Hidrocarburos Líquidos

Esta invención concierne a la conversión de gas de síntesis en mezclas de óxidos de carbono en fase gas con hidrógeno o donadores de hidrogeno, para formar hidrocarburos líquidos. En particular esto es concerniente en el mejoramiento de la eficiencia del proceso por interrupción normal de la síntesis para “selectivar” el catalizador.

Los procesos para la conversión del carbón y de otros hidrocarburos como el gas natural o mezclas gaseosas consistentes esencialmente de hidrogeno y de monóxido de carbono o de hidrogeno y dióxido de carbono son conocidos. Aunque varios procesos pueden ser empleados para la gasificación, la importancia de estos depende de la combustión parcial del combustible con un gas que contenga oxigeno o de la alta temperatura de reacción del combustible con el vapor, o la combinación de estas dos.

Ver Kirk Othmer Segunda Edición, Volumen 10 Paginas 353-433

Las técnicas de gasificación del carbón y de otros combustibles sólidos, líquidos o gaseosos no se han considerado parte de la presente invención.

El gas de síntesis puede ser convertido a productos de reducción del monóxido de carbono, semejante a un hidrocarburo, desde 150°C a cerca de 450°C aproximadamente bajo 1 o 2 atmósferas de presión, bajo una variedad de catalizadores. Por ejemplo, el proceso Fischer Tropsch produce un rango de hidrocarburos líquidos, una porción el cual puede ser usado como una gasolina de bajo octanaje. Los catalizadores que han sido estudiados incluyen al cobalto, níquel, rutenio, torio, rodio, osmio, entre otros óxidos. El rango amplio de catalizadores y de las modificatorias descubiertas, en el amplio rango de condiciones de conversión para la reducción del monóxido de carbono en presencia de hidrógeno proporciona alguna flexibilidad hacia la obtención de selectos tipos de productos, y algun control sobre la distribución de pesos moleculares.

El catalizador de rutenio por ejemplo, es capaz de producir hidrocarburos lineales exclusivamente. Mientras que “el hierro promovido” además produce oxigenados. No obstante, estas conversiones llevaran mucho para ser llevadas a cabo porque el catalizador es costoso y hay formación de co-productos en excesiva cantidad.

La distribución de peso molecular para la reacción Fischer Tropsch es controlada para una gran extensión de la naturaleza de reacción. Si la síntesis en los sitios de reacción es caracterizado por una adición sensible de una especie carbonada simple a una cadena hidrocarbonada creciente, con una razón de propagación constante k_p y si este paso compite con un paso creciente de terminación, teniendo la razón constante k_t , entonces las opciones de formación de especies intermedias para propagación en lugar de terminación, es descrita por:

$$\alpha = \frac{k_p}{k_p + k_t}$$

Donde α es independiente del peso molecular de los intermedios.

$$\log C_n = Cte + n(\log \alpha)$$

Donde C_n es el porcentaje molar n-ésimo en el producto y n es el número de átomos de carbono contenidos en esa especie. Un dibujo de $\log C_n$ vs n proporciona una línea recta con el intercepto $\log \alpha$.

El significado de la relación anterior para la producción de hidrocarburos por el proceso Fischer Tropsch consiste en, que la reducción de la formación del co-producto metano también reduce significativamente las cantidades de hidrocarburos C_2 , C_3 y C_4 y causa un significado incremento en el rendimiento total de C_5 + líquidos, con más líquidos en el rango de formación del carburante Diesel.

En resumen, cuando los practicantes en el arte referido a la selectividad FT de un catalizador o referido a un proceso en términos de la cantidad relativa de metano que es producido, esto es generalmente entendido en el contexto del cambio global en la distribución de productos gaseosos normalmente e hidrocarburos líquidos producidos delimitados sobre lo anterior. Esta selectividad es función no solo de la composición del catalizador y su método de preparación, pero también es una función de las condiciones de proceso, particularmente temperatura, y función de la composición del gas de síntesis. En general, un decrecimiento en temperatura resulta en el mejoramiento de selectividad para hidrocarburos líquidos, y un similar resultado tiende a ser alcanzado con el gas de síntesis que, dentro de los límites, es relativamente rico en monóxido de carbono. En principio, la selectividad para el incremento de los hidrocarburos líquidos puede ser obtenida por simple disminución de temperatura, pero disminuye también los niveles de conversión. Como tema práctico, hay una temperatura baja límite, determinado por la razón de conversión económicamente requerida, por debajo del cual la operación resulta impráctica.

Los catalizadores de hierro precipitados han sido extensivamente estudiados y usados por muchos años en los procesos de fase líquida FT para síntesis de hidrocarburos. En general, estos son económicos, exhiben buena actividad y tienen adecuado tiempo de vida. Ellos casi siempre contienen promotores

potásicos, los cuales sirven para reducir la cantidad de metano y otros co-productos hidrocarburos ligeros. Sin embargo, la cantidad de potasio que es usado normalmente está limitado a aproximadamente un 0.6 % en peso, a partir de mayores cantidades no muestra beneficios más allá con respecto a la reducción de metano, y de hecho incrementa la producción de co-productos oxigenados. De esta manera hay una necesidad de un catalizador de hierro que tenga una alta selectividad para formación de hidrocarburos líquidos, que dentro de poco alcanzara en orden de incremento la formación total de hidrocarburos líquidos, especialmente aquellos en el rango de ebullición del carburante Diesel de alta calidad.

Las técnicas convencionales para la producción de un precipitado, inactiva el catalizador de hierro en grandes cantidades y su activación antes del uso. La etapa inicial en la preparación del precipitado inactivo de catalizador de hierro usual de esta invención es el convencional. El nitrato férrico, el cual puede ser obtenido disolviendo trozos forjados de hierro o acero revolviéndolo en ácido nítrico o alternativamente, disuelta en agua. La solución debe ser ajustada si es necesario, para que exista una cantidad pequeña predeterminada de cobre. El hierro es entonces, precipitado con amonio o carbonato de amonio. El carbonato de potasio es también adicionado para el filtrado y lavado del precipitado para proporcionar un contenido de 0.1 a 1.0% peso de carbonato de potasio basado en hierro. El nivel preferido de carbonato de potasio es cerca de 0.2 a 0.6 % en peso basado en el contenido de hierro.

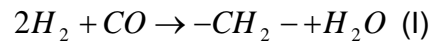
La torta filtrante producida por la técnica justamente descrita y llevada a cabo por la forma convencional de calcinación en aire a 572° F usualmente contiene una fuente por exceso de 1000 ppm de nitrógeno. Por cierto, en aplicaciones especiales, un catalizador de hierro que presenta un contenido de nitrógeno menor que 200 ppm, y preferentemente menor que 100 ppm puede ser necesitado. Cada catalizador debe ser preparado para llevar a la vez la solución de amoniaco y la solución de nitrato férrico para controlar la razón del pH del liquido enfriado sobrenadante conteniendo el catalizador precipitado, es mantenido a cerca de 6.8. La torta filtrante producida por este metodo es lavada

con agua caliente hasta que quede relativamente libre del ion nitrato. El resultado de la torta calcinada filtrada producida por esta técnica es de bajo contenido de nitrógeno.

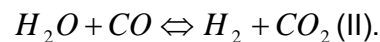
Es generalmente conocido que los catalizadores de hierro inicialmente formados son inactivos en la Síntesis FT. Antes del uso en la síntesis, debe ser sujeto a una fase de activación el cual comprende el contacto del sólido inactivo con un gas reductor, tal como el gas de síntesis a elevada temperatura.

Durante la activación, el hierro es parcialmente reducido a un estado en forma de depósito metálico. Esta activación es conducida en ausencia de agua.

Es conocido que el agua es un poderoso inhibidor de la reacción FT. El CO_2 es también un inhibidor, pero mucho más que el agua. El paso primario en la conversión produce agua por la reacción



pero la mayoría del agua es consumida en la reacción de cambio (Shift reaction), catalizada por el catalizador de hierro:



Para minimizar el efecto inhibidor del agua, la alimentación de gas de síntesis en el proceso FT y en la corriente de reciclo usualmente hay desecadores previos por contacto con el catalizador de hierro.

Es conocido que la vida del catalizador de hierro usado en el proceso FT es limitado por la pérdida de actividad durante la síntesis. Por ejemplo, la vida de un catalizador de seis meses fue reportada para una unidad de lecho empacado que emplea un precipitado de catalizador de hierro alcalino. Durante el periodo de seis meses, la temperatura de operación fue incrementada de un punto inicial de 220 °C a una máxima de 255°C. Esta compensación de temperatura para la pérdida de actividad incluye también una sustancial pérdida de selectividad.

Con el invento se logra proporcionar un método para mejorar la selectividad del proceso FT con catalizador de hierro, es un objetivo futuro de esta invención proporcionar un método para restablecer la selectividad de un catalizador precipitado de hierro FT cuando va decayendo.

Descripción de detalles

La conversión FT referido a los beneficios de este nuevo proceso, presenta “una presión media” de síntesis, en el rango de 150 a 450 psig de presión total. Se utiliza catalizador de hierro.

La vida del catalizador es favorecida operando a altas velocidades espaciales.

Los reactores usados son: lecho fijo, lecho fluido, y slurry.

Los reactores de lecho fijo y de lecho fluido son de importancia comercial. La T en lecho fijo esta en el rango de 220-255°C.

La vida del catalizador en lecho fijo va de 6 a 9 meses, en el cual la temperatura de operación es incrementada desde el punto inicial de 220°C hasta un máximo de 255°C.

El reactor de lecho fijo utiliza un catalizador de hierro en forma de precipitado, promovido con potasio y cobre

El reactor de lecho fluidizado usa magnetita fundida promovida con potasio y otros promotores opcionales, incluyendo promotores estructurales, como el MgO. Las temperaturas de operación estan en el rango aproximado de 220°C a 350 °C.

Adicionalmente, con precipitado de catalizador de hierro, la corrida puede ser conducida a temperaturas más altas que 225°C (la convencional) en lecho fijo, pero encontrando formaciones de metano en incremento.

La variante en el proceso FT del propósito de esta invención es que usa precipitado de catalizador de hierro que contiene potasio como promotor en el rango de 0.2 a 0.6 % en peso de K_2CO_3 .

La “selectivación” necesaria en el proceso mejorado de esta invención requiere que el catalizador de hierro sea expuesto a temperaturas elevadas con una suficiente presión de vapor de agua, para inducir la selectivación sustancial, y

una reducción de no menos de 1% en peso de metano en el producto hidrocarburo total

La “selectivación” puede ser conducida con vapor puro, sustancialmente; como es proporcionado por un caldero convencional; o vapor diluido en un gas inerte, como nitrógeno, CO₂ o una mezcla de ellos.

Para el ejemplo; después de la activación del catalizador, su comportamiento fue determinado bajo condiciones isotérmicas a casi 265°C, y a casi 235 psi y con alto y bajo ratio de H₂/CO, en un sistema CSTR.

Ejemplo 1A

Preparación del catalizador de hierro en forma de precipitado.

Un frasco (recipiente) se calienta con un sistema chaqueta y equipada con un condensador de reflujo para minimizar la pérdida de NH₃. Una porción de 1360 gramos con un 10% de solución amoniacal es vertido rápidamente a 102°C.

Número de Patente: 4962078 – Catalizadores de Cobalto – Titanio, proceso que utiliza estos catalizadores para la preparación de hidrocarburos a partir del gas de síntesis, y proceso para la preparación de estos catalizadores.

Resumen

Un soporte particulado de catalizador de cobalto es formado por cobalto dispersado, solo o con un metal promotor, particularmente Renio, como una fina membrana catalítica activa bajo titanio particulado o soporte conteniendo titanio. Este catalizador puede ser usado para convertir una mezcla de monóxido de carbono e hidrogeno en un destilado constituido principalmente por una mezcla de parafinas lineales y olefinas, particularmente destilados C₁₀+, con alta productividad, con baja selectividad al metano. Un proceso es también descubierto para la preparación de estos catalizadores.

Aspectos de fondo:

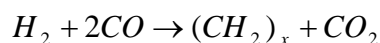
Trata sobre la preparación de hidrocarburos líquidos a partir del gas de síntesis, y el proceso para la preparación de dichos catalizadores. En particular, referido a destilados C_{10}^+ y otros productos valorables son preparados por reacción de CO e H_2 bajo catalizador de cobalto en donde el metal está disperso en una fina película en la superficie externa de un soporte (carrier) particulado de titanio.

Los catalizadores particulados son conocidos, son normalmente formados por metales activos en dispersiones catalíticas o en matrices, o soportes. Generalmente al hacer catalizadores, el objetivo es dispersar el metal activo (catalizador) tan uniformemente como sea posible a través de un soporte poroso particulado, esto proporcionan una uniformidad de los sitios activos del catalizador desde el centro hasta el exterior de la partícula.

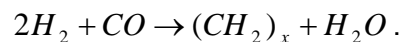
Los catalizadores también son formados por dispersiones catalíticas de materiales activos en un denso soporte particulado, partículas impermeables a penetración por los materiales catalíticamente activos. Cerámica o metales puros han sido seleccionados para proporcionar las mejores características de transferencia de calor, aunque generalmente la matriz densa impermeable de las partículas de catalizador sobreconcentradas en los sitios activos catalíticos con una reducción de espacio en el reactor y una disminución de la efectividad del catalizador. Algunas veces, aunque en formación catalítica de soporte particulado poroso en mayores cantidades que el material catalítico son concentrados cerca de la superficie de las partículas simplemente porque de la dificultad inherente para la obtención de dispersiones más uniformes de material catalítico a lo largo de las partículas del soporte poroso. Por ejemplo, un componente catalítico puede tener tal fuerte actividad para la superficie de soporte que este sirve para unir a la mayoría inmediatamente a la superficie accesible y no puede ser fácilmente desplazado y transportado a una ubicación más central en el interior de la partícula. La dispersión catalítica ayuda, o los agentes son por esta razón frecuentemente usados para volver este efecto y obtener el mejor y más uniforme dispersión del material activo catalítico a través de las partículas de catalizador.

La síntesis FT para la producción de hidrocarburos a partir del monóxido de carbono e hidrogeno es conocido, y descrito en la literatura de patentes. El catalizador reciente FT fue constituido en su mayor parte por metales no-nobles dispersados a lo largo de un soporte de oxido poroso inorgánico. El grupo VIII de metales no-nobles, hierro, cobalto y níquel son usados en las reacciones FT y estos son promotores de otros metales, y soporte en alúmina principalmente. La experiencia comercial entretanto, ha sido basada en los catalizadores de hierro y cobalto. La primera operación comercial FT utiliza un catalizador de cobalto. Los catalizadores de hierro y cobalto fueron hechos por composición del metal a lo largo de un soporte de oxido inorgánico. Un avance importante en los catalizadores FT ocurre con el uso del níquel-torio. Los catalizadores recientes de cobalto no obstante, son por lo general de baja actividad, necesitando un proceso de múltiples etapas, así como bajo gas de síntesis.

Los catalizadores de hierro no son convenientes para la conversión de gas de síntesis debido al alto grado de actividad de la reacción water gas shift (WGS) propia de los catalizadores de hierro. Así, el gas de síntesis es convertido a CO_2 en concordancia con la ecuación



con demasiado poco de gas de síntesis siendo convertido a hidrocarburos y agua en la reacción:



La patente 4542122 describe la composición mejorada de catalizador de cobalto para la preparación de hidrocarburos líquidos del gas de síntesis. Esta composición de catalizadores son caracterizados, en particular como cobalto-titanio o torio promoviendo cobalto-titanio, en cobalto, o cobalto y torio, está

compuesto o disperso bajo titanio, o titanio conteniendo un soporte, especialmente un alto rutilo.

Otra patente comenta también el descubrimiento de los catalizadores cobalto-titanio y estabilidad de regeneración. Estos catalizadores tienen una performance admirable en la conducción de reacciones FT, y en contraste de los recientes catalizadores de cobalto proporciona una alta selectividad a hidrocarburos líquidos, con una relativa formación baja de metano.

Una reciente publicación europea también descubre catalizadores de cobalto tan buenos como un proceso para la preparación de estos catalizadores por inmersión de un soporte poroso alguna vez o repetitivamente dentro de una solución conteniendo un compuesto de cobalto. El cobalto es dispersado bajo el soporte poroso hasta satisfacer la relación:

$$\sum V_p / \sum V_c < 0.85,$$

y

$$\sum V_p / \sum V_c < 0.55,$$

respectivamente, donde V_c representa el volumen total de las partículas de catalizador, y V_p el volumen de la cáscara (superficie) presente en las partículas de catalizador; las partículas de catalizador han sido consideradas como constituidas como un grano rodeado por una cáscara (cubierta). El grano es definido mas adelante como uno de cada forma que en cada punto del perímetro del grano la mas corta distancia (d) del perímetro a la piel es el mismo, d sería igual para todas las partículas bajo la consideración y han sido clasificadas tal que la cantidad de cobalto presente en $\sum V_c$ es 90% de la cantidad de cobalto presente en $\sum V_p$. Estos catalizadores particulares, son descubiertos mostrando altas selectividades de C5+ que los catalizadores, de otro modo excepción similar que el componente de cobalto de éste está distribuido de forma homogénea, o dispersado uniformemente, a lo largo del soporte. Es conveniente que los poros del soporte sean expuestos en sílice, alúmina o sílice-alúmina, y de estos, sílice es preferible. El Zirconio, Titanio, cromo, y rutenio son distribuidos preferentemente de un extenso grupo de

promotores. Aunque estos catalizadores pueden proporcionar las mejores selectividades en las reacciones de conversión de gas de síntesis, estos a su vez por otra parte, excepto el cobalto es uniformemente dispersado a lo largo del soporte, como otros catalizadores de cobalto explicados previamente, la actividad intrínseca de estos catalizadores son muy bajos como consecuencia son requeridas altas temperaturas para obtener una productividad, la cual es deseable para operaciones comerciales. Las más altas temperaturas de operación no obstante son llevadas a cabo con un correspondiente incremento en la selectividad del metano y un decaimiento en la obtención de hidrocarburos líquidos de mayor valor.

La productividad, la cual es definida como el volumen estándar de CO₂ convertido/ volumen del catalizador/-hora, es, en efecto la esencia de una operación comercial. Altas productividades son esenciales en operaciones comerciales viables. No obstante, es también esencial que la alta productividad será alcanzada sin altas formaciones de metano que resulta en baja producción de hidrocarburos líquidos. De acuerdo con esto, un importante y necesario objetivo en la producción y desarrollo de catalizadores es para producir catalizadores los cuales sean orientados a altas productividades, combinado con baja selectividad al metano.

A pesar de las mejoras, hay sin embargo una necesidad remanente de catalizadores capaces de incrementar la productividad sin incrementar la selectividad al metano. Hay, en particular, una necesidad para proporcionar mas adelante catalizadores mejorados y procesos para el uso de estos catalizadores en reacciones de conversión de gas de síntesis para proporcionar un futuro incremento de la selectividad a los hidrocarburos líquidos, especialmente C₁₀⁺ con reducción de la formación de metano.

En particular, un objetivo de esta invención es proporcionar, un soporte nuevo compuesto por catalizador de cobalto y un proceso utilizando tales composiciones para la conversión del gas de síntesis a productividades altas, y baja selectividad al metano, obtener destilados combustibles de alta calidad caracterizados generalmente como C₁₀⁺ de parafinas lineales y olefinas.

Un objetivo futuro es proporcionar un proceso utilizando cada composición de catalizador para la producción de gas de síntesis en parafinas lineales y olefinas C_{10}^+ , con un decrecimiento en la selectividad al metano.

Se tiene un soporte particulado de catalizador de cobalto formado por cobalto dispersado en una película fina activa catalítica bajo la superficie de un soporte de titanio particulado o sustancialmente titanio conteniendo un soporte y preferiblemente dentro de la razón rutilo:anatase del titanio en por lo menos aproximadamente 3:2. Este catalizador puede ser usado para producir, por contacto y reacción en condiciones de reacción con una mezcla de CO_2 e H_2 un destilado combustible constituido principalmente por una mezcla de parafinas lineales y olefinas, particularmente un destilado C_{10}^+ con alta productividad y con bajas selectividades al metano. Este producto puede ser posteriormente refinado y separado para obtener combustibles de alta calidad, y otros productos tal como diesel y combustible para aviones, especialmente destilados medios Premium con número de carbonos en el rango de aproximadamente C_{10} a aproximadamente C_{20} .

De acuerdo con esta invención, el componente de cobalto catalíticamente activo es dispersado y soportado en las partículas de titanio como una capa fina formando una superficie catalítica activa. Oscilando en promedio en espesor de aproximadamente 0.02 mm a casi 0.20 mm con la carga de cobalto siendo suficiente para alcanzar la productividad requerida para operaciones de viabilidad comercial, la carga de cobalto, expresado como el peso de cobalto metálico por volumen a granel empacado de catalizador, que alcanza este resultado en por lo menos 0.04 g/cc, y preferiblemente por lo menos cerca de 0.05 g/cc. Los mas altos niveles de cobalto tienden a incrementar la productividad futura y un limite por debajo de carga de cobalto esta en función del costo del cobalto, disminuyendo el incremento en la productividad con el incremento en el cobalto, y con formación de depósitos de cobalto. Un rango conveniente puede ser desde cerca de 0.04 g/cc a casi 0.15 g/cc, preferentemente cerca de 0.05 g/cc a casi 0.15 g/cc mas preferible cerca de 0.05 g/cc a casi 0.09 g/cc. La característica de una carga elevada de metal

cobalto en una delgada capa activa catalítica localizada en la superficie de las partículas es esencial en la optimización de la actividad, selectividad y productividad del catalizador en la producción de hidrocarburos líquidos de gas de síntesis, mientras minimizamos la formación de metano.

Metales tales como renio, zirconio, hafnio, cerio, torio y uranio, o los componentes a partir de ellos, pueden ser adicionados al cobalto para incrementar la actividad y la regenerabilidad del catalizador. Aunque, la capa fina catalítica activa, o la película, formada en la superficie del titanio o sustancialmente titanio conteniendo soporte particulado, puede incluir en adición a la reunión catalítica activa de cobalto, una masa de renio, zirconio, hafnio, cerio, uranio y torio o mezclas de estos otros metales o componentes en base a ellos.

Preferentemente, la capa fina catalítica activa, o películas de soporte en titanio o titanio conteniendo soporte que incluye cobalto-renio, cobalto-zirconio, cobalto-hafnio, cobalto-cerio, y cobalto torio, con o sin la presencia adicional de otros metales o compuestos de éstos.

Una particularidad preferida de un catalizador es aquella, donde el cobalto o cobalto y un promotor están dispersados como una fina película catalítica activa bajo un portador o soporte el cual es titanio, TiO_2 o un material que es sustancialmente titanio, y preferiblemente no menor al 50 % de titanio, en el cual el titanio tiene un rutilo:anatasa razón en peso de no menos aproximadamente 3:2, determinado por ASTM D 3270-78: Standard test method for ratio of anatase to rutile in titanium Dioxide pigments by use of x-ray diffraction. Generalmente la catálisis es aquella en donde el titanio tiene un ratio rutilo:anatasa oscilando no menor de aproximadamente 3:2 a cerca de 100:1, o mayor que, o preferiblemente desde aproximadamente de 4:1 a casi 100:1 o mayor. Metales como Renio, Zirconio, hafnio, cerio, torio o uranio son adicionados al cobalto respectivamente como un promotor para formar la fina película activa catalítica, el metal es adicionado al cobalto en concentraciones suficientes para proporcionar una razón en peso de cobalto: metal promotor oscilando cerca de 30:1 a casi 2:1 preferiblemente desde casi 20:1 a casi 5:1. El

renio y hafnio son los metales promotores preferidos, siendo el renio mas efectivo en la promoción, mejorando la mantención de la actividad en una base absoluta, con el hafnio siendo mas efectivo en la base costo – efectividad. Esta composición de catalizadores, ha sido encontrada produce una alta productividad, con baja selectividad al metano un producto el cual es predominantemente C_{10}^+ en forma de parafinas lineales y olefinas, con pequeña cantidad de oxigenados. Estos catalizadores también proporcionan alta actividad, alta selectividad y alto mantenimiento de la actividad en la conversión del CO e H_2 en destilados combustibles.

El catalizador de cobalto de esta invención, es contrastado con (i) catalizador de cobalto, la porción de cobalto el cual es uniformemente distribuido a lo largo de un soporte particulado o (ii) catalizador de cobalto teniendo una capa de superficie relativamente gruesa de cobalto en el soporte particulado, tiene demostrado especialmente usado para la preparación de hidrocarburos líquidos a partir del gas de síntesis a productividades altas con baja formación de metano. En contraste con los catalizadores de esta invención, el arte demostrado en catalizadores son encontrados teniendo actividades bajas, y especialmente la mas pobre selectividad debido a una severa limitación de la difusión. Estos catalizadores (i) y (ii) a productividades altas produce en conjunto también mucho metano. Tal como la productividad es incrementada para producir las mayores conversiones del CO a hidrocarburos, incrementando cantidades de metano son concurrentemente producidos. De esta manera, un incremento en la productividad con estos catalizadores podría solamente ser obtenida bajo el costo de incrementar la formación de metano. Este resultado ocurre, porque el CO e H_2 reaccionante se difunde lentamente a través de los poros del catalizador particulado el cual se vuelve lleno con el producto líquido, dando como resultado en subvaloración de los sitios catalíticos activos localizados en el interior de la partícula. Ambos, H_2 y CO deben difundirse a través del producto líquido y los poros rellenos pero la difusión del hidrogeno a través de los poros en una mayor razón de velocidad que el CO. Desde que el H_2 y el CO están reaccionando en los sitios catalíticos en una razón

equivalente, un alto ratio H_2/CO es originado en el interior de la partícula el cual lleva a una formación alta de metano. Como la velocidad de reacción es incrementado, por incorporación de actividad intrínseca más alta o por operación a más altas temperaturas, el catalizador se vuelve mas limitado por la velocidad de difusión de los reactantes a través de los poros. Las selectividades son especialmente pobres bajo condiciones de alta productividad. De esta forma, los catalizadores usados durante la síntesis de hidrocarburos FT se vuelven llenos con los productos líquidos. Cuando el CO y el H_2 están pasando bajo el lecho de catalizador y consumido a una velocidad la cual es más rápida que la velocidad de difusión, el H_2 avanza del interior de la partícula a una mayor magnitud que el CO llevando el interior de las partículas ricas en H_2 , y deficiente en CO. La formación de metano en el interior de la partícula es de esta manera favorecida debido a la anormal relación H_2/CO ; un resultado no favorable de CH_4 como un producto no deseado. La magnitud para la cual la selectividad es afectada depende de la velocidad de difusión y la velocidad de reacción, y por lo tanto la productividad.

El catalizador de esta invención es de manera que este esencialmente todo el cobalto activado es depositado en la superficie de titanio o en titanio conteniéndolo en un soporte particulado. La película de superficie de cobalto debe ser muy delgada y conteniendo una adecuada carga de cobalto para maximizar la reacción del hidrogeno y del CO en la superficie de la partícula catalítica. La película superficial de cobalto va en el rango de 0.02 mm a casi 0.20 mm, con carga de cobalto no menor a casi 0.04 g/cc preferiblemente no mas de 0.05 g/cc, mas preferiblemente abarcando de casi 0.04 g/cc a casi 0.15 g/cc, aun mas preferiblemente desde casi 0.05g/cc a casi 0.15 g/cc e incluso mas preferiblemente en el rango de casi 0.05 g/cc a casi 0.09 g/cc calculado como cobalto metalico por volumen a granel empacado de catalizador. El metal promotor a ser efectivo debe también ser contenido en la superficie de la película de cobalto. Si se extiende en el interior de la partícula, fuera de la película de cobalto el metal promotor tendria un efecto pequeño promocional. El metal promotor, debe de esta manera, tambien ser concentrado en la película

de cobalto en la superficie del catalizador con la proporción de cobalto: metal promotor, sugerido en el rango de cerca 30:1 a casi 2:1 preferiblemente desde cerca de 20:1 a casi 5:1. El espesor de la película de metal en la superficie puede ser convenientemente medido con...

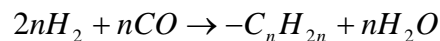
Las secciones de cruce de las partículas de catalizador de esta invención medidas vía

El gas de síntesis es un producto intermedio importante. La mezcla de monóxido de carbono e hidrógeno es utilizada para la síntesis de una variedad de hidrocarburos, desde gases hasta nafta en productos como diesel oil usando la síntesis de Fischer Tropsch.

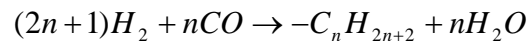
Los reactantes en la síntesis de Fischer Tropsch son el monóxido de carbono y el hidrógeno, donde la reacción puede ser considerada como una oligomerización hidrogenativa del monóxido de carbono en presencia de un catalizador heterogéneo.

Las reacciones principales que ocurren en la síntesis Fischer Tropsch son:

Olefinas:



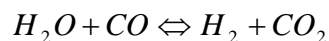
Parafinas:



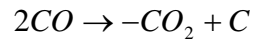
Alcoholes



El agua reacciona como co-producto con el monóxido de carbono en la reacción conocida como "Shift Reaction" produciendo hidrógeno y dióxido de carbono



El hidrógeno adicional producto de la reacción anterior reduce la demanda del mismo para la síntesis Fischer Tropsch. La presencia del agua se produce al mismo régimen de la reacción Fischer Tropsch. Estudios sobre el efecto global de la "Shift reaction" en la síntesis Fischer Tropsch fueron investigados por Rofer Deporter. Otra reacción que también ocurre en la síntesis Fischer Tropsch es la desproporción de monóxido de carbono en dióxido de carbono y carbono.



Esta reacción es la responsable de las deposiciones de carbono en el reactor de cama empacada, que reducen la eficiencia de la transferencia de calor.

La síntesis Fischer Tropsch es catalizada por una variedad de metales de transición como el hierro, níquel y el cobalto. El Hierro es el catalizador preferido debido a su gran actividad y bajo costo. El níquel produce grandes cantidades de metano, mientras que el cobalto tiene un menor régimen de reacción y selectividad comparada con el hierro. Comparando la catálisis de hierro y cobalto, se ha encontrado que el cobalto promueve más los destilados medios. En la síntesis de Fischer Tropsch el cobalto produce hidrocarburos con un plus en agua, mientras que la catálisis de hierro produce hidrocarburos y dióxido de carbono. Según esto la catálisis con hierro promueve en mayor proporción la "shift reaction" que la catálisis de cobalto.

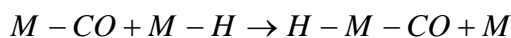
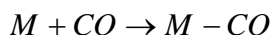
Los dos tipos de reactores usados comercialmente a la fecha en la síntesis de Fisher Tropsch, son la cama empacada o "fixed bed" y el arreglo de lecho fluido o "fluid bed". El reactor de cama empacada usualmente trabaja a bajas temperaturas para evitar la deposición sobre los tubos en el reactor. Los productos del reactor de cama empacada se caracterizan por su bajo contenido en olefinas e hidrocarburos más pesados que los producidos en un reactor de lecho fluido. Sin embargo la distribución del calor en los reactores de lecho fluido es mejor que en el reactor de cama empacada, y donde los reactores de lecho fluido son generalmente operados a altas temperaturas.

Un reactor de lodos es normalmente usado en una etapa piloto de investigación. Este tipo de reactor está caracterizado por contener al catalizar en forma de lodo. La alimentación de gas de síntesis es burbujeada a través del catalizador que se encuentra suspendido en el catalizador. El control térmico es sencillo comparado con los otros tipos de reactores. Una ventaja adicional del reactor de lodos es que puede aceptar gas de síntesis con un bajo ratio de H₂/CO los anteriores reactores.

Las reacciones que ocurren en la síntesis de Fischer Tropsch son esencialmente de formación de enlaces, y liberación de grandes cantidades de calor. Esto requiere un eficiente sistema de remoción de calor o enfriamiento.

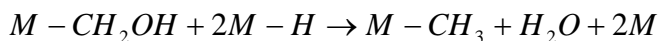
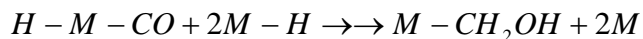
El mecanismo de la síntesis Fischer Tropsch puede ser considerada una simple reacción de polimerización donde la especie C-1 sería el monómero inicial formado a partir del monóxido de carbono. Esta polimerización sigue el comportamiento de la distribución de peso molecular de Anderson-Schulz-Flory. Esta distribución ofrece una relación entre el logaritmo de del rendimiento del producto en moles versus el número de carbonos. Bajo las asunciones del modelo todos los productos de la distribución están determinadas por un solo parámetro denominado α , la probabilidad de la adición de un átomo de carbono a la cadena.

Mucho trabajo se ha emprendido en entender los pasos y pasos intermedios por medio de los cuales ocurre la reacción sobre la superficie catalítica heterogénea. Sin embargo, el mecanismo exacto no ha sido completamente establecido. Una de las asunciones más aceptadas para el primer paso, es la adsorción del monóxido de carbono sobre la superficie del catalizador seguido de una transferencia de un átomo de hidrógeno adsorbido desde un lugar adyacente al metal carbonil (M-CO).

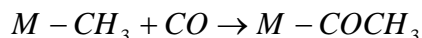


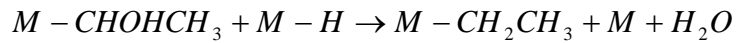
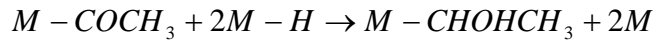
Donde: M representa la superficie catalítica de adsorción.

La hidrogenación sucesiva produce una especie metal-metil acompañado de la liberación de agua.



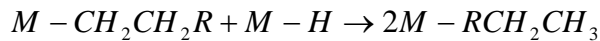
En un paso subsecuente, la inserción de CO entre el metal y el grupo metil adsorbido ocurre seguido de una hidrogenación y eliminación de agua.



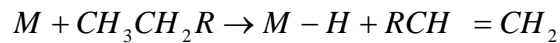


La polimerización continua (con una de los tres pasos arriba descritos) hasta la terminación que ocurre como una desorción del hidrocarburo.

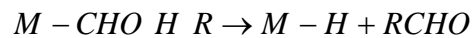
Parafinas:



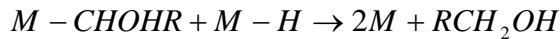
Olefinas:



Aldehidos:

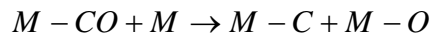
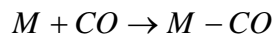


Alcoholes:

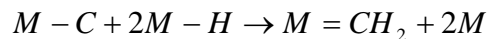


Los dos últimos pasos arriba mostrados explican la presencia de oxigenados en la síntesis Fischer Tropsch.

Alternativamente, una formación intermedia de un metileno sobre de la superficie del catalizador, y a través de la adsorción disociativa del monóxido de carbono puede ser considerado:

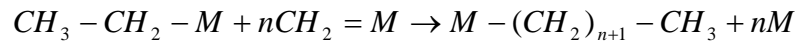
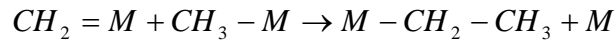


La formación de metal carbido (M-C) es hidrogenado en un metal metileno reactivo.

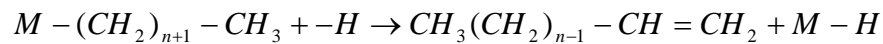
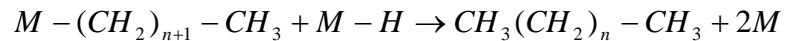


El metileno intermedio abstrae un hidrogeno y es convertido en un metil adsorbido. La reacción de un metil con metileno produce una especie etil metal. Sucesivas reacciones del metileno con el etil formado produce un larga cadena de alfil adsorbido.





La especie alquil adsorbida puede terminar como cualquier parafina por un paso de hidrogenación o en una olefina por un paso de deshidrogenación.



El mecanismo carbido, sin embargo no explica la formación de los oxigenados en los productos de la síntesis Fisher Tropsch.

VII. DESCRIPCION ADICIONAL DE LA REFINACION DEL CRUDO SINTETICO.

Los productos de la unidad F-T, son hidrocarburos sintéticos, gases y productos livianos y gas de síntesis no reaccionado, (uno en mayor proporción que el otro dependiendo del diseño de la unidad), para obtener los productos valiosos de la unidad F-T, es necesario un “upgrading” o refinado del producto de esta unidad. La intención es aumentar los rendimientos del producto objetivo, en este caso maximizar la producción de diesel, el diseño deberá contemplar la suficiente flexibilidad para variar las condiciones de operación y prever futuras modificaciones en cuanto al producto comercializado.

Predominantemente se tienen parafinas pero los productos ligeros contienen algunas olefinas y compuestos oxigenados que necesitan ser removidos para estabilizar el producto, y su posterior transporte. El hidrotratamiento elimina estos compuestos.

Las unidades contempladas son: fraccionadora primaria, unidad de hidrotratamiento, hidrocraquer de pesados, y fraccionadoras asociadas a estos procesos.

Descripción de la Unidad típica de destilación de crudo

Es el primer proceso que se puede encontrar en una refinería convencional. En esta unidad, el crudo es destilado para la producción de corrientes de destilado,

las cuales serán corrientes básicas para los productos enlistados en una refinería. Estas corrientes deberán ser sujetas a tratamientos posteriores, o alimentaciones para unidades de conversión existentes en un esquema típico de refinación.

El crudo es bombeado del tanque de almacenamiento de crudo para ser calentado por intercambiadores. La temperatura de ingreso a la unidad de desalado es de 200-250 °F. El agua libre de sales es retirada y separada por medio de un precipitador electrostático contenida en el drum de desalado. La fase acuosa del drum es enviado a un separador de agua ácida para limpiar el agua antes de su disposición. La fase orgánica ingresa a un drum donde algunos de los ligeros son removidos.

Hidrotratamiento de Gasoil

Reducción: azufre, nitrógeno, aromáticos, olefinas

Mejora: número de cetano, estabilidad térmica.

Datos base

Reacciones de hidrotratamiento:

Las reacciones están orientadas a la saturación de olefinas (obtención de hidrocarburos saturados) y eliminación de S, O y N, en la forma de H_2S , H_2O y NH_3 . En el caso de tener cantidades excesivas de H_2S se realiza la eliminación del mismo del efluente gaseoso mediante una unidad de tratamiento auxiliar de aminas. El amoniaco es extraído de este efluente mediante lavado con agua.

Características termodinámicas

Las reacciones de ruptura del enlace carbono-heteroátomo son de naturaleza exotérmica. Estas reacciones son completas dadas las condiciones de operación generales del hidrotratamiento.

Las reacciones de hidrogenación son muy exotérmicas, y son reversibles dadas las condiciones de operación de hidrotratamiento. La hidrogenación es favorecida por un aumento de la presión de hidrógeno y una disminución de la

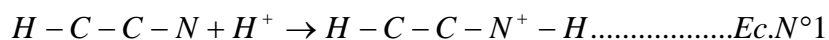
temperatura. La hidrogenación de olefinas es por lo general casi completa. Para la hidrogenación de aromáticos hay ciertas condiciones especiales, como es el caso de kerosene y gasoil, alcanza un equilibrio termodinámico. Un aumento de la temperatura de reacción provoca una disminución del contenido de aromáticos pero luego genera un incremento.

Mecanismos de reacción

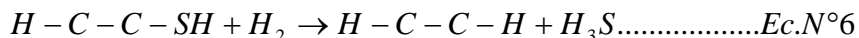
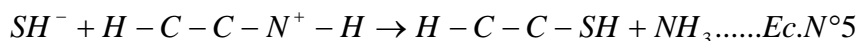
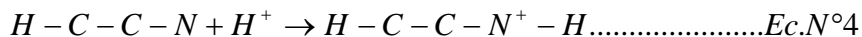
La estequiometría de las reacciones de hidrotratamiento es fuertemente dependiente de la naturaleza del compuesto insaturado. Las reacciones de consumo de hidrógeno en compuestos aromáticos presentan un consumo mayor de hidrógeno que las reacciones de ruptura carbono – heteroátomos.

Según el objetivo del hidrotratamiento, la reacción a favorecer necesitará una formulación del catalizador apropiada de acuerdo a las condiciones de reacción. Los dos mecanismos probables son la eliminación y la sustitución nucleofílica. (E2 y SN2)

Eliminación (E2)



Sustitución (S_N2)



Catalizadores

Los catalizadores de hidrotratamiento son compuestos con un soporte en forma de óxido y una fase activa, en forma de sulfuro de molibdeno, de tungsteno; promovido por cobalto o níquel. Las fórmulas comúnmente empleadas

contienen las asociaciones CoMo, NiMo y NiW. El contenido de metales son habitualmente del orden del 9% en masa de Mo y 2.5% en masa de Co o Ni. De manera general, el catalizador CoMo es empleado para hidrodesulfuración, la de NiMo es empleado para hidrogenación y desnitrogenación, y la forma NiW es empleada para hidrogenación de cortes con pequeñas cantidades de azufre. La forma más común del catalizador de hidrotratamiento es la cilíndrica.

Variables de operación

Las variables de operación cinéticas y termodinámicas principales de las reacciones de hidrotratamiento son:

Variables principales:

- Presión parcial de hidrógeno (P_{H_2})
- La temperatura media del reactor (T_m)
- La velocidad espacial (m^3 de carga/ m^3 de catalizador/h)

Variables secundarias:

- Razón de reciclo y pureza del hidrógeno reciclado
- Presión parcial de H_2S

La elección de estas variables conduce a la determinación de la presión de operación, esquema de proceso y de la inversión en costos de operación.

Presión parcial de hidrógeno

El hidrógeno constituye uno de los reactantes principales.

Hidrocracking Condiciones

La unidad de hidrocracking utiliza dos reactores en serie. La alimentación precalentada es mezclada con gas caliente de reciclo en la entrada al primer reactor. En este caso solamente el gas de reciclo pasa a través del horno aunque en ambos procesos la alimentación combinada y el gas de reciclo son calentados. El primer reactor por lo general contiene un catalizador de hidrotratamiento para la desulfurización parcial y desnitrogenación de la

alimentación fresca. El catalizador empleado para el hidrotreatmento tiene alúmina como soporte, con contenido de cobalto y molibdeno. Para proteger el catalizador de los componentes de hierro y otros, como por ejemplo, las sales contenidas en la alimentación, el reactor actúa en un primer paso como un lecho de protección (guardia). Algunos procesos utilizan un reactor de guardia externo. La alimentación hidrogenada es mezclada entonces con hidrógeno adicional y pasa por el reactor de hidrocracking, donde se crackea hacia la obtención del producto deseado. El número de estaciones de hidrocracking será de 1 o 2, dependiendo del requerimiento del producto. El efluente del reactor de hidrocracking es enfriado por intercambio de calor con alimentación fresca y reciclo de hidrógeno, y luego flasheado en el separador de alta presión. El líquido del separador de alta presión pasará a un separador de baja presión, mientras que la corriente de gas, la cual es rica en hidrógeno, es recirculado a los reactores. Se adiciona hidrogeno a los mismos si es requerido.

El líquido del separador de baja presión es bombeado a una fraccionadora, donde son separados varios productos. La porción no convertida de la alimentación fresca puede ser recirculada para crackeo futuro o usado como producto. El gas de flasheo del separador de baja presión es tratado usualmente para la remoción de los componentes ácidos antes de enviarse al sistema de gas combustible de la refinería.

Las alimentaciones típicas incluyen Gasoil atmosférico y gasoil de vacío, aceites cíclicos (LCO), alimentaciones pesadas tales como Gasoil pesado de vacío son usadas limitadamente hasta un punto final limite de aproximadamente 1050 °F.

Se obtienen productos del rango del LPG, naftas, kerosene y destilados medios a través de aceites lubricantes, el mas usual son las naftas, kerosene y Diesel fuel. Es posible variar los productos de una unidad de hidrocracking cambiando solo las condiciones de operación del reactor y de la fraccionadora. La flexibilidad de la operación es uno de los más importantes factores a favor del hidrocracking.

La reacción global de hidrocracking es exotérmica. El control de temperatura del reactor es alcanzado con el ingreso de hidrógeno frío para compensar la temperatura de la corriente a la apropiada para el reactor.

Condiciones de Destilación típica del reactor de hidrocracking y el mecanismo del hidrocracking

El reactor de hidrocracking es siempre una unidad con licencia y la data concerniente al reactor es propiedad del dueño de dicha licencia. Como en el caso de todas las unidades con licencia, entonces, datos son proporcionados a los clientes bajo un acuerdo de licencia para el uso, operación y mantenimiento de la unidad. Dichos datos están limitados al personal a cargo del cliente principal y la revelación de esta data o parte de la misma está prohibida bajo acuerdos de seguridad. El tipo de data disponible en las licencias se encuentra en la forma de gráficos o curvas expresando las variables de operación. Data suficiente existe, no obstante, en el dominio general publico se proporciona un gráfico razonable como por ejemplo, el rango de condiciones de operación bajo el cual la destilación de hidrocracking funciona normalmente. Esto es:

Temperatura del Reactor:

A diferencia del crackeo térmico y crackeo catalítico, los niveles de temperatura para el hidrocracking son relativamente bajos. Normalmente, la temperatura de ingreso al reactor se encuentra entre 700 a 750°F, al comienzo de la corrida se eleva a un máximo de casi 950°F hasta el final. Estas temperaturas dependen del tiempo de uso del catalizador y el tipo de operación (producción de nafta, diesel o jet fuel, etc.). Es requerido un control estricto de temperatura en la operación de hidrocracking, principalmente debido a la naturaleza exotérmica de las reacciones. Así como todas las reacciones catalíticas, la velocidad de reacción se incrementa con el incremento de temperatura. A menos que este control de temperatura no se realice de modo adecuado, la unidad podría experimentar una situación en la cual no se pueda controlar la temperatura. El control es realizado con la inyección de una corriente de hidrógeno frío en una

sección predeterminada del reactor. Una serie de termocuplas localizadas estratégicamente en el lecho del reactor monitorea los perfiles de temperatura en el interior del reactor (es)

Presión del reactor

La presión del reactor es fijada por los requerimientos de la presión parcial de hidrógeno que el dueño de la licencia y el fabricante del catalizador han determinado para el funcionamiento apropiado del catalizador. Normalmente, la presión parcial requerida en la salida del reactor es de 1000 psig por exceso para la mayoría de las operaciones. Esta a su vez es dependiente de la presión del reactor, la pureza del hidrógeno a la salida y el grado de hidrocarburos en fase vapor presentes en este punto. La presión del reactor por lo tanto se convierte en una variable que permite establecer y mantener la presión parcial de hidrógeno y el cual puede ser fijado en la planta y ser controlado. Para la mayoría de las operaciones, la presión del reactor es fijada entre 2000 y 2500 psig en la entrada del reactor.

Velocidad espacial

La velocidad espacial es una medida del tiempo de residencia de los reactantes en contacto con el catalizador a las condiciones de reacción. La velocidad espacial es fijada por el fabricante del catalizador y variará según el tipo de operación, la calidad de la carga, y la temperatura del reactor. Generalmente, la velocidad espacial es baja en el procesamiento para llegar a la fabricación de un producto más ligero. En la producción de naftas, la velocidad espacial puede ser de casi 1.0 v/v/h, mientras que para la producción de Diesel la velocidad espacial empleada oscila entre 1.5 a 2.0 v/v/h.

Catalizadores

Las propiedades del catalizador han sido modificadas continuamente y han sido desarrollados en años recientes un gran número de catalizadores con actividades más altas. Ello pone en servicio plantas existentes para obtener

mayor tiempo de corrida entre cada regeneración. Esto también habilita nuevas plantas, para ser diseñadas con reactores más pequeños, esto es, será capaz de operar a altas velocidades espaciales. Los catalizadores de hoy en día no se alteran por el nitrógeno y esto faculta la operación en serie en dos etapas de hidrocracking. En este método, el efluente del primer reactor puede ser enviado directamente al segundo sin tener que remover los productos de nitrógeno y H_2S .

Recirculación de Hidrógeno.

El alto contenido de hidrogeno del gas del separador de alta presión es recirculado a los reactores y junto con la composición de hidrógeno, se satisface la presión parcial requerida para el proceso. Normalmente, esta corriente de reciclo tendrá un contenido de hidrógeno de 75-80% mol. La corriente constituida es usualmente en exceso de 95% mol. La velocidad de reciclo es fijada por el dueño de la licencia para satisfacer los requerimientos de presión parcial y asegurar un flujo satisfactorio de hidrógeno para “lavar” el catalizador. La velocidad de reciclo depende del tipo de operación y del tipo de catalizador. El rango de velocidad va desde casi 700 SCF/BBL para destilados medios a 1000 a más SCF/BBL para producción de destilados ligeros.

Los efectos de la impureza de la corriente de alimentación

La mayoría de las alimentaciones de hidrocracking contienen impurezas indeseables. Por lo general se encuentra:

- Sulfuros
- Componentes orgánicos nitrogenados
- Metales
- Carbón libre (carbón Conradson)

Altas concentraciones de nitrógeno y de metales envenenan el catalizador y reduce su funcionamiento normal. Alto contenido de carbón no es tan perjudicial. Esto ocasionará no obstante cortos ciclos de operación normal y

requiere mayor frecuencia en la regeneración del catalizador. El efecto de los sulfuros en el catalizador no es significativo. La desulfurización de los componentes sulfurados ocurre bajo las condiciones severas de hidrocracking e incluso los thiophenes pesados son convertidos a H_2S . Por supuesto, el H_2S formado en el proceso tiene que ser removido y esto incrementa el costo de la planta. El mayor efecto indeseable del sulfuro y del nitrógeno es tal que sucede una combinación de H_2S y amoníaco para formar bisulfuro de amonio, el cual precipita fuera del crudo en el efluente del rector a una temperatura de casi $400^\circ F$. Esta sal en cristales es particularmente abrasiva y a menos que no sea apropiadamente manejado, conduce a la corrosión y taponeo de los equipos. El envenenamiento del catalizador por metales es usualmente solucionado con la instalación de un reactor de guardia conteniendo Catalizador de Co-Ni. Altas concentraciones de impurezas indeseables en la alimentación pueden ser consideradas en los siguientes rangos:

- Sulfuros: 2-3% peso
- Níquel y vanadio: 40 ppm como máximo
- Carbón conradson: 0.4% en peso como máximo
- Nitrógeno: 1000 ppm como máximo.

El mecanismo del hidrocracking.

El mecanismo del hidrocracking es complejo, así varias reacciones ocurren en el proceso siempre simultáneamente. Las principales son las siguientes:

- 1 Las cadenas largas parafinicas son isomerizadas y entonces craqueadas para obtener isoparafinas ligeras.
- 2 Los naftenos monocíclicos son dealquilados y entonces isomerizados para obtener isoparafinas y naftenos de bajo peso molecular.
- 3 Reaccionan los naftenos bicíclicos para abrir un anillo y obtener un nafteno monocíclico alquil sustituido el cual sigue luego la reacción 2

- 4 Los alquilbencenos son dealquilados para formar aromáticos. Las isoparafinas son producidas por combinación de grupos alquil removidos de los alquilbencenos. Los alquilbencenos son también hidrogenados para formar naftenos monocíclicos los cuales también siguen la reacción 2.
- 5 Los bencenaftenos reaccionan principalmente para abrir el anillo nafténico y producir alquilbencenos los cuales reaccionan como son descritos en la reacción 4. Los benzonaftenos también sufren hidrogenación del anillo bencénico para formar naftenos bicíclicos los cuales siguen la reacción 2.
- 6 Los poliaromaticos (2 o mas anillos bencénicos) primero sufren hidrogenación de un anillo para formar benzonaftenos. Estos luego reaccionan como se describe en la reacción 5.

Como se puede ver, la mayoría de las reacciones lleva los compuestos aromáticos a favor de la producción de isómeros parafínicos y naftenos. Esto proporciona productos los cuales son excelentes componentes para gasolinas y, en petroquímica, precursores del BTX (benceno, tolueno, xileno). La ruptura de los poliaromaticos y de los compuestos aromáticos pesados para producir esencialmente parafinas y naftenos proporciona la base para un buen jet fuel (de bajo punto de humo) y de diesel (con alto índice de diesel).

VIII. DESCRIPCION ADICIONAL DE LAS EMPRESAS GTL.

DESARROLLO INDUSTRIAL

Las empresas especialmente activas en el desarrollo y la comercialización de las tecnologías GTL y F-T son: Sasol, Shell, Syntroleum, Rentech, ExxonMobil, BP Amoco, Conoco e IFF/ENI entre otras en el mundo.

1. **Sasol.**- Tiene fama como empresa y líder en la fabricación de combustibles líquidos a partir de carbon y actualmente también en gas natural, tiene varias plantas en operación, en los años 80 y 90 ha desarrollado su tecnología GTL, y la primera planta comercial de

propiedad de Moss Gas en la Bahía Mossel en Sudáfrica se puso en operación en 1991.

A partir del 2002 constituye con Chevron una joint venture para promocionar la aplicación comercial a campos de gas seleccionados por Chevron-Texaco, Sasol y terceras compañías o países.

Sasol puede producir gasolinas por su proceso Synthol, que permite montar plantas de cada vez mayor capacidad, han incrementado progresivamente la capacidad de producción de sus reactores desde 3,500 barriles/día (1989) hasta 20,000 barriles/día (1998); actualmente poseen 16 reactores synthol en operación. Asimismo, Sasol puede producir hidrocarburos más pesados por su proceso GTL Sasol Slurry Phase, que permite producir parafinas, ceras y diesel.

Las etapas consisten en la producción de **gas de síntesis** por el proceso Autothermal reforming licencia de Haldor topsoe. La segunda etapa es la **reacción Fischer Tropsch**, con catalizador de cobalto, típicamente usan dos reactores por planta. La tercera etapa convierten la cera parafinita en destilados medios por hidrocracking Isocracking de Chevron Texaco, la característica que destacan es su alto valor de número de cetano del diesel obtenido superior a otros procesos similares.

2. **Shell.-** Por los años 1977 Shell empezó su desarrollo de su proceso Global GTL, llamado SMDS (Shell Middle Distillate Synthesis), construyendo la primera planta comercial de 12,000 barriles/día en Bintulu en Malasia en 1993 (primera planta comercial a gas natural). En la primera etapa de su proceso producen **gas de síntesis** por oxidación parcial del gas natural, con oxígeno puro de la planta de separación de aire (Shell gasification process) proceso térmico que no utiliza catalizador, este proceso produce insuficiente hidrógeno por lo que requiere alimentación adicional mediante una planta de

hidrogeno. En la segunda etapa, la **síntesis catalítica F-T**, fuertemente exotermica que produce agua como subproducto, desarrollado a bajas temperaturas para maximizar la producción de destilados medios, consiguiendose por evaporación indirecta con agua de refrigeración. La tercera etapa, es la de Hidrocracking catalítico de las parafinas pesadas, rompiendose e isomerizandose, obteniendose alrededor de un 60-70% de rendimiento en gasóleo diesel.

Un inconveniente es que el gasóleo no se puede utilizar en 100% en los motores diesel actuales, sin adaptarlos. No se necesitan modificaciones si se mezcla con gasóleo de refinería en proporciones de 20-30%

Para ser rentables shell establece que las plantas deben ser de gran tamaño, por ejemplo una planta de 75,000 barriles/día que debe consumir aproximadamente 600 millones de pies cúbicos de gas estándar, también condiciona a que el precio del crudo debe estar en el orden de los 14\$/barril.

3. **Syntroleum.-** Esta es otra compañía que es muy joven (1984) obteniendo sus primeras patentes en 1989 y 1990, año en que construyeron su primera planta piloto, en 1999 pusieron en marcha una planta de 70 barriles/día, su estrategia es establecer las joint ventures con compañías importantes del sector.

El proceso que desarrollan inicia con el **reformado autotermico** usando aire en lugar de oxígeno (evitan la instalación de una planta de aire) sin embargo aumenta el tamaño de las unidades posteriores debido al volumen de nitrógeno, la segunda etapa es la **reacción F-T** en un reactor de lechos de un solo paso (no requieren reciclo al reactor) con base en catalizador de cobalto.

Esta compañía está involucrada en proyectos en varios continentes, Australia, Africa, America Latina, tiene proyectos de construcción en

Australia, con una capacidad de 11,500 barriles/día, esta compañía cuenta con gran apoyo de gobierno de los EEUU, debido a las subvenciones que recibe de esa parte, para proyectos de plantas de producción y demostración en el mismo Washington, para ensayos en vehículos del distrito federal, asimismo tiene proyectos para construir plantas móviles en barcas flotantes, donde las reservas de gas no permiten la rentabilidad de plantas en tierra.

4. **Rentech.-** Compañía también norteamericana (1981), desarrollándose en Denver-Colorado, tiene en su haber cinco plantas piloto y una planta de demostración de 250 barriles/día en 1993.

Similar a otros procesos consiste en tres etapas, producción de gas de síntesis, sección F-T, y sección de acabado, su proceso si incluye un reciclo de CO₂, el catalizador de su proceso es de base hierro, y su reactor es tipo slurry (lodos). (Texaco ha adquirido la licencia del proceso en 1998, y esta asociada a Rentech en proyectos de gasificación con la citada compañía).

5. **Exxon – Mobil.-** También desarrolla tecnología GTL, llamada AGC-21, desarrollada en un proyecto de investigación iniciado en 1981, y esta protegido por más de 450 patentes.

Como otros procesos GTL, este se desarrolla en tres etapas, en la primera se produce el **gas de síntesis** por oxidación parcial y reformado con vapor, en un solo reactor con lecho fluidizado. El gas de síntesis se envía a un reactor HCS (Hydrocarbon synthesis) donde tiene lugar la **síntesis F-T**, con catalizador de cobalto, en un reactor de lodos. En la tercera etapa el producto F-T se convierte en queroseno, **diesel**, etc, sobre un catalizador bifuncional de metales nobles. (Disponen de una planta piloto de 200 barriles/día).

6. **BP Amoco.-** Esta en proceso de construcción de una planta de demostración de 300 barriles/día en Nisiki – Alaska, a un coste de 86 millones de dólares, en esta planta Amoco pretende ensayar su nuevo diseño de reformador compacto. (No hay mucha información pero parecen usar un reactor tipo lechos con catalizador de cobalto, pero siguen en investigación).
7. **Conoco.-** Ha iniciado la comercialización de su tecnología GTL, habiendo instalado los primeros módulos de una planta de demostración de 400 barriles/día, los datos de ingeniería de esta planta deben servir para el diseño de una gran planta comercial. El proyecto está subvencionado por el departamento de energía de los EEUU. Si los resultados les son favorables, la compañía tiene la intención de construir una planta comercial de 50,000 a 100,000 barriles/día en el 2004.
8. **IFP/ENI.-** El instituto Francés de Petróleo, y el tecnológico ENI iniciaron a investigar juntos GTL en el año 1996, cubierta ya por 40 patentes, estrenaron una planta piloto de 20 barriles/día el 2001 en la refinería de ENI en Sannazzaro al norte de Italia, esperando están los estudios de viabilidad industrial que desean, de momento tiene poca información publicada.

(Fuente: Revista Ingeniería Química, artículo Conversión de hidrocarburos gaseosos a líquidos, pag 195-196 autor: R. Aga Van Zeebroeck, Octubre del 2002)

FICHA TECNICA DE LA UNIDAD DE PRODUCCION DE GAS DE SINTESIS.

REACTOR DE GAS DE SINTESIS	Unidad	Valor
Número de unidades	---	6
Función:	PRODUCIR H ₂ / CO EN RATIO 2.1	
Tipo de reactor	TERMICO CATALITICO	
Material de construcción	ACERO AL CARBONO	
Condiciones de operación		
Presión de entrada	Psia	900
Presión de diseño	Psia	1100
Temperatura de entrada	°C	500
Temperatura de salida	°C	1000
Temperatura de diseño	°C	1200
Velocidad espacial	GHSV	5000
Tipo de catalizador	BASE NIQUEL	
Vida útil del catalizador	AÑO	2
Flujo de alimentación	MMSCFD	70
Dimensiones del equipo		
Diámetro del reactor	M	3.7
Altura del reactor	M	11.1

FICHA TECNICA DE LA UNIDAD DE PRODUCCION DE CRUDO SINTETICO.

REACTOR FISCHER TROPSCH	Unidad	Valor
Número de unidades	---	3
Función:	PRODUCIR CRUDO SINTETICO	
Tipo de reactor	SLURRY - LODOS	
Material de construcción	ACERO INOXIDABLE	
Condiciones de operación		
Presión de entrada	Psia	900
Presión de diseño	Psia	1100
Temperatura de entrada	°C	200
Temperatura de salida	°C	250
Temperatura de diseño	°C	350
Velocidad espacial	GHSV	5000
Tipo de catalizador	BASE COBALTO	
Vida útil del catalizador	AÑOS	2
Flujo de alimentación	MMSCFD	280
Dimensiones del equipo		
Diámetro del reactor	M	5.2
Altura del reactor	M	15.6

FICHA TECNICA DE LA UNIDAD DE REFINACION 1.

COLUMNA DE DESTILACION	Unidad	Valor
Número de unidades	---	2
Función:	SEPARACION FISICA DE CORTES	
Tipo de Columna	FRACCIONADORA ATMOSFÉRICA	
Material de construcción	ACERO AL CARBONO	
Condiciones de operación		
Presión de entrada	Psia	15
Presión de diseño	Psia	20
Temperatura de entrada	°C	370
Temperatura de salida	°C	300
Temperatura de diseño	°C	450
Numero de Platos	---	29
Plato de Alimentación	---	28
Relación de Reflujo	---	5.7
Capacidad de Procesamiento	BPD	30,000
Dimensiones del equipo		
Diámetro de la Columna	M	1.5
Altura de la Columna	M	15

FICHA TECNICA DE LA UNIDAD DE REFINACION 2A.

COLUMNA HIDROTRATAMIENTO	Unidad	Valor
Número de unidades	Sección A	1
Función:	ELIMINAR CONTAMINANTES	
Tipo de Reactor	DE ALTA PRESION	
Material de construcción	ACERO INOXIDABLE	
Condiciones de operación		
Presión de entrada	Psia	800
Presión de diseño	Psia	1000
Temperatura de entrada	°C	345
Temperatura de salida	°C	352
Temperatura de diseño	°C	450
Velocidad espacial	GHSV	2
Tipo de catalizador	BASE NIQUEL-MOLIBDENO	
Vida útil del catalizador	AÑO	2
Flujo de alimentación	BPD	20,000
Dimensiones del equipo		
Altura del reactor	M	10.2
Diámetro del reactor	M	3.4

FICHA TECNICA DE LA UNIDAD DE REFINACION 2B.

COLUMNA HIDROTRATAMIENTO	Unidad	Valor
Número de unidades	Sección B	1
Función:	ESTABILIZAR PRODUCTO	
Tipo de Columna	ATMOSFÉRICA	
Material de construcción	ACERO AL CARBONO	
Condiciones de operación		
Presión de entrada	Psia	30
Presión de diseño	Psia	35
Temperatura de entrada	°C	170
Temperatura de salida	°C	230
Temperatura de diseño	°C	300
Capacidad de Procesamiento	BPD	30,000
Dimensiones del equipo		
Numero de Platos	---	25
Plato de Alimentación	---	2
Altura de la Columna	M	12.8
Diámetro de la Columna	M	1.5

FICHA TECNICA DE LA UNIDAD DE REFINACION 3A.

COLUMNA DE HIDROCRACKEO	Unidad	Valor
Número de unidades	Sección A	1
Función:	AUMENTA RENDIMIENTO EN DESTILADOS MEDIOS	
Tipo de Reactor	DE ALTA PRESION	
Material de construcción	ACERO INOXIDABLE	
Condiciones de operación		
Presión de entrada	Psia	2100
Presión de diseño	Psia	2500
Temperatura de entrada	°C	385
Temperatura de salida	°C	390
Temperatura de diseño	°C	450
Velocidad espacial	GHSV	0.5
Tipo de catalizador	BASE NIQUEL-COBALTO	
Vida útil del catalizador	AÑO	2
Flujo de alimentación	BPD	20,000
Dimensiones del equipo		
Altura del reactor	M	11.7
Diámetro del reactor	M	3.9

FICHA TECNICA DE LA UNIDAD DE REFINACION 3B.

COLUMNA DE HIDROCRACKEO	Unidad	Valor
Número de unidades	Sección B	1
Función:	FRACCIONAR EN CORTES	
Tipo de Columna	ATMOSFÉRICA	
Material de construcción	ACERO AL CARBONO	
Condiciones de operación		
Presión de entrada	Psia	1022
Presión de diseño	Psia	1200
Temperatura de entrada	°C	225
Temperatura de salida	°C	230
Temperatura de diseño	°C	300
Capacidad de Procesamiento	BPD	30,000
Dimensiones del equipo		
Numero de Platos	---	29
Plato de Alimentación	---	28
Altura de la Columna	M	15
Diámetro de la Columna	M	1.5

IX. ANALISIS MERCADO BOLIVIA

9.1 DEMANDA HISTÓRICA DE DIESEL

De manera similar de la Demanda histórica de Diesel en Perú, se consigna los valores históricos del Diesel boliviano obtenido de petróleo. De acuerdo al gráfico y la tabla mostrados y basados en los datos proporcionados por la Superintendencia de Hidrocarburos en Bolivia, se puede inferir que la demanda del Diesel Oil tiene una tendencia creciente.

Se muestra la tendencia en el período 1990-2009, este comportamiento servirá de base para la proyección de la demanda futura del producto.

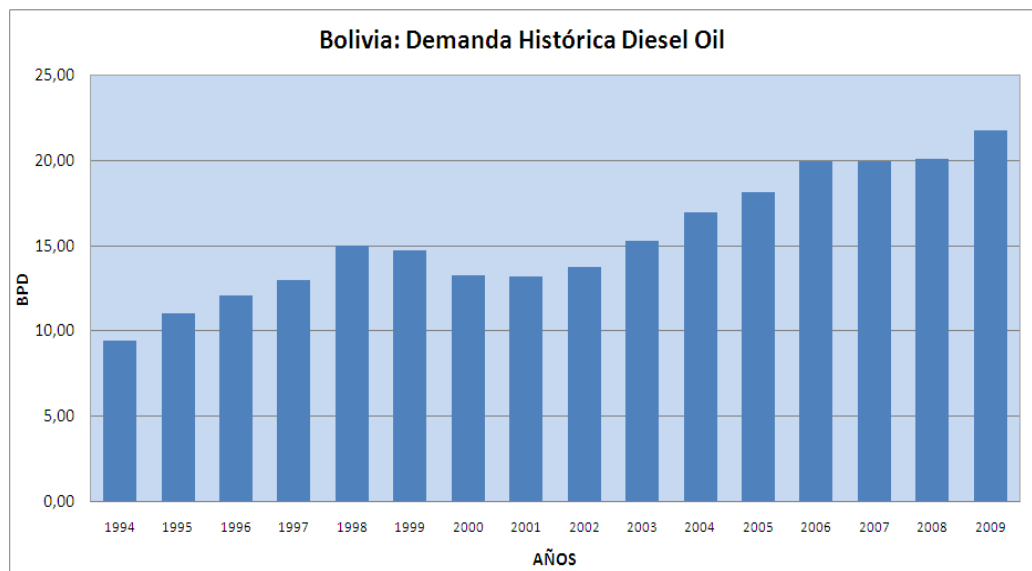
Demanda Total de Diesel Oil en Bolivia con Importación – Periodo 1990-2009 (BPD)

AÑO	VENTAS TOTALES DE DIESEL OIL (BPD)
1990	8,249
1991	9,434
1992	9,276
1993	7,880
1994	9,436
1995	11,025
1996	12,096
1997	12,995
1998	15,030
1999	14,726
2000	13,252
2001	13,227
2002	13,753
2003	15,274
2004	16,984
2005	18,142
2006	19,946
2007	19,950
2008	20,130
2009	21,760

Fuentes:

- **Demanda total de Diesel con importación (1997-2003)**, ANUARIO 2002, SUPERINTENDENCIA DE HIDROCARBUROS, <http://www.superhid.gov.bo/anuario/anuario2002/Capitulo4.pdf>, CAPITULO IV Página 5.
- **Demanda total de Diesel con importación (1994-2000)**, ANUARIO 2000, SUPERINTENDENCIA DE HIDROCARBUROS, http://www.superhid.gov.bo/anuario/anuario_2000/5-4.html, Sección Comercialización, Ventas de Diesel Oil con Importación

Demanda histórica de diesel en Bolivia



Fuentes:

- **Demanda total de Diesel con importación (1997-2003)**, ANUARIO 2002, SUPERINTENDENCIA DE HIDROCARBUROS, <http://www.superhid.gov.bo/anuario/anuario2002/Capitulo4.pdf>, CAPITULO IV Página 5.
- **Demanda total de Diesel con importación (1994-2000)**, ANUARIO 2000, SUPERINTENDENCIA DE HIDROCARBUROS, http://www.superhid.gov.bo/anuario/anuario_2000/5-4.html, Sección Comercialización, Ventas de Diesel Oil con Importación.

En primera instancia hasta el año 1998, se observa un continuo crecimiento de la demanda de Diesel Oil, comportamiento normal considerando su uso como carburante y el continuo crecimiento del parque vehicular (mayor demandante), sin embargo hacia el año 1999 hay una gran caída de la demanda, por las medidas en incentivos del gobierno de uso de gas natural en los vehículos de transporte particular, además de promover su uso

industrial, domestico etc., que entraron en práctica en esos años. A ello se suma que existió un gran impulso de la conversión de vehículos a gas Natural Comprimido (GNC), en el orden de 7,000 vehículos por mes en el 2001, y que alcanzó los 15,000 vehículos por mes en el 2003, además de que los usuarios domiciliarios e industriales de gas natural también han aumentado, todos estos factores han contribuido a disminuir la demanda de Diesel Oil de modo significativo tal y como lo muestra el comportamiento gráfico en el horizonte 1999-2001.

En el año 2000, la venta en el mercado interno de Diesel disminuyó en 23.32 % debido a la reducción del consumo interno de este carburante en el transporte, industria y agricultura. Además el incremento en el precio de los pasajes por efecto del alza en los precios de la gasolina y el diesel sumado al deterioro en varios tramos de la red troncal y secundaria del sistema de carreteras afectaron el transporte de pasajeros, alrededor del 12.21% con respecto al año anterior. Sin embargo, este efecto fue contrarrestado de modo poco significativo por el aumento en la demanda por servicios de transporte de carga, lo que junto a la inclusión del transporte vía ductos contribuyeron para alcanzar un pequeño índice de crecimiento.

Al año 2001, muy pocas empresas han realizado cambios en su infraestructura para el uso de gas natural en lugar del Diesel Oil, por lo que la inserción energética del gas natural en la matriz energética se está dando en forma muy lenta. Durante el mes de mayo del 2001 existió una disminución considerable del consumo de hidrocarburos y ello responde a la crisis económica que vivió el país vecino. Ante este panorama, las entidades reguladoras sospechan que en las empresas distribuidoras mayoristas de este carburante realizaban adulteraciones para de esta manera poder obtener una mejora en los precios. A pesar de ello, la demanda de Diesel Oil registró un ligero incremento en el 2001 con respecto al año 2000, debido a que el sector agrícola mantuvo su demanda desde fines del 2000.

Al ser el transporte pesado y el sector agrícola dos de los principales sectores de consumo de Diesel Oil, justifica la pequeña recuperación en el

crecimiento de la demanda de este carburante observado en los años (2002-2003). Respecto a la comercialización de derivados en el 2002, las ventas internas de Diesel Oil (incluyendo importaciones) aumentó en 3.99% lo cual implica la recuperación de los sectores agrícola y transporte citada anteriormente.

Según la Superintendencia de Hidrocarburos de Bolivia, esta demanda de Diesel Oil crecerá debido a nuevos incentivos del gobierno para que las compañías de refinación incrementen la producción de este carburante, ya que en la industria del gas (upstream) que se encuentra en crecimiento tiene asociado en varios casos la producción de petróleo, esto hará que la industria cuente con mayor oferta de petróleo, y particularmente de mejor calidad, en el caso de los pozos Bolivianos en operación.

9.2 SELECCIÓN DE LAS ECUACIONES ECONÓMICAS DEL COMPORTAMIENTO HISTÓRICO DE LA DEMANDA DE DIESEL.

De manera similar al caso Peruano, se empleó la Regresión lineal múltiple y la Regresión no lineal múltiple. Para cada tipo de regresión se han efectuado trece modelos históricos, de las cuales se ha determinado una ecuación 2.2 que corresponde a la regresión no lineal múltiple.

Para esta proyección, la ecuación 2.2 está dada por la función:

$$\text{Demanda de Diesel} = \text{PIB Hidrocarburos} \times 0,00445 + \text{Superficie cultivada agrícola de productos industriales} \times 0,00765 + 1798,94$$

Demanda Total de Diesel en Bolivia, PIB Hidrocarburos y Superficie Cultivada agrícola de Productos Industriales – Periodo 1994-2006.

Años	Demanda Total de Diesel con Importación BPD	PIB Hidrocarburos (Miles de Bolivianos a precios constantes de 1990)	Superficie Cultivada agrícola de productos industriales (Hectáreas)
1994	9,436	750,301	447,858
1995	11,025	775,202	609,247
1996	12,096	792,604	654,212
1997	12,995	904,594	771,363
1998	15,030	1,021,115	880,120
1999	14,726	977,522	861,998
2000	13,252	1,096,380	849,368
2001	13,227	1,115,988	864,815
2002	13,753	1,188,623	932,323
2003	15,274	1,246,047	1,028,937
2004	16,984	1,303,649	1,082,029
2005	18,142	1,361,251	1,135,121
2006	19,946	1,418,853	1,188,213
2007	19,950	1,819,055	1,126,994
2008	20,130	1,860,659	1,140,405
2009	21,760	1,657,741	1,212,328

Fuentes:

- **Superficie cultivada agrícola de productos Industriales**, ANUARIO ESTADISTICO 2003, INSTITUTO NACIONAL DE ESTADISTICA (INE), www.ine.gov.bo/PDF/Anuario_2003/Excel/c4040101.xls, BOLIVIA: SUPERFICIE CULTIVADA POR AÑO AGRICOLA SEGUN CULTIVO 1994-2003.- CULTIVOS INDUSTRIALES.
- **Producto Interno Bruto de Hidrocarburos (1992-2003)**, ANUARIO ESTADISTICO 2003, INSTITUTO NACIONAL DE ESTADISTICA (INE), www.ine.gov.bo/PDF/Anuario_2003/402.pdf, Página 3.- Sección 2

El coeficiente de determinación r^2 es:

Coeficiente de determinación $r^2 = 0.93825$

Este resultado significa que el 93,8 % de la variación total de los valores de Y (Demanda de Diesel Oil) en relación con su promedio es explicada por medio de la regresión empleada, y queda un 6,2% sin explicar.

Coeficiente de correlación $r = 0.9687$

El coeficiente de 0.9687 significa que existe relación directa entre Y (Demanda de Diesel Oil) y X_1 (PIB hidrocarburos) y X_2 (Superficie cultivada agrícola de productos industriales), es decir que existe en promedio una dependencia del 96.87 % entre estas variables.

La estadística F o valor observado:

$$F_{\text{observado}} = 99,15 \text{ Siendo } F_o > F_c$$

F_c para un nivel de confianza del 98% y 13 grados de libertad es 19,419.

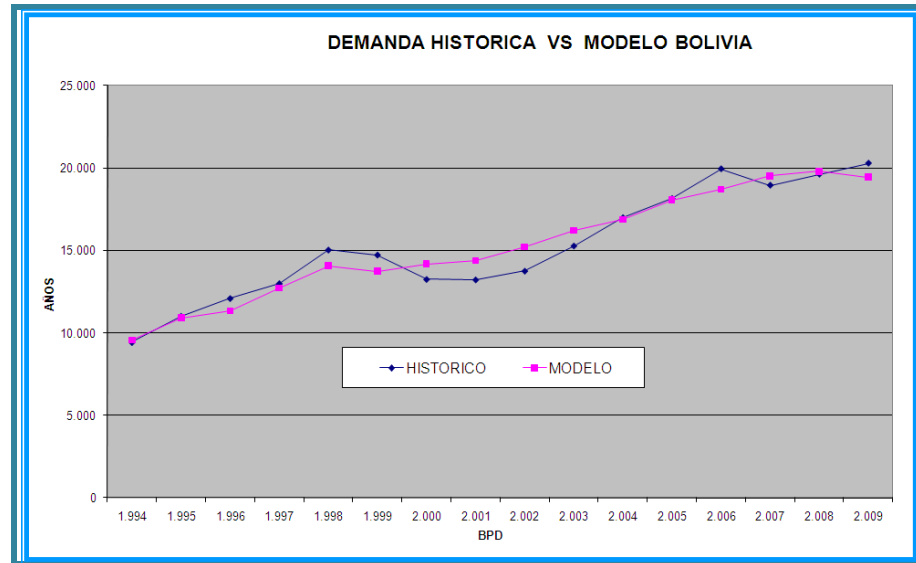
Entonces podemos concluir que la ecuación de regresión es útil para la predicción del valor de la demanda de Diesel.

9.4 COMPARACIÓN DE LA DEMANDA MODELO Y LA DEMANDA HISTÓRICA DE DIESEL OIL EN BOLIVIA

Para establecer una mejor relación entre el valor proyectado con la ecuación y los valores históricos, presentamos un gráfico, en el cual se muestre ambos comportamientos.

Según se observa en la gráfica y la tabla, la demanda modelo obtenida a partir de la función sigue una tendencia similar debido a que el coeficiente de determinación y correlación respectivamente son cercanos a 1.

Comparación entre la Demanda Modelo y la Demanda Histórica de Diesel Oil en Bolivia, Periodo 1994-2009.



Fuentes: Elaboración Propia.

Comparación entre la Demanda del Modelo y la Demanda Total Histórica de Diesel Oil en Bolivia, Periodo 1994-2002.

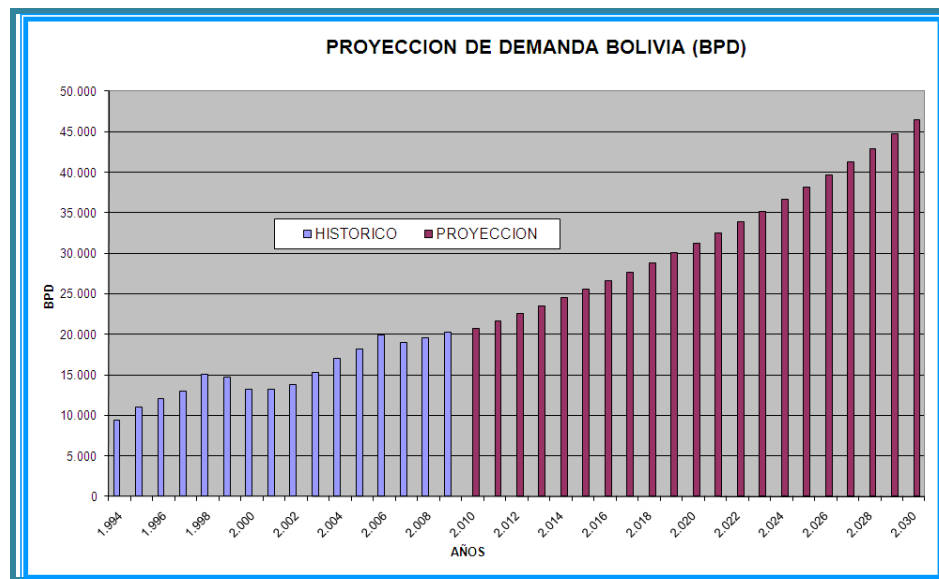
Años	Demanda Total Histórica de Diesel en Bolivia con Importación (BPD)	Demanda Total Modelo de Diesel en Bolivia con Importación (BPD)
1994	9,436	9,563
1995	11,025	10,908
1996	12,096	11,330
1997	12,995	12,724
1998	15,030	14,074
1999	14,726	13,742
2000	13,252	14,174
2001	13,227	14,379
2002	13,753	15,219
2003	15,274	16,213
2004	16,984	16,876
2005	18,142	18,070
2006	19,946	18,703
2007	18,952	19,513
2008	10,617	19,800
2009	20,282	19,448

Fuentes: Elaboración Propia.

9.5 DEMANDA PROYECTADA DE DIESEL OIL EN BOLIVIA

De acuerdo a la ecuación econométrica presentada anteriormente, la proyección de la demanda es como sigue en la gráfica, y los valores se muestran en la tabla respectiva.

Demanda Histórica y Proyectada de Diesel Oil en Bolivia, Periodo 1990-2030.



Fuentes: Elaboración Propia.

Proyección de la Demanda Total de Diesel Oil en Bolivia, Periodo 2010-2030.

AÑO	DEMANDA PROYECTADA	AÑO	DEMANDA PROYECTADA
2010	20,743	2020	31,254
2011	21,642	2021	32,525
2012	22,571	2022	33,846
2013	23,530	2023	35,218
2014	24,522	2024	36,644
2015	25,547	2025	38,127
2016	26,609	2026	39,670
2017	27,708	2027	41,276
2018	28,848	2028	42,949
2019	30,029	2029	44,692
		2030	46,508

Fuentes: Elaboración Propia.

9.6 OFERTA HISTÓRICA DE DIESEL OIL EN BOLIVIA

La oferta de Diesel Oil en Bolivia se encuentra distribuida a través de las refinerías instaladas en ese territorio véase tabla, las cuales son:

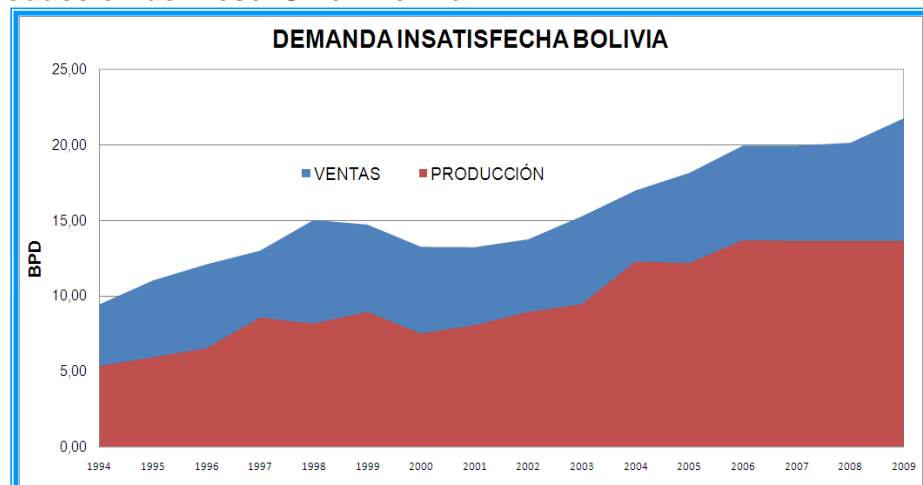
Tabla: Capacidades de Refinación - Bolivia.

REFINERIA	CAPACIDAD DE REFINACION PRIMARIA	CAPACIDAD DE REFINACION AL VACIO	CAPACIDAD DE UNIDADES DE CRAQUEO CATALITICO
Gualberto Villarroel	39,750 BPD	2,961 BPD	8,160 BPD
Elder Bell	20,000 BPD	.-	6,400 BPD
Carlos Montenegro	3,000 BPD	.-	.-
Santa Cruz	1,800 BPD	.-	.-
Oro Negro	2,200 BPD	.-	.-

Fuentes: **Demanda total de Diesel con importación (1997-2003)**, ANUARIO 2002, SUPERINTENDENCIA DE HIDROCARBUROS, <http://www.superhid.gov.bo/anuario/anuario2002/Capitulo4.pdf>, CAPITULO IV Página 5.

La refinería con mayor capacidad de producción es la Refinería Gualberto Villarroel (Cochabamba), pero para el análisis de la oferta se toma en cuenta la suma de todas las refinerías. A continuación en el grafico, presentamos la oferta histórica de Diesel Oil, considerando el total de las refinerías mencionadas anteriormente, para el horizonte 1994-2006.

Producción de Diesel Oil en Bolivia



Fuentes: **Producción y Demanda total de Diesel con importación (1997-2003)**, ANUARIO 2002, SUPERINTENDENCIA DE HIDROCARBUROS, <http://www.superhid.gov.bo/anuario/anuario2002/Capitulo4.pdf>, CAPITULO IV Página 5.

Para el periodo 1997-2002 se observa que la oferta de Diesel con respecto al tiempo no ha sufrido mucha variación, el número total de barriles ofertados por año mantiene una cantidad promedio que se encuentra alrededor de 3.000 MBBL/año. Pero hay que tomar en cuenta que la Refinería Oro Negro empezó su producción de líquidos en el año 2002 debido a la escasez de Diesel Oil en el mercado boliviano, con una producción de 1,100 BPD de Diesel Oil. Este escenario es importante para la atención del mercado de Diesel en la región oriental boliviana. De acuerdo al gráfico 2.10 mostrado, la producción anual se mantiene dentro del promedio señalado mientras que la oferta por meses es variable debido al irregular nivel de producción de las refinerías. Al año 2000, la producción boliviana de Diesel Oil cubre el 60% de la demanda total, mientras que el 40% restante es cubierto con Diesel importado. Este panorama se justifica debido a que por las características de los yacimientos bolivianos, no tiene la capacidad de producir el 40% de la demanda nacional restante, por lo que este carburante es importado desde Argentina, Venezuela y otros países, para cubrir la demanda en lo que se refiere al sector transporte, principalmente. Entre las principales empresas importadoras de Diesel Oil tenemos a YPFB, Pisco, COFENAC, Autuma, Copebol, Servoil, entre otras.

La producción de las refinerías está concentrada en dos de los tres derivados que más se venden en el país: La gasolina especial (42.4% del total de la producción de las refinerías) y el Diesel Oil (36.8%). Durante el 2002, la producción total de Diesel Oil aumentó en 10.87 % con respecto al año anterior. Este aumento se produjo por una mayor demanda en los sectores agrícola y transporte.

Para efectos del presente estudio, se considera que no existe una mayor modificación de la capacidad de las refinerías, debido a que existe una gran tendencia de sustitución del Diesel Oil por el gas natural por lo que inferimos que las refinerías no incrementarán significativamente su capacidad de

producción de destilados medios, por lo tanto se puede proyectar una oferta similar a la actual al año 2030, siendo el valor estimado el promedio máximo de los valores de la oferta histórica existente.

Los resultados de la demanda insatisfecha del mercado objetivo boliviano se detallan a continuación en la tabla:

Demanda Insatisfecha del Mercado Objetivo Boliviano (BPD)

AÑO	Demanda Total Nacional Diesel Oil (BPD)	Oferta Total (BPD)	Demanda Insatisfecha total del mercado Objetivo Boliviano (BPD)
2.010	20,742	13,817	6,925
2.011	21,642	13,955	7,687
2.012	22,570	14,095	8,475
2.013	23,529	14,235	9,294
2.014	24,521	14,378	10,143
2.015	25,547	14,522	11,025
2.016	26,609	14,667	11,942
2.017	27,708	14,813	12,895
2.018	28,847	14,962	13,885
2.019	30,028	15,111	14,917
2.020	31,253	15,262	15,991
2.021	32,525	15,415	17,110
2.022	33,845	15,569	18,276
2.023	35,217	15,725	19,492
2.024	36,643	15,882	20,761
2.025	38,126	16,041	22,085
2.026	39,669	16,201	23,468
2.027	41,275	16,363	24,912
2.028	42,948	16,527	26,421
2.029	44,691	16,692	27,999
2.030	46,508	16,859	29,649

Fuentes: Elaboración Propia.

La demanda del Mercado objetivo boliviano se encuentra en el orden de los 18,276 BPD al año 2022, en relación a los 64,570 BPD de la demanda Peruana proyectada, estableciendo una relación de 3.5 a 1 en relación a Bolivia, otros mercados con mayores necesidades debería además ser analizado.