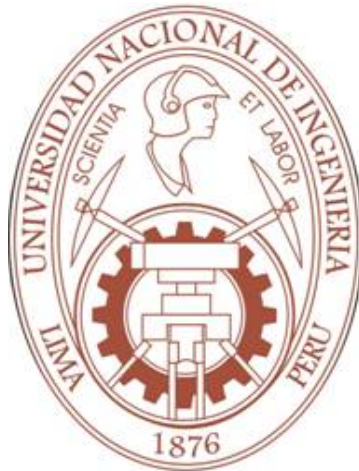


UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA
FACULTAD DE INGENIERÍA DE PETRÓLEO, GAS
NATURAL Y PETROQUÍMICA



ESTUDIO DE LA TECNOLOGIA “CARBÓN A LIQUIDOS” COMO FUENTE
ALTERNATIVA AL PETRÓLEO CRUDO Y GAS NATURAL PARA LA
OBTENCIÓN DE NAFTA Y DIESEL

INFORME DE TESIS

PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE:
INGENIERO PETROQUÍMICO

PRESENTADO POR:

ROBERTO REPETTO OLIVARES

LIMA – PERÚ

2010

A mis padres Graciela y Víctor, quienes con sus sabios consejos han sabido orientarme por el camino de la vida.

Agradecimiento

A toda mi familia por su constante apoyo y soporte, quienes han sido y seguirán siendo los motores que me impulsan a continuar creciendo como persona, profesional y ciudadano.

A todos mis amigos que con sus valiosos consejos han contribuido al desarrollo del presente trabajo y en especial a Luis Dancuart Kohler y Mario Sánchez Bueno por su soporte técnico.

Finalmente agradezco el asesoramiento de mis profesores, Ing. Amador Paulino Romero e Ing. Cesar Lujan, catedráticos de la Escuela Profesional de Ingeniería Petroquímica.

RESUMEN

El incremento del precio del petróleo y gas natural durante los últimos años, ha despertado el interés nacional de buscar fuentes alternativas para la producción de combustibles líquidos y en especial del Diesel, el cual importamos en la actualidad más de 20 MBPD (promedio de importación entre los años 2005 al 2008), esto nos genera gran dependencia de los mercados internacionales del petróleo crudo que hacen al mercado de combustibles peruanos vulnerable ante las fluctuaciones constantes de precios. En esta última década el mercado de combustibles ha experimentado un cambio importante en su matriz energética con el inicio de la producción de los yacimientos de gas natural de Camisea y producción de biodiesel, estos cambios han permitido obtener combustibles líquidos (Diesel y Naftas) con menos contaminantes los cuales son comercializados en mezcla conjuntamente con los producidos en las refinerías La Pampilla, Talara y Conchan principalmente. Asimismo por estos años las políticas de nuestros países vecinos están orientándose a diversificar sus matrices energéticas en base a fuentes alternativas de energía, es por ello que el Perú debe seguir esta tendencia y buscar producir combustibles con materias primas distintas al petróleo crudo.

Los combustibles líquidos también pueden obtenerse a partir de la biomasa (BTL), gas natural (GTL), carbón (CTL) y fuente vegetales (biodiesel, etanol, etc.) y en la presente tesis proponemos usar el carbón para la producción de Diesel y Nafta sintéticos.

En Latinoamérica el carbón es usado en la industria de la generación de energía eléctrica y cementera pero siempre ha tenido rechazo debido a la naturaleza contaminante de sus subproductos los cuales ahora pueden ser disminuidos al mínimo con tecnologías modernas para evitar impactos al medioambiente.

En el presente trabajo se estudia la tecnología de procesamiento del carbón para la obtención de combustibles líquidos sintéticos; en el desarrollo de los temas se buscará responder cuestiones de cómo puede ser aplicado esta tecnología a la industria peruana y cuáles serían las oportunidades de mejora que deben considerarse para favorecer la implementación de esta alternativa de producción de combustibles.

El cuerpo del informe consta de cinco capítulos que a su vez contienen subcapítulos donde se sustentan diversos temas técnicos.

En el capítulo 1 se trata sobre el mercado de hidrocarburos líquidos en nuestro país y sobre el mercado del carbón en el Perú, Sudamérica y el mundo evaluando las reservas disponibles para el propósito del presente estudio.

En el capítulo 2, la tecnología de conversión de Carbón a Líquidos es descrita y evaluada enfocando su aplicación a una planta de procesamiento instalada en nuestro país.

En el capítulo 3 se describe la simulación de una planta de Carbón a Líquidos utilizando el software de simulación de procesos Aspen Plus; el modelo estudiado considera de forma global la alimentación de carbón, el cual es importado desde Colombia, y evalúa los rendimientos de diesel y nafta.

Es importante resaltar que el modelo construido solo considera la conversión del carbón a productos líquidos y no trata de forma detallada la refinación de los productos terminados.

En el capítulo 4 una evaluación económica es realizada para determinar la rentabilidad del proyecto y costos asociados a la operación y mantenimiento.

Finalmente en el capítulo 5 se presentan las conclusiones y recomendaciones encontradas del presente estudio.

ÍNDICE

Dedicatoria.....	ii
Agradecimiento.....	iii
Resumen.....	iv
Índice.....	vi
Lista de apéndices.....	viii
Lista de figuras.....	ix
Lista de tablas.....	x
Lista de abreviaturas.....	xii
Capítulo 1. Planteamiento del problema.....	1
1.1. Antecedentes.....	1
1.1.1. La matriz energética en el Perú.....	1
1.1.2. Demanda de combustibles líquidos.....	2
1.2. Justificación.....	4
1.2.1. Producción y consumo de combustibles.....	6
1.2.2. Producción y reservas de hidrocarburos.....	8
1.2.2.1. Petróleo crudo.....	8
1.2.2.2. Líquidos de gas natural.....	8
1.2.2.3. Gas natural.....	9
1.2.3. Modernización de las refinerías y la calidad del diesel N° 2.....	10
1.2.4. Características del diesel y gasolina peruanos.....	11
1.2.5. Usos del carbón en la industria química.....	12
1.2.6. Reservas de carbón.....	17
1.2.6.1. Reservas nacionales.....	17
1.2.6.2. Reservas en Sudamérica y el mundo.....	19
1.2.7. Potencial oferta de carbón para Perú.....	21
1.3. Planteamiento del problema.....	22
1.3.1. Objetivo general.....	22
1.3.2. Objetivo específico.....	22
1.3.3. Hipótesis.....	22
1.3.4. Límites del estudio y metodología de trabajo.....	23
Capítulo 2. Marco Teórico.....	24
2.1. Tecnología de conversión de carbón a líquidos.....	24
2.1.1. Combustibles sintéticos.....	24
2.1.1.1. Descomposición térmica.....	25
2.1.1.2. Gasificación.....	25
2.1.1.3. Proceso de Fischer-Tropsch.....	26
2.1.1.4. Bioprocesos.....	27
2.1.2. Síntesis de hidrocarburos líquidos a partir del carbón.....	29
2.1.2.1. Licuefacción directa del carbón (DCL).....	30

2.1.2.2.	Licuefacción indirecta del carbón (ICL).....	33
2.1.2.3.	Carbonización a baja temperatura.....	36
2.2.	Comparación de las tecnologías de licuefacción directa e indirecta.....	37
2.3.	Configuración del proceso de licuefacción indirecta.....	40
2.3.1.	Gasificación.....	44
2.3.2.	Síntesis de Fischer-Tropsch.....	47
2.3.2.1.	Selectividad.....	47
2.3.2.2.	Relación H ₂ /CO en la carga de gas.....	48
2.3.2.3.	Temperatura y presión.....	48
2.3.2.4.	Inertes.....	49
2.3.2.5.	Tipo de reactor.....	49
2.3.2.5.1.	Reactores FT de baja temperatura.....	49
2.3.2.5.2.	Reactores FT de alta temperatura.....	49
2.3.2.6.	Catalizadores para la síntesis de FT.....	53
2.3.2.7.	Hidrocraqueo.....	54
2.4.	Impacto ambiental y salud ocupacional.....	55
2.4.1.	Impactos ambientales.....	56
2.4.1.1.	Contaminación industrial.....	56
2.4.1.2.	Impactos relacionados a la operación de la planta de CTL.....	57
2.4.1.3.	Impacto ambiental del combustible producido.....	63
2.4.1.4.	Índices de impacto ambiental.....	64
2.4.2.	Salud ocupacional.....	64
2.4.2.1.	Ruido.....	64
2.4.2.2.	Salud.....	64
2.4.3.	Oportunidades de mitigación de impactos.....	65
2.4.3.1.	Aporte a la industria del cemento.....	65
2.4.3.2.	Aporte al mercado del azufre.....	65
2.4.3.3.	Oportunidades en la extracción de petróleo.....	66
Capítulo 3.	Diseño y simulación de una planta de CTL.....	67
3.1.	Consideraciones.....	67
3.1.1.	Materia prima.....	67
3.1.2.	Descripción del proceso.....	67
3.1.2.1.	Zona de gasificación.....	68
3.1.2.2.	Zona de síntesis de productos líquidos.....	72
3.1.2.3.	Zona de mejoramiento de productos FT.....	74
3.1.2.4.	Zona de servicios auxiliares.....	74
3.1.3.	Asunciones para la simulación del proceso de CTL.....	76
3.2.	Simulación del proceso.....	77
3.2.1.	Simulación de la alimentación de carbón, agua y oxígeno.....	79
3.2.2.	Simulación del reactor de gasificación.....	79
3.2.3.	Simulación del enfriamiento y amortiguación del Syngas.....	82
3.2.4.	Simulación de la eliminación del agua agria y gases ácidos.....	83

3.2.5.	Simulación del reactor de Fischer-Tropsch.....	84
3.2.6.	Simulación del reactor de Reformación Autotérmica (ATR).....	88
3.2.7.	Simulación del fraccionamiento de productos.....	89
3.2.8.	Resultados.....	91
	3.2.8.1. Validación del modelo simulado.....	92
	3.2.8.2. Ajuste del modelo para los requerimientos del mercado peruano.....	93
Capítulo 4. Evaluación económica.....		94
4.1.	Consideraciones.....	94
4.1.1.	Ubicación de la planta.....	94
4.2.	Costos de capital.....	97
4.3.	Costos de manufactura.....	98
4.4.	Rentabilidad del proyecto.....	100
Capítulo 5. Conclusiones y Recomendaciones.....		102
5.1.	Conclusiones.....	102
5.2.	Recomendaciones.....	103
Capítulo 6. Bibliografía.....		104
Capítulo 7. Apéndices.....		109

LISTA DE APÉNDICES

Apéndice N° 1.	Mapa de las reservas carboníferas del Perú.....	109
Apéndice N° 2.	Mapa de producción de carbón en Colombia. Comparativo años 2005 y 2006.....	110
Apéndice N° 3.	Características y propiedades del Carbón.....	111
Apéndice N° 4.	Efecto de algunos contaminantes en el aire y el agua.....	115
Apéndice N° 5.	Estándares del agua potable.....	116
Apéndice N° 6.	Estándares del agua residual.....	117
Apéndice N° 7.	Límites máximos permisibles provisionales para emisiones atmosféricas.....	118
Apéndice N° 8.	Calificación de subfactores para localización de la planta de CTL.....	118
Apéndice N° 9.	Ubicación propuesta para la planta de CTL en el Perú.....	119
Apéndice N° 10.	Calidad del carbón colombiano.....	120
Apéndice N° 11.	Introducción a Aspen Plus®.....	121
Apéndice N° 12.	Reactores químicos disponibles en el simulador de procesos Aspen Plus®.....	123
Apéndice N° 13.	Diagrama de flujo Aspen del modelo de gasificador con entrada de carbón sólido.....	124

Apéndice N° 14. Planta de CTL modelo para la simulación - Composición del carbón de diseño.....	124
Apéndice N° 15. Planta de CTL modelo para la simulación - Composición de las corrientes del proceso.....	125
Apéndice N° 16. Aspen Plus – Componentes empleados en la simulación de la planta de CTL.....	127
Apéndice N° 17. Aspen Plus – Propiedades empleadas en la simulación de la planta de CTL.....	127
Apéndice N° 18. Aspen Plus – Definición de parámetros y variables en el simulador.....	128
Apéndice N° 19. Diagrama de flujo de la simulación de la planta de CTL en Aspen Plus - Caso peruano.....	136
Apéndice N° 20. Curva TBP de los productos crudos Nafta, Destilado y Cera.....	139
Apéndice N° 21. Lista detallada de equipos de la planta de CTL.....	139
Apéndice N° 22. Propiedades del agua de proceso y enfriamiento.....	143
Apéndice N° 23. Precio de la Gasolina, Diesel y Carbón.....	144
Apéndice N° 24. Matriz de clasificación de costos estimados.....	144
Apéndice N° 25. Inflación de Estados Unidos de América.....	145
Apéndice N° 26. Factores que afectan el costo de manufactura.....	145
Apéndice N° 27. Fórmulas de evaluación del flujo de caja y ganancias.....	146
Apéndice N° 28. Consumo de combustibles derivados del petróleo en el Perú....	146
Apéndice N° 29. Producción de combustibles derivados del petróleo en el Perú..	147
Apéndice N° 30. Producción de combustibles derivados del petróleo en las refinerías del Perú.....	147
Apéndice N° 31. Déficit de abastecimiento de Diesel en el Perú.....	147
Apéndice N° 32. Importación de crudos y derivados en el Perú.....	148
Apéndice N° 33. Reservas probadas de GN y LGN.....	148
Apéndice N° 34. Reservas probadas de petróleo crudo.....	148
Apéndice N° 35. Proyectos de CTL en el mundo.....	149
Apéndice N° 36. Producción de carbón en Colombia por departamentos.....	150

LISTA DE FIGURAS

Figura N° 1.1. Evolución de la matriz energética nacional.....	2
Figura N° 1.2. Combustibles de mayor consumo.....	3
Figura N° 1.3. Porcentaje de consumo de derivados líquidos.....	4
Figura N° 1.4. Importación de Petróleo, Diesel y GLP.....	5
Figura N° 1.5. Importación de hidrocarburos 2008.....	5
Figura N° 1.6. Producción versus Consumo de Diesel.....	7
Figura N° 1.7. Producción versus Consumo de GLP.....	7
Figura N° 1.8. Tiempo de duración de reservas probadas.....	9
Figura N° 1.9. Reducción del contenido de azufre en el Diesel N° 2.....	10
Figura N° 1.10. Usos del carbón.....	12

Figura N° 1.11. Potencial del carbón a través del proceso de gasificación.....	14
Figura N° 1.12. Reservas probadas de carbón al final del 2008 en Sur y Centro América.....	19
Figura N° 1.13. Reservas probadas de carbón al final del 2008 en el mundo.....	20
Figura N° 2.1. Clasificación de los procesos de licuefacción del carbón.....	29
Figura N° 2.2. Mecanismo de la licuefacción directa.....	30
Figura N° 2.3. Rompimiento de enlaces en la licuefacción directa.....	31
Figura N° 2.4. Potenciales productos que pueden obtenerse a partir del Syngas..	34
Figura N° 2.5. Diagrama de flujo de proceso típico de licuefacción indirecta.....	43
Figura N° 2.6. Esquema de un gasificador típico.....	45
Figura N° 2.7. Proceso de gasificación.....	46
Figura N° 2.8. Reactores FT de baja temperatura.....	51
Figura N° 2.9. Reactores FT de alta temperatura.....	52
Figura N° 2.10. Impactos ambientales producidos en una planta de CTL por licuefacción indirecta.....	58
Figura N° 2.11. Comparación de emisiones entre la tecnología de CTL y otros...	62
Figura N° 3.1. Diagrama de flujo de la planta de CTL. Planta de producción de líquidos FT basada en la gasificación del carbón.....	69
Figura N° 3.2. Aspen - Alimentación de carbón, agua y oxígeno.....	80
Figura N° 3.3. Aspen - Reactor de Gasificación.....	81
Figura N° 3.4. Aspen Plus – Enfriamiento y amortiguación del Syngas.....	82
Figura N° 3.5. Aspen Plus – Eliminación del agua agria y gases ácidos.....	84
Figura N° 3.6. Aspen Plus – Reactor de Fischer-Tropsch.....	86
Figura N° 3.7. Sistema considerado para obtener los rendimientos del reactor FT.....	87
Figura N° 3.8. Aspen Plus – Reactor de Reformación Autotérmica (ATR).....	88
Figura N° 3.9. Aspen Plus – Reciclo de gas residual e hidrógeno.....	88
Figura N° 3.10. Aspen Plus – Separación de gas del reactor FT.....	89
Figura N° 3.11. Aspen Plus – Separación de los líquidos del reactor FT.....	90
Figura N° 3.12. Aspen Plus – Fraccionamiento de productos finales.....	90
Figura N° 4.1. Alternativas para localización de la planta de CTL.....	96

LISTA DE TABLAS

Tabla N° 1.1. Calidad del Diesel 2 en Perú.....	11
Tabla N° 1.2. Calidad de las Gasolinas en Perú.....	11
Tabla N° 1.3. Clasificación del carbón.....	13
Tabla N° 1.4. Plantas de hidrogenación en Alemania.....	15
Tabla N° 1.5. Plantas de Fischer-Tropsch en Alemania.....	15
Tabla N° 1.6. Cuencas de carbón en el Perú.....	18
Tabla N° 1.7. Calidad del carbón peruano.....	18
Tabla N° 1.8. Análisis de carbón en diversas partes del mundo.....	20

Tabla N° 1.9. Reservas probadas de carbón en Colombia por departamentos al 2004.....	21
Tabla N° 2.1. Referencias comunes para los procesos de producción de combustibles sintéticos.....	28
Tabla N° 2.2. Productos líquidos de la licuefacción directa.....	32
Tabla N° 2.3. Tecnologías de licuefacción del carbón.....	38
Tabla N° 2.4. Comparación de los productos finales de DCL e ICL.....	39
Tabla N° 2.5. Características de la licuefacción directa e indirecta.....	40
Tabla N° 2.6. Productos FT principales y sus nombres comunes.....	47
Tabla N° 2.7. Características de los reactores para la síntesis de FT.....	53
Tabla N° 2.8. Recientes tecnologías usadas en la síntesis de FT.....	54
Tabla N° 2.9. Condiciones de craqueo de las ceras (wax).....	55
Tabla N° 2.10. Sistemas de control de contaminantes en plantas de CTL para emisiones gaseosas.....	61
Tabla N° 3.1. Características típicas del carbón del yacimiento de Guajira – Colombia.....	68
Tabla N° 3.2. Reacciones de la síntesis de Fischer-Tropsch.....	73
Tabla N° 3.3. Asunciones para la simulación de la planta de CTL.....	76
Tabla N° 3.4. Comparación de los resultados a la salida del reactor de gasificación.....	81
Tabla N° 3.5. Comparación de los resultados luego del enfriamiento del Syngas.....	83
Tabla N° 3.6. Comparación de los resultados en las corrientes de eliminación del agua agria y gases ácidos.....	85
Tabla N° 3.7. Comparación de los productos FT.....	87
Tabla N° 3.8. Composición del Syngas producido.....	91
Tabla N° 3.9. Balance másico de los productos Fischer-Tropsch.....	92
Tabla N° 3.10. Rendimiento de productos crudos de la planta de CTL.....	92
Tabla N° 3.11. Resumen de ingresos y salidas de la planta de CTL – Caso peruano.....	93
Tabla N° 4.1. Factores y subfactores de localización de planta.....	94
Tabla N° 4.2. Calificación de factores para localización de la planta de CTL.....	95
Tabla N° 4.3. Características del lugar propuesto para la planta de CTL.....	97
Tabla N° 4.4. Costos de inversión para la construcción de una planta de CTL en el Perú.....	99
Tabla N° 4.5. Costos de manufactura.....	100
Tabla N° 4.6. Evaluación de la rentabilidad de la planta de CTL.....	101

LISTA DE ABREVIATURAS

AGR	Removedor de gas ácido
ASU	Unidad de separación de aire
ATR	Reformación auto térmica
bbl	Barriles
BPD	Barriles por día
bp	Punto de ebullición
BFW	Agua de alimentación de calderas
BTL	Biomasa a líquido
Btu	Unidad térmica británica
Btu/lb	Btu por libra
Carbón	Significa carbón bruto directo de la mina (es decir, no triturado, tamizado o procesado) extraído, transportado y vaciado en la planta de procesamiento.
ROM	
°C	grados centígrados
CCS	Captura y secuestro de carbono
CO ₂	Dióxido de carbono
COS	Sulfuro de carbonilo
CTL	Carbón a líquido
DOE	Departamento de Energía de USA
DGH	Dirección General de Hidrocarburos de Perú
DCL	Licuefacción directa de carbón
EPA	Agencia de protección ambiental de USA
FT	Fischer-Tropsch
Ft	Pies
°F	Grados Fahrenheit
FG	Fuel gas o gas combustible
Flare	Punto de quema de gases residuales de una planta
GLP	Gas licuado de petróleo
GTL	Gas a líquido
h, hr	Hora
H ₂	Hidrógeno
H/C	Hidrógeno/Carbono
H ₂ /CO	Hidrógeno/Monóxido de carbono
HHV	Valor calorífico superior
HTFT	Síntesis de Fischer-Tropsch a alta temperatura
HRSG	Generador de vapor por recuperación de calor
ICL	Licuefacción indirecta de carbón
ISO	Organización internacional para la estandarización
ISBL	Inside battery limits. Asociado con los equipos de una planta
kg	Kilogramos
kg/d	kilogramos/día
lb	Libras
lb/d	Libras por día
lb/hr	Libras por hora
LGN	Líquidos del gas natural
LHV	Valor calorífico bajo
LTFT	Síntesis de Fischer-Tropsch a baja temperatura
MEM	Ministerio de Energía y Minas de Perú

MM	Millones
mg/Nm ³	Miligramos por metro cúbico a condiciones normales
m ³	metros cúbicos
min	Minutos
MMBPD	Millones de barriles por día
MMBtu	Millón de unidades térmicas Británicas (10 ⁶ Btu)
MMSCFD	Millones de pies cúbicos estándares por día
μ	Micras
N/A	No aplicable
Nm ³	Metros cúbicos normales
NOx	Óxidos de nitrógeno
NETL	Laboratorio Nacional de Tecnología Energética de USA
NEDO	Organización para el desarrollo de nuevas energías y tecnologías industriales de USA
OSBL	Outside battery limits. Todos los soportes adicionales para una planta
ppb	Partes por billón
ppm	partes por millón
%p	porcentaje en peso
%v	porcentaje en volumen
psia	Libras por pulgada cuadrada absoluta
psig	Libras por pulgada cuadrada manométrico
SCFD	Pies cúbicos estándares por día
SO ₂	Dióxido de azufre
synfuel	Combustible sintético
syngas	Gas de síntesis
scrubber	Tanque de separación primaria de sólidos, líquidos y gases
Slag	Escoria
t	Toneladas métricas
tpa	Toneladas por año
tpd	Toneladas por día
tph	Toneladas por hora
TIR	Tasa interna de retorno
VAN	Valor actual neto
wt%	Porcentaje en peso
Wax	Ceras o hidrocarburos de cadenas carbonadas largas

CAPITULO 1

PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

1.1. ANTECEDENTES

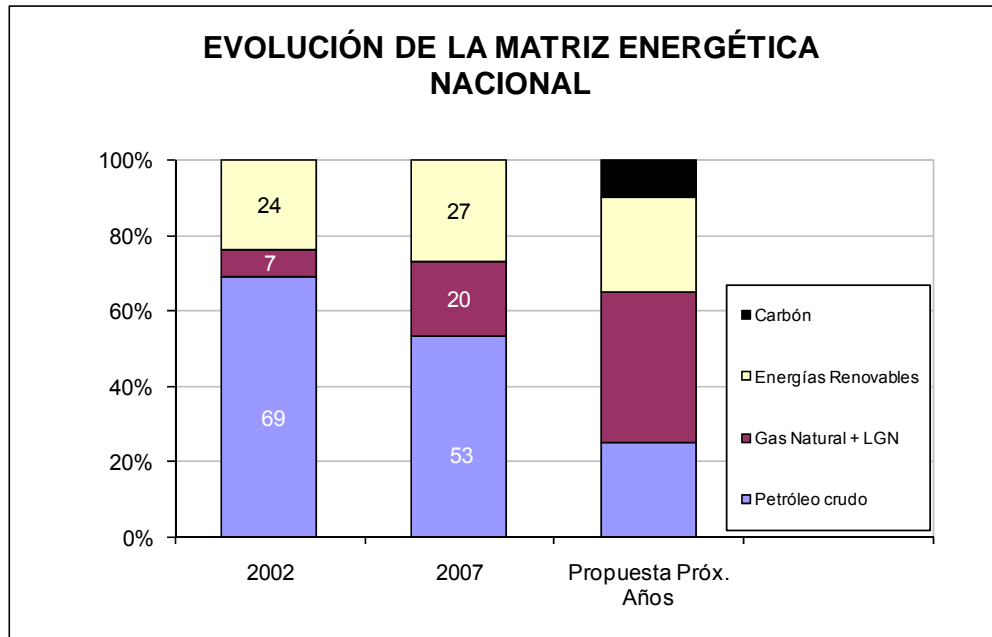
1.1.1. La matriz energética en el Perú

El desarrollo energético de nuestro país, al igual que otros en el mundo está basado en el petróleo crudo, materia prima que durante los últimos años ha sufrido inestabilidad de precios desde los muy altos (145.31 US\$/Bbl, 3 Julio 2008)¹ hasta los muy bajos (30.28 US\$/Bbl, 23 diciembre 2008)¹. A partir del año 2004 el país empezó a producir gas natural y líquidos de gas natural en grandes volúmenes por el inicio de la producción de los yacimientos de Camisea, esto contribuyó para que en el año 2007 muestra matriz energética refleje cambios sustanciales respecto al consumo del petróleo crudo el cual bajó desde un 69% - año 2002 hasta un 53% - año 2007.

Sin lugar a duda las políticas del gobierno están orientadas a diversificar el perfil energético que nos permita asegurar un abastecimiento de combustibles sostenido y que dependan menos del precio internacional del petróleo crudo, este objetivo viene trabajándose con la promoción del consumo de combustibles proveniente de fuentes alternativas tales como gas natural y biocombustibles, pero de acuerdo a los niveles de consumo de combustibles derivados del petróleo registrados en los últimos años el incremento seguirá y ante ello debe continuarse con la búsqueda y evaluación de otras fuentes de producción de combustibles. La propuesta del presente trabajo es usar carbón para diversificar nuestra matriz.

¹ Spot Prices for Crude Oil and Petroleum Products. Energy Information Administration. USA.

Figura N° 1.1. Evolución de la matriz energética nacional



Fuente: MEM. Diversificar la matriz energética del Perú por Dr. Pedro Gamio A. Dic. 2007.
Elaboración: Propia.

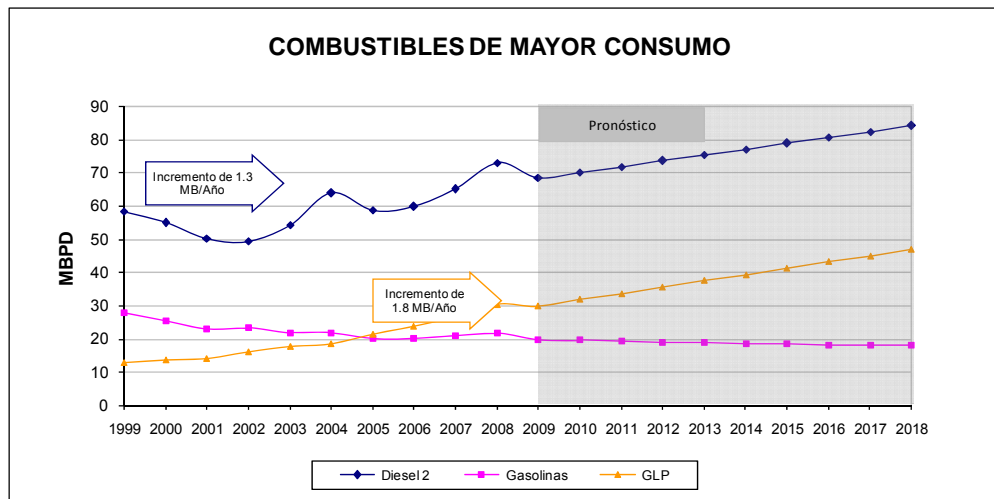
El uso del carbón para producir combustibles sintéticos con tecnologías modernas todavía no ha sido tomado en cuenta en nuestro país, esta alternativa nos permitiría obtener combustible diesel y nafta con menos contaminantes que los actualmente comercializados en el mercado, los detalles de los beneficios del tipo de producto obtenido serán tratados en los próximos capítulos.

1.1.2. Demanda de combustibles líquidos

Los combustibles líquidos de mayor consumo en nuestro país son el Diesel 2, GLP y Gasolinas; en el año 2008 la demanda de diesel alcanzó niveles de 72.9 MBPD, que representa el 47% del total de combustibles líquidos. Tal como se observa en la figura N° 1.2 la tendencia del crecimiento de consumo de diesel tiene una tasa de 1.3 MB/año y proyectando el valor de

demanda para año 2018 se pronostica que el consumo incrementará a 84.0 MBPD representando aproximadamente el 49% del total estimado. Es preciso indicar también que el combustible diesel es muy usado en el sector transporte y en algunos casos para la generación eléctrica. Esto no ha permitido disminuir su consumo, y por el contrario es muy posible que aumente en los próximos años.

Figura N° 1.2. Combustibles de mayor consumo



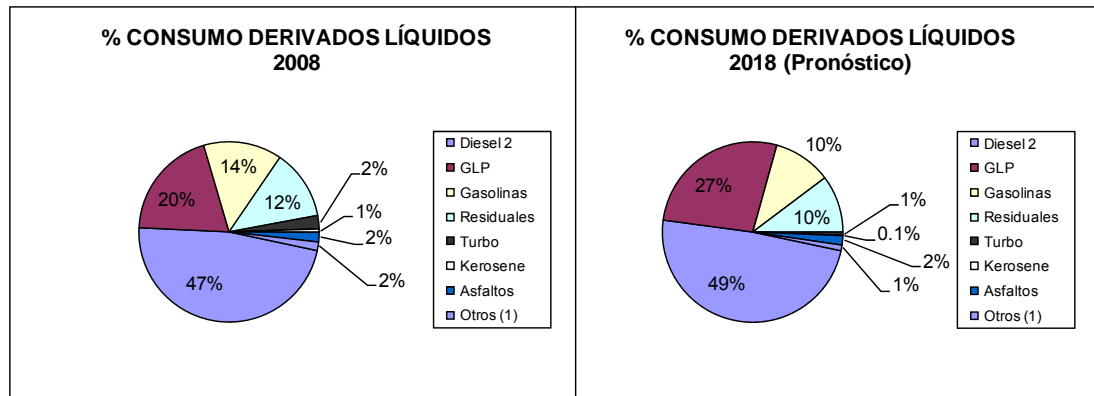
Fuente: MEM. Plan Referencial de Hidrocarburos 2007-2016 y Anuario Estadístico 2008.
Elaboración: Propia. Datos de la fuente están detallados en el apéndice N° 28.

Para el caso del GLP su consumo muestra un incremento sostenido de 1.8 MB/año, esto es debido a que también el parque automotor lo está usando cada vez más en forma paralela a la gasolina e incluso viene restándole mercado por su bajo costo y sus bondades de uso. La reducción del consumo de gasolinas es notoria y su tendencia muestra un decrecimiento casi lineal; para el año 2018 se pronostica que su participación en el mercado bajara a un 10% del total de consumo de combustibles líquidos, la disminución del consumo de gasolinas está siendo posible por la introducción del gas natural vehicular al mercado y que al igual que el GLP

ofrece ventajas de uso sobre las gasolinas convencionales.

El uso del gas natural viene siendo promovido por el estado para su consumo en el parque automotor, residencial e industrial debido a que tiene impactos mínimos de contaminación y bajo costo.

Figura N° 1.3. Porcentaje de consumo de derivados líquidos

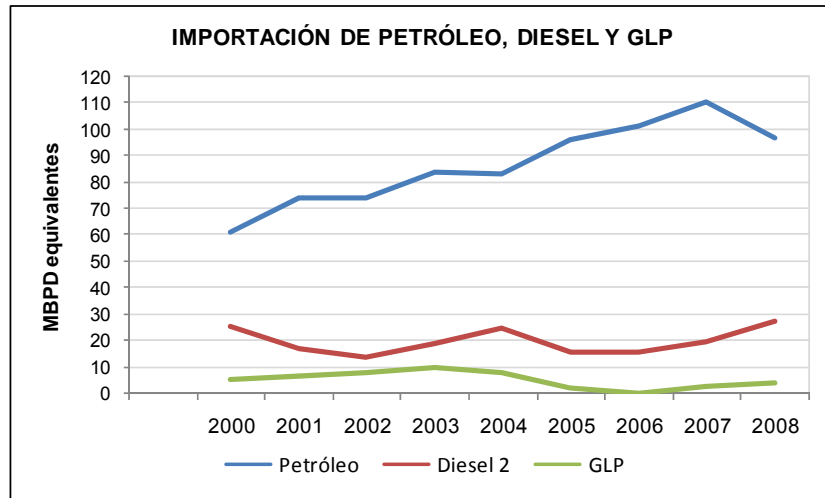


Fuente: MEM. Anuario Estadístico 2008.
Elaboración: Propia.

1.2. JUSTIFICACIÓN

El déficit de la balanza comercial de hidrocarburos de nuestro país desde hace varios años atrás viene incrementándose en forma proporcional al aumento de las importaciones de petróleo crudo y diesel principalmente, en el año 2008 las importaciones de estos dos líquidos alcanzaron el 71% y 20% respectivamente del total de hidrocarburos importados (ver figura N° 1.5), esto nos indica que la dependencia por los combustibles provenientes del petróleo cada vez es mayor y posiblemente en los próximos años lleguemos a una estabilidad por encima de los valores actuales.

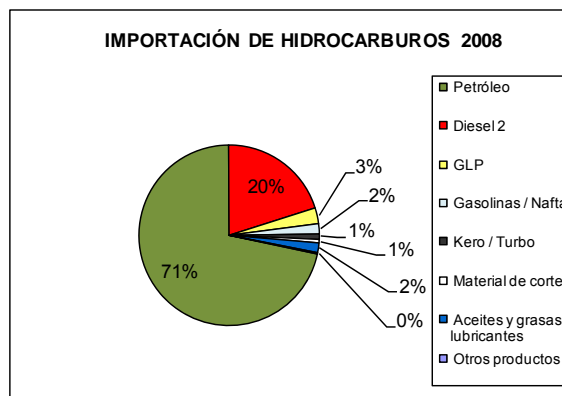
Figura Nº 1.4. Importación de Petróleo, Diesel y GLP



Fuente: MEM. Plan Referencial de Hidrocarburos 2007-2016.
Elaboración: Propia. Datos de la fuente están detallados en el apéndice Nº 32.

Desde el año 2000 el país viene importando un promedio de 20.0 MBPD equivalentes de Diesel 2; este volumen de importación, que no puede ser cubierto por la producción nacional, disminuirá en los próximos años con las ampliaciones de las plantas de fraccionamiento de Pisco de Pluspetrol y Refinería Talara de Petroperú. Se estima que el déficit de consumo menos producción de diesel en el país será de 8.4 MBPD entre los años 2010 al 2018.

Figura Nº 1.5. Importación de hidrocarburos 2008



Fuente: MEM. Anuario Estadístico 2008.
Elaboración: Propia.

Es por ello que se debe impulsar y promover tecnologías alternativas que permitan obtener combustibles de fuentes distintas al petróleo tales como etanol, recursos eólicos, recursos hídricos, energía solar, hidrógeno, biocombustibles, procesamiento de crudos pesados, etc.

El procesamiento del carbón es una alternativa adicional a las mencionadas y será materia de estudio del presente trabajo.

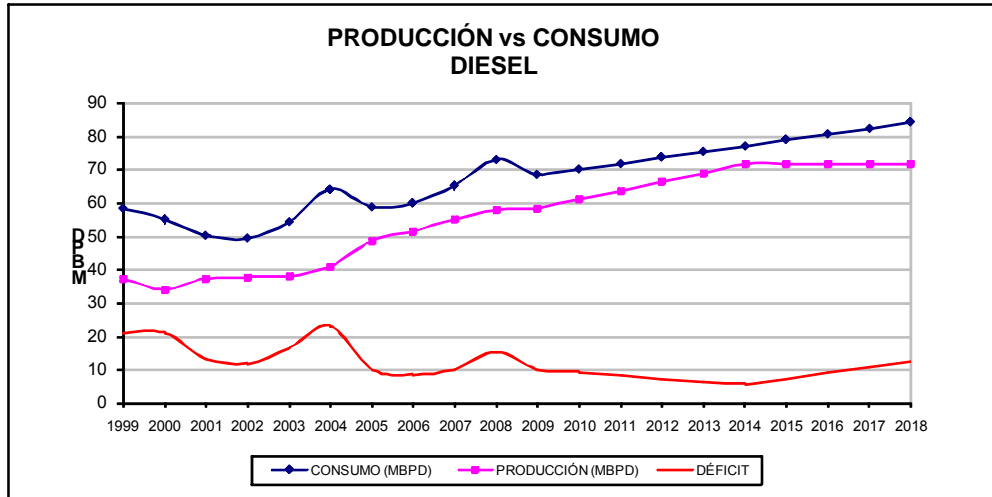
1.2.1. Producción y consumo de combustibles

En el año 2008 la demanda interna de combustibles líquidos llegó a 153.8 MBPD, de los cuales el diesel, GLP y gasolinas fueron los de mayor consumo. El Diesel 2 alcanzó un consumo de 72.9 MBPD (47%), seguido por el GLP que tuvo un consumo de 30.3 MBPD (20%) y luego las Gasolinas con un consumo de 21.7 MBPD (14%). Los demás combustibles líquidos considerados en la figura N° 1.3 representan un porcentaje menor y no han tenido una variación importante respecto a los volúmenes de consumo de años pasados.

En las figuras N° 1.6 y N° 1.7 vemos graficado el consumo y la producción del Diesel 2 y el GLP respectivamente; en el caso del diesel las proyecciones del déficit de producción tendrán un promedio de 8.4 MBPD para los próximos años (determinado entre el año 2010 al 2018).

Los estimados de producción de los combustibles mencionados fueron calculados considerando las ampliaciones de las plantas de procesamiento de gas natural del proyecto Camisea y la ampliación de la Refinería Talara, cuyos resultados impactarán directamente en los volúmenes de producción de GLP, gasolinas y diesel.

Figura Nº 1.6. Producción versus Consumo de Diesel

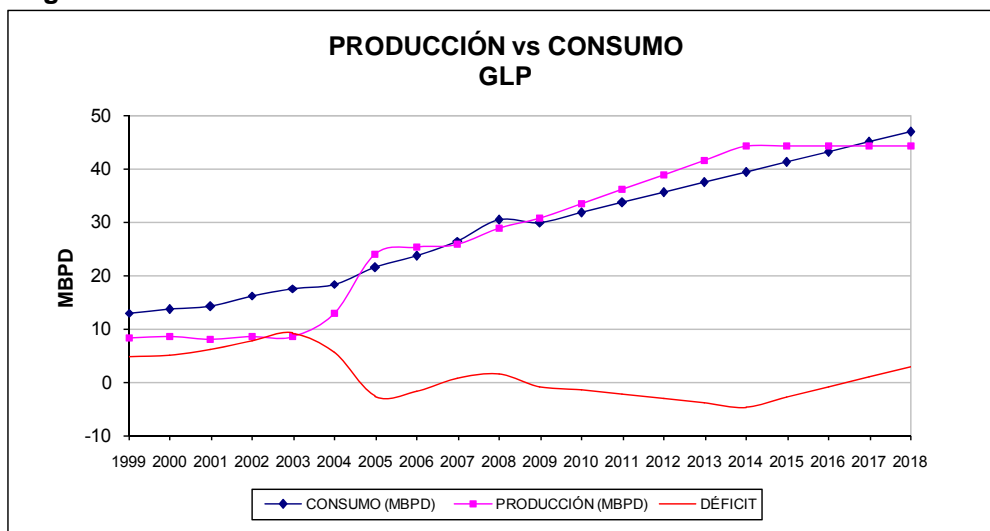


Fuente: MEM. Anuario Estadístico 2008.

Elaboración: Propia. Datos de la fuente están detallados en los apéndices Nº 29, Nº 30 y Nº 31.

Asimismo se asume que el crecimiento sostenido de la producción de combustibles derivados en las refinerías y plantas de fraccionamiento del país será hasta el año 2015, fecha a partir del cual la capacidad de procesamiento continuará estable hasta la espera de nuevas necesidades de ampliación.

Figura Nº 1.7. Producción versus Consumo de GLP



Fuente: MEM. Anuario Estadístico 2008.

Elaboración: Propia. Datos de la fuente están detallados en los apéndices Nº 29, Nº 30 y Nº 31.

La figura N° 1.7 muestra que el déficit del GLP ha cambiado significativamente desde el año 2005, esto a razón de que los yacimientos de Camisea entraron en operación y contribuyeron a disminuir las grandes cantidades de importación de este producto. También se proyecta que para los próximos años su producción aumente conjuntamente con el consumo. Las gasolinas por el contrario han experimentado una disminución en su consumo y desde el año 2000 la producción nacional abastece el mercado interno.

1.2.2. Producción y reservas de hidrocarburos

1.2.2.1. Petróleo crudo

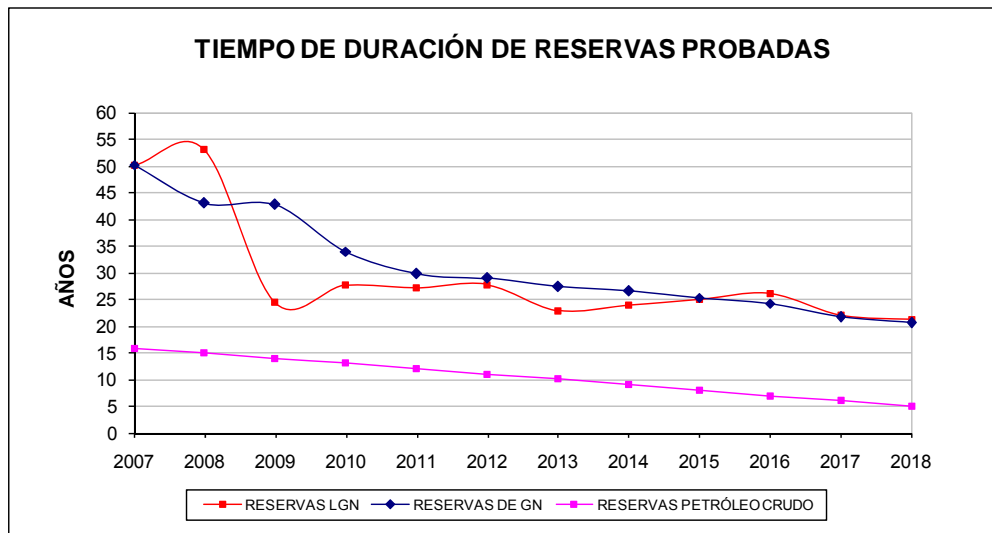
En el año 2008 la producción de petróleo crudo alcanzó los 76.6 MBPD; esta cantidad se encuentra por debajo del consumo diario de las refinerías del país que en promedio procesan 152.9 MBPD, de los cuales el 64% corresponde a crudo importado. Los niveles de importación de crudo se han incrementado sostenidamente desde el año 2000 al 2007 y es notorio que la tendencia al incremento continuará debido a las necesidades del mercado. Las reservas probadas de petróleo crudo al término del año 2008 fueron de 419.4 MMBIs y considerando la producción promedio de este año tenemos calculado volúmenes de reservas para 15 años adicionales. En la figura N° 1.8 se grafica una tendencia de la evolución del tiempo de duración de las reservas de petróleo crudo, al término del año 2018 se estima tener reservas solo para 6 años; este tiempo puede incrementarse con el descubrimiento de nuevas reservas.

1.2.2.2. Líquidos de gas natural

La producción de LGN empezó en grandes volúmenes a partir del año 2004,

y en el año 2008 alcanzó los 33.4 MBPD, a fines del primer semestre del 2009 se logró duplicar la producción, se espera ampliar la capacidad de procesamiento a más de 100 MBPD en los próximos años. Según la tendencia mostrada en la figura N° 1.8 el tiempo de vida de las reservas probadas de LGN en el año 2018 será de 22 años aproximadamente.

Figura N° 1.8. Tiempo de duración de reservas probadas



Fuente: MEM. Plan Referencial de Hidrocarburos 2007-2016.
Elaboración: Propia. Datos utilizados están detallados en el apéndice N° 33 y N° 35.

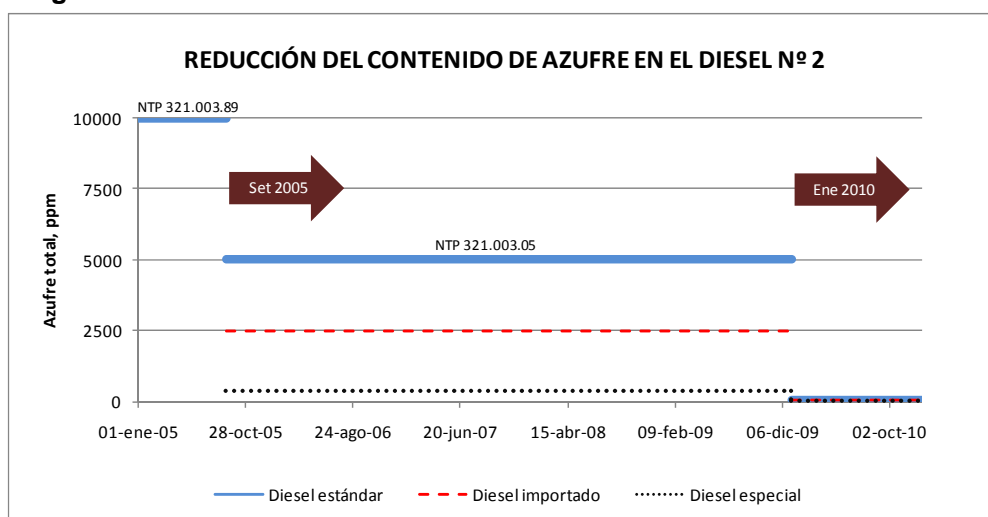
1.2.2.3. Gas natural

Los volúmenes de producción de gas natural empezaron a incrementarse desde el año 2004 y en el 2008 alcanzó los 740.3 MMSCFD; el próximo año se estima superar los 1130 MMSCFD para cubrir el consumo de gas que requerirá el proyecto de exportación de gas natural licuado; siguiendo la tendencia de la figura N° 1.8 las reservas probadas de gas natural en el año 2018 serán de 22 años aproximadamente.

1.2.3. Modernización de las refinerías y calidad del Diesel 2

El Diesel 2 debido a su alto consumo en los centros urbanos constituye uno de los elementos contaminantes que ocasionan mayor polución al ambiente principalmente por su aporte de azufre en las emisiones de gases de combustión, es por ello que el estado peruano adoptó mediante el DS N° 025-2005-EM un plan de adecuación para la reducción progresiva de las concentraciones de azufre total en el diesel producido y comercializado en el país de tal manera que permita mejorar la calidad de nuestros combustibles y alinearnos a los estándares ambientales internacionales; en el marco de la reglamentación existente actualmente las refinerías del país se encuentran en proceso de adecuación de sus instalaciones para la producción de combustible diesel conforme a las especificaciones de la NTP 321.003.05 “Petróleo y derivados Diesel Especificaciones”.

Figura N° 1.9. Reducción del contenido de azufre en el Diesel N° 2



Fuente: D.S. 025-2005-EM (07/07/2005).
Elaboración: Propia.

El plan de adecuación consideró que a partir del mes de Setiembre 2005 el límite máximo de azufre total en el Diesel Estándar sería de 5000 ppm y en el Diesel Importado de 2500 ppm, a partir del año 2010 debería empezarse

a comercializar diesel con 50 ppm de azufre total como máximo pero debido a los problemas de financiamiento que han tenido las refinerías para modificar sus instalaciones el plazo límite ha sido postergado por el gobierno hasta el año 2015, año en donde se espera puedan cumplir con la norma.

1.2.4. Características del diesel y gasolinas peruanos

Las especificaciones vigentes para los combustibles diesel y gasolina se encuentran en las tablas N° 1.1 y 1.2 respectivamente. Es preciso acotar que la comercialización del diesel es realizado siguiendo el plan de reducción progresiva del contenido de azufre indicado en el DS N° 025-2005-EM.

Tabla N° 1.1. Calidad del Diesel 2 en Perú

PARÁMETRO	UNIDAD	MIN	MAX
Densidad	Kg/m ³	820	845
Azúfre	ppm	-	350
Aromáticos	%vol	-	35
Índice de cetano	Índice	46	-

Fuente: *Diesel 2 (D2 S-350). NTP 321.003.2005. PETROLEO Y DERIVADOS. Diesel. Especificaciones.*
Elaboración: Propia.

Tabla N° 1.2. Calidad de las Gasolinas en Perú

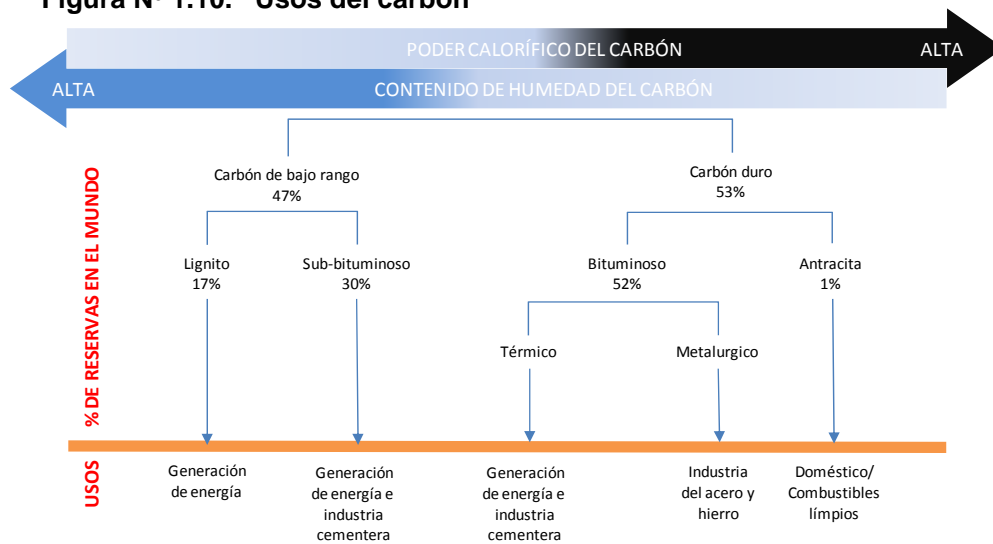
PARÁMETRO	UNIDAD	MIN	MAX
Octanaje Gasolina Regular Gasolina Super Extra Gasolina Premiun Gasolina Super	Índice RON	84 97 95 90	-
RVP	Psi	-	10
Azúfre	%p	-	0.1
Oxígeno	%p	-	2.7
Aromáticos	%vol	-	45
Benceno	%vol	-	2.5

Fuente: *NTP 321.102.2002. PETROLEO Y DERIVADOS. Gasolinas uso motor.*
Elaboración: Propia.

1.2.5. Usos del carbón en la industria química

El carbón es un material no metálico sólido utilizado en la industria como combustible energético principalmente para la producción de electricidad, vapor, acero, hierro, cemento y combustibles sintéticos. En la siguiente figura los usos del carbón se indican en forma simplificada.

Figura N° 1.10. Usos del carbón



Fuente: *Synthetic fuels handbook. James G. Speight. 2008.*

Otros importantes usos que tiene el carbón son para la manufactura del papel y empleo en la industria química y farmacéutica. A través del proceso de gasificación y producción de gas de síntesis puede obtenerse una variedad de productos que incluyen a los combustibles líquidos. En la figura N° 1.11 se observa las rutas donde el carbón puede ser aprovechado para la obtención de productos químicos diversos.

De acuerdo a la composición química el carbón es deficiente en hidrógeno comparado con los hidrocarburos del petróleo, los cuales tienen una relación atómica H/C de aproximadamente de 2, por esta razón cualquier conversión del carbón a otro producto requerirá de la adición de hidrógeno.

La composición química del carbón es definida en términos de Análisis Próximo y Último (elemental). El análisis próximo incluye la humedad, material volátil, cenizas y carbón fijo. El análisis último o elemental contiene la determinación cuantitativa del carbón, hidrógeno, nitrógeno, azufre y oxígeno, asimismo las propiedades físicas y mecánicas. Mayor detalle sobre las características y propiedades del carbón son explicadas en el Apéndice N° 3.

La clasificación del carbón según el estándar ASTM D388-05 (Ver tabla N° 1.3) está realizado de acuerdo al grado de metamorfismo o alteración progresiva en una serie natural desde el lignito a la antracita.

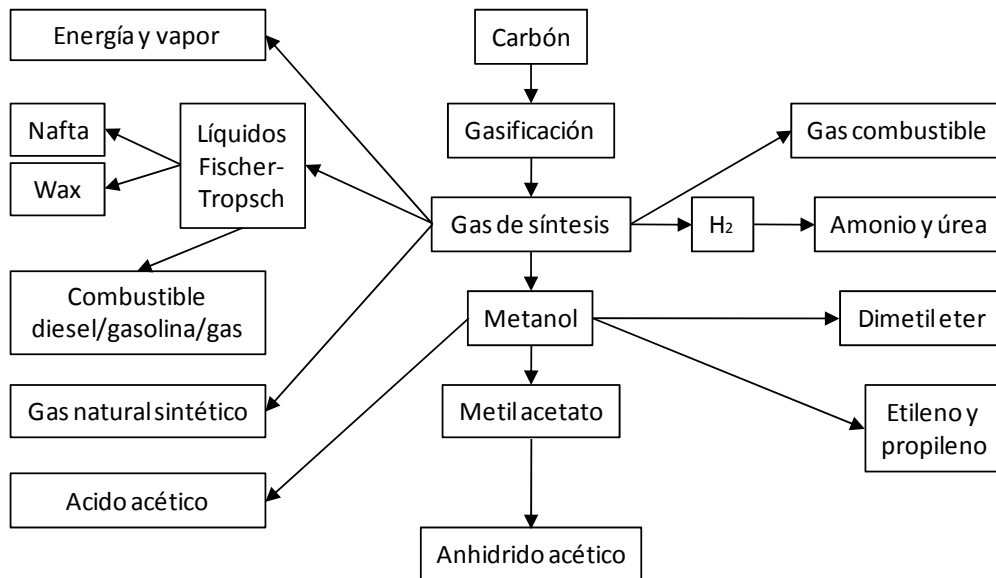
Tabla N° 1.3. Clasificación del carbón

CLASE	GRUPO	% CARBÓN FIJO	PODER CALORÍFICO ALTO Btu/lb (MJ/Kg)	CARACTERÍSTICA AGLUTINANTE
Antracita	1. Meta-antracita	≥ 98	-	No aglutinantes
	2. Antracita	92 a 98	-	
	3. Semi-antracita	86 a 92	-	
Carbones bituminosos	4. Bajo volátil	78 a 86	-	Comúnmente aglutinantes
	5. Medio volátil	69 a 78	-	
	6. Alto volátil A	< 69	≥ 14000 (≥ 32.6)	
	7. Alto volátil B	-	13000 a 14000 (30.3 a 32.6)	
Carbones sub-bituminosos	8. Alto volátil C	-	11500 a 13000 (26.8 a 30.3)	No aglutinantes
	1. Sub-bitum. A	-	9500 a 10500 (22.1 a 24.4)	
	2. Sub-bitum. B	-	8300 a 9500 (19.3 a 22.1)	
Lignitos	3. Sub-bitum. C	-	8300 a 9500 (19.3 a 22.1)	No aglutinantes
	1. Lignito A	-	6300 a 8300 (14.7 a 19.3)	
	2. Lignito B	-	< 6300 (14.7)	

Fuente: ASTM D388 (1999).

La producción de combustibles a partir del carbón o licuefacción del carbón en relación a otras tecnologías convencionales dependerá del costo del combustible y la materia prima principalmente.

Figura Nº 1.11. Potencial del carbón a través del proceso de gasificación



Fuente: *Synthetic fuels handbook*. James G. Speight. 2008.

Desde muchos años atrás la tecnología de licuefacción del carbón es utilizada principalmente en Sudáfrica y con el paso de los años han logrado optimizar este proceso haciéndolo más eficiente y menos contaminante. Las experiencias que se tienen en el mundo sobre el uso de este proceso han sido desarrolladas en los países de Alemania, Sudáfrica, China y USA los cuales han demostrando que el procesamiento de carbón es una alternativa frente a la refinación petróleo.

Alemania, fue el país pionero del desarrollo de la industria de combustibles sintéticos en el mundo basado en el carbón, desarrollo investigaciones de hidrogenación de carbón a alta presión entre los años 1911 a 1945 e investigaciones del proceso de Fischer-Tropsch entre los años 1922 a 1945. Científicos alemanes e ingenieros inventaron y desarrollaron dos procesos que permitieron sintetizar petróleo a partir del carbón, Friedrich Bergius (1884-1949) en Rheinau- Mannheim empezó con el desarrollo de su invento

de hidrogenación del carbón a alta presión o licuefacción en los años 1910 a 1925, una década después Franz Fischer (1877-1947) y Hans Tropsch (1889-1935) continuaron nuevas investigaciones en el instituto de investigación del carbón Kaiser-Wilhelm (KWI) en Mülheim, Ruhr, donde inventaron un segundo proceso para la síntesis de combustibles líquidos a partir del carbón. Por mediados del año 1930 IG Farben, Ruhrchemie y otras compañías químicas comenzaron la industrialización de la producción de combustibles sintéticos y construyeron 12 plantas de hidrogenación de carbón y 09 plantas de Fischer-Tropsch a finales de 1945. En las tablas N° 1.4 y N° 1.5 están listados las plantas industriales construidas en Alemania en el siglo pasado para la obtención de combustibles en base a carbón de variada calidad.

Tabla N° 1.4. Plantas de hidrogenación en Alemania

Localización	Inicio Operación	Material usado	Productos
Leuna	1927	Carbón pardo y alquitrán	Gasolina, diesel y GLP
Böhlen	1936	Alquitrán	Gasolina, diesel y GLP
Magdeburg	1936	Alquitrán	Gasolina, diesel y GLP
Scholven	1936	Carbón bituminoso	Gasolina, GLP
Welheim	1937	Coque-brea de alquitrán	Gasolina y aceite combustible
Gelsen	1939	Carbón bituminoso	Gasolina, GLP
Zentz	1939	Alquitrán	Diesel, wax, gasolina, lubricantes y GLP
Pölitz	1940	Petróleo, carbón bituminoso	Gasolina, diesel y GLP
Lützkendorf	1940	Residuos petróleo, alquitrán	Gasolina, diesel y aceite combustible
Wesseling	1941	Carbón marrón	Gasolina, diesel y GLP
Brüx	1942	Alquitrán	Gasolina, diesel y GLP
Blenchammer	1942	Carbón, alquitrán	Gasolina, diesel y aceite combustible

*Fuente: Germany's synthetic fuel industries. Anthony Stranges. Texas A&M University. 2003.
Elaboración: Propia.*

Tabla N° 1.5. Plantas de Fischer-Tropsch en Alemania

Localización	Inicio Operación	Carbón usado	Productos
Oberhausen-Holten, Ruhr	1937	Bituminoso	Combustible de motor, aceite lubricante
Moers-Meerbeck, Neiderrhein	1936	Bituminoso	Gasolina, diesel, parafinas, aceites
Castrop-Rauxel, Ruhr	1937	Bituminoso	Aceites primarios
Ruhland-Schwarzheide	1937	Lignito	Aceites primarios
Lützkendorf-Mücheln	1938	Lignito	Aceites primarios
Wanne-Eickel, Ruhr	1938	Bituminoso	Aceites primarios
Kamen-Dortmund, Ruhr	1939	Bituminoso	Aceites primarios
Deschowitz-Beathen, Odertal	1939	Lignito	Aceites primarios

*Fuente: Germany's synthetic fuel industries. Anthony Stranges. Texas A&M University. 2003.
Elaboración: Propia.*

En el año 2006 las empresas Syntroleum Corporation y Sustec Industries AG firmaron un acuerdo para desarrollar proyectos de Fischer-Tropsch en el futuro y principalmente una planta piloto de CTL en Spreetal, Alemania que producirá en una primera etapa 3000 BPD de líquidos FT a partir de carbón lignito, el proyecto incluirá posteriormente la construcción de una planta de 20000 BPD de capacidad de producción.

Sudáfrica, viene produciendo combustibles derivados del carbón desde 1955 y hoy en día cubre cerca del 30% del diesel y gasolina de consumo con esta materia prima. Su principal compañía Sasol expandió sus instalaciones a finales de los años 1970's con la construcción de las plantas Sasol II y III, esto les permitió alcanzar una capacidad de producción de 160000 BPD de productos (gasolina y diesel). Sasol desde sus inicios ha producido más de 1.5 billones de barriles de combustible sintético.

China, con su compañía Shenhua, productora de carbón más grande del mundo, entre los años 2004 al 2008 construyó una planta de CTL de 24000 BPD de capacidad de producción en Inner Mongolia. Asimismo Shenhua tiene proyectado construir en los próximos años 4 plantas de CTL y 2 plantas químicas por un valor de 10 billones de USD incluyendo el joint venture con Sasol de Sudáfrica y Shell.

Estados Unidos, actualmente existen alrededor de 17 proyectos bajo estudio de factibilidad para la construcción de plantas de CTL en esta región. Los proyectos que tienen fechas próximas de inicio de operación en el 2013 son CTL Facility Wellsville de la compañía Beard Energy, L.L.C. (Wellsville, OH, USA.) y Medicine Bow CTL Facility de las compañías DKRW Advanced Fuels/Rentech/GE (Wyoming, USA). Los estados de USA que están considerando tener plantas de CTL en el futuro son: Montana (MT),

Illinois (IL), Mississippi (MS), Louisiana (LA), Kentucky (KY), West Virginia (WV), Pennsylvania (PA) y North Dakota (ND).

En el apéndice N° 35 están resumidos los proyectos de CTL que se tienen en el mundo. En adición a los países mencionados también están ejecutándose en otros lugares estudios de implementación de la tecnología de licuefacción del carbón, estos son: Canadá, Colombia, India, Australia, Indonesia, Filipinas y Nueva Zelanda.

1.2.6. Reservas de carbón

1.2.6.1. Reservas Nacionales

Nuestro país no está considerado dentro de los mayores productores de carbón en Sudamérica debido a los niveles de producción y reservas probadas que a la fecha se tienen registrados, pero la actividad de extracción es desarrollada en los departamentos de Cajamarca, La Libertad, Ancash y Lima.

En el apéndice N° 1 se encuentra el mapa de reservas carboníferas del Perú (2001), en su mayoría son del tipo antracita y bituminoso.

Un estudio realizado en el año 2006 por U.S. Geological Survey, *World Coal Quality Inventory: Perú*, sobre la situación del carbón en el Perú, indica que nuestro país tiene reservas estimadas de carbón por 1 billón de toneladas métricas² y de todas las cuencas de carbón listadas en la tabla N° 1.6 la del Alto Chicama es la más extensa y productiva del norte del Perú incluido también las cuencas de Santa, Oyon y Jatunhuasi. Las reservas del Alto Chicama están estimadas en 223.7 MMt, en la tabla N° 1.7 se muestra la calidad del carbón producido en las minas del norte del país.

² Carrascal, Matos y Silva. 2000. *Carbón en el Perú*.

Los datos mencionados anteriormente sobre las reservas de carbón en el Perú son referenciales debido a que corresponden a cifras de reservas estimadas en años pasados. A la fecha no se tienen disponibles las cantidades de reservas probadas de carbón en el Perú.

Tabla Nº 1.6. Cuencas de carbón en el Perú

FUENTE	UNIDAD ESTRATIGRÁFICA	EDAD	RANGO DE CARBÓN
Loreto	Fm Debas	Miocene	Lignito
Tumbes	Fm Mancora	Oligocene	Lignito
Tumbes	Fm Zorritos	Miocene	Lignito
Piura	Fm Ostrea	Middle Eocene	Lignito
Yanacocha	Fm Porculla	Lower-Middle Tertiary	Sub-bituminoso / Alto volát. Bituminoso
Jatunhuasi	Gp Goyllarisquizga	Neocomian (Mesozoic)	Bituminoso / Semi-antracita
Goyllarisquizga	Gp Goyllarisquizga	Neocomian (Mesozoic)	Sub-bituminoso
Alto Chicama	Fm Chimú (Gp Goyllarisquizga)	Lower Valanginian	Antracita/Meta-antracita
Santa	Fm Oyon	Tithonian – Berriasian	Antracita / Meta-antracita
Oyon	Fm Oyon	Tithonian – Berriasian	Medio volát. Bituminoso / Meta-antracita
Yura	Fm Labra / Fm Gramadal / Fm Hualhuani	?	Bituminoso / Semi-antracita / Antracita
Paracas	Gp Ambo	Mississippian	Antracita a lignito
Cordillera Oriental	Gp Ambo	Mississippian	Antracita a lignito

Nota: Fm = Formación, Gp = Grupo.

Fuente: World Coal Quality Inventory: Peru. U.S. Geological Survey Open File Report 2006.

Elaboración: World Coal Quality Inventory.

Tabla Nº 1.7. Calidad del carbón peruano

Mina	Área o sector	Clasificación internacional	Análisis próximo (%), base húmeda					Análisis último (%), base húmeda						
			Hu	Cz	MV	CF	HHV	C	H	N	O	S		
								Sulf	Pyr	Org				
La Victoria	Alto Chicama	Semi-antracita	5.1	5.9	2.7	86.4	13,070	86.0	1.1	0.6	1.2	0.3	0.0	0.0
La Victoria	Alto Chicama	Semi-antracita	5.8	2.2	1.7	90.4	13,550	88.2	1.0	0.5	2.0	0.3	0.0	0.0
Huaranchal	Alto Chicama	Semi-antracita	4.4	3.6	1.7	90.4	13,390	88.1	1.0	0.7	1.7	0.5	0.0	0.0
Patron Santiago	Alto Chicama	Lignito B	2.1	61.6	12.4	23.9	4,060	24.3	2.0	0.7	8.0	0.7	0.3	0.1
La Galgada	Alto Chicama	Sub-bituminoso B	4.3	31.0	5.9	58.9	8,710	59.2	0.8	0.6	3.7	0.5	0.1	0.1
La Limena 2	Alto Chicama	Lignito A	7.0	28.9	7.9	56.2	8,010	56.0	0.5	0.5	6.6	0.7	0.4	0.1
La Limena 1	Alto Chicama	Sub-bituminoso A	6.0	22.3	6.8	65.0	9,570	66.4	0.4	0.5	4.1	0.4	0.1	0.1
Cocobal	Alto Chicama	Bituminoso bajo volátil	4.4	10.1	3.4	82.2	12,210	81.5	0.8	0.7	2.2	0.3	0.0	0.0
Willon	Alto Chicama	Bituminoso bajo volátil	2.6	11.4	4.5	81.5	12,740	80.7	2.0	0.8	1.6	0.9	0.0	0.3
Caraz	Alto Chicama	Sub-bituminoso A	5.1	25.8	3.4	65.7	9,600	63.9	0.9	0.7	3.2	0.4	0.0	0.0
San Roque	Alto Chicama	Bituminoso medio volátil	5.6	16.2	4.4	73.8	11,440	72.7	1.4	0.7	2.8	0.6	0.0	0.1
Sta. Julia	Alto Chicama	Lignito A	15.8	26.7	12.6	45.0	6,620	46.8	0.3	0.6	8.2	1.5	0.0	0.1

Fuente: World Coal Quality Inventory: Peru. U.S. Geological Survey Open File Report 2006.

Elaboración: Propia.

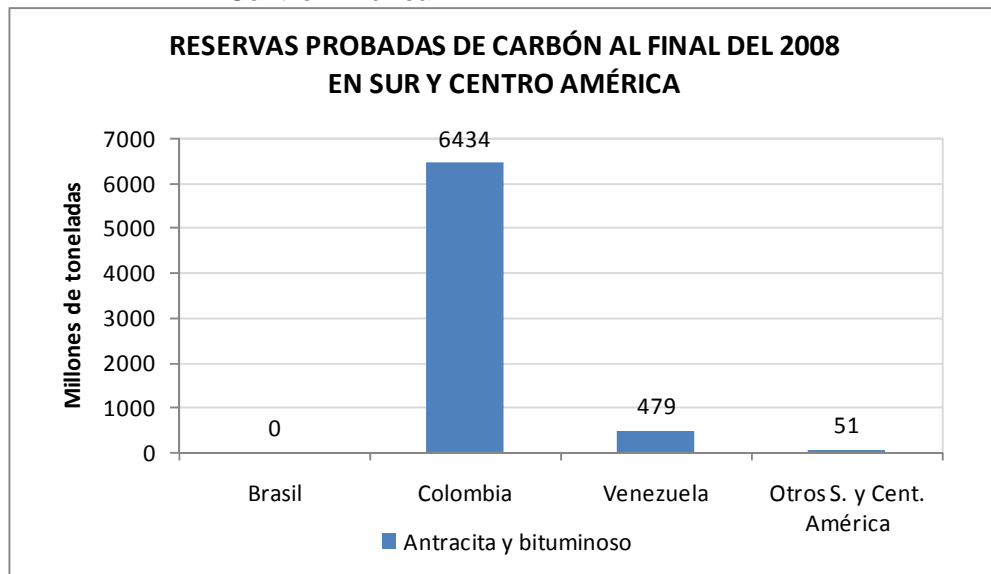
1.2.6.2. Reservas en Sudamérica y el mundo

En Sudamérica, Colombia es el país que tiene las más grandes reservas de carbón antracita y bituminoso, de acuerdo a sus reservas probadas para finales del año 2008 (6434 MMt) y niveles de producción (73.5 MM tpa) el país de Colombia tendría capacidad de suministro de carbón para 88 años, este tiempo está muy por encima de la duración de las reservas probadas de petróleo crudo y gas natural que nuestro país ostenta.

Venezuela, Brasil y otras regiones del continente sudamericano tienen muy bajas reservas probadas de carbón, por lo que Colombia se convierte en una fuente importante de este recurso energético alternativo.

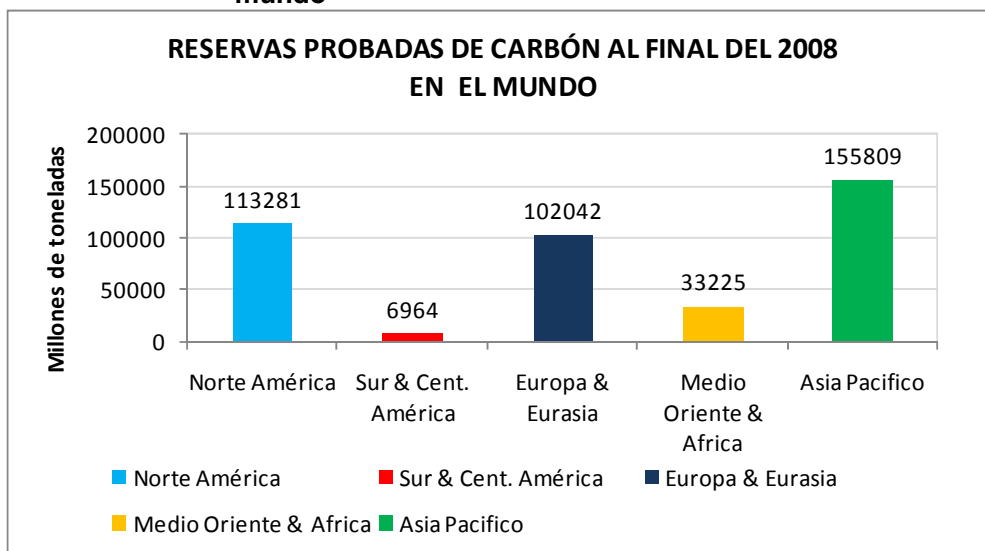
Asimismo en el mundo las mayores reservas probadas de carbón se encuentran en las regiones de Norte América, Europa & Asia y Asia Pacífico.

Figura N° 1.12. Reservas probadas de carbón al final del 2008 en Sur y Centro América



Fuente: BP Statistical Review of World Energy. June 2009.
Elaboración: Propia.

Figura Nº 1.13. Reservas probadas de carbón al final del 2008 en el mundo



Fuente: BP Statistical Review of World Energy. June 2009.

Elaboración: Propia.

En la siguiente tabla veremos la calidad de carbón que se tienen en las regiones con mayores reservas en el mundo, en su mayoría son del tipo bituminoso y representa la materia prima que actualmente es considerada en la mayoría de proyectos de licuefacción de carbón para la obtención de combustibles líquidos.

Tabla Nº 1.8. Análisis de carbón en diversas partes del mundo

Carbón			Análisis próximo (%), %masa ar				Análisis último (%), %masa maf						LHV
País	Región	Tipo	CF	MV	Hu	Cz	C	H	H	O	N	S	maf MJ/kg
Alemania	Rhein	Carbón marron	17.3	20.0	60.0	2.7	67.5	0.5	5.0	26.5	0.5	0.5	26.2
USA	Dakota del norte	Lignito	27.8	24.9	36.9	10.4	71.0	0.4	4.3	23.2	1.1	0.4	26.7
USA	Montana	Sub-bituminoso	43.6	34.7	10.5	11.2	76.4	1.4	5.6	14.9	1.7	1.4	31.8
USA	Illinois	Bituminoso	39.3	37.0	13.0	10.7	78.4	4.9	5.4	9.9	1.4	4.9	33.7
Polonia	Típico	Bituminoso	54.9	35.6	5.3	4.2	82.8	0.6	5.1	10.1	1.4	0.6	36.1
S. Africa	Típico	Bituminoso	51.3	32.7	2.2	13.8	83.8	1.0	4.8	8.4	2.0	1.0	34.0
China	Datung	Bituminoso	50.9	28.1	11.9	9.1	84.4	0.8	4.4	9.5	0.9	0.8	33.4
India	Típico	Bituminoso	30.0	23.0	7.0	40.0	75.5	1.4	6.4	15.2	1.5	1.4	32.1
Australia	Típico	Bituminoso	44.9	41.1	4.5	9.5	81.3	0.9	5.8	10.0	2.0	0.9	33.8
Alemania	Ruhr	Antracita	81.8	7.7	4.5	6.0	91.8	0.7	3.6	2.5	1.4	0.7	36.2

NOTA: ar - Como recibido, maf - Libre de humedad y cenizas, CF-Carbón fijo, MV-Material volátil, Hu-Humedad, Cz-Cenizas.

Fuente: Gasification - Second Edition. Christopher Higman & Maarten van der Burgt. Julio 2007.

1.2.7. Potencial oferta de carbón para Perú

El carbón de Colombia por su abundancia y calidad participa en forma significativa en el mercado mundial, es el primer productor en la región y uno de los países con la mayor cantidad de reservas probadas en Sudamérica, las mayores reservas se encuentran concentradas en la Costa Atlántica (Tabla N° 1.9) donde predomina la minería a cielo abierto, tecnificada y de gran escala. En el interior de Colombia prevalecen las explotaciones poco tecnificadas y bajo tierra. Colombia dentro de sus planes de desarrollo energético a largo plazo ya consideró el uso del carbón para la obtención de combustibles sintéticos y se encuentran trabajando en estudios de factibilidad para la construcción de una planta de Carbón a Líquidos. En el apéndice N° 2 se encuentra el mapa de producción de carbón en Colombia y en el apéndice N° 36 esta resumida las cantidades de producción de carbón diarias que se han registrado en Colombia desde el año 2004; los departamentos de Guajira y Cesar tienen las empresas de mayor producción diaria que asciende a aproximadamente 50000 tpd de carbón.

Tabla N° 1.9. Reservas probadas de carbón en Colombia por departamentos al 2004

ZONAS CARBONÍFERAS	CANTIDAD, MMt	TIPO DE CARBÓN	ZONA
Guajira	3933	Térmico	Costa Atlántica
Cesar	2025	Térmico	
Córdoba – Norte de Antioquía	381	Térmico	
Norte de Santander	120	Antracita / Térmico / Metalúrgico	Interior del Colombia
Santander	56	Antracita / Térmico / Metalúrgico	
Cundinamarca	236	Térmico / Metalúrgico	
Boyacá	170	Térmico / Metalúrgico	
Antioquia - Antiguo Caldas	90	Térmico	
Valle del Cauca - Cauca	41	Térmico	
Total	7052	-	

Fuente: INGEOMINAS, 2004. Colombia.
Elaboración: Propia.

No se considera a la minería de carbón peruana como posible ofertante de materia prima para una planta de CTL ubicada en el Perú debido a que actualmente es pequeña en producción y la información de las reservas estimadas no permiten saber con certeza si el país puede ser un potencial productor de carbón a gran escala.

1.3. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

1.3.1. Objetivo general

Utilización del carbón como fuente alternativa para la producción de Diesel y Nafta.

1.3.2. Objetivo específico

- Demostrar la viabilidad técnica y económica de la instalación de una planta de procesamiento de carbón en el Perú para obtener combustibles líquidos Diesel y Nafta de alta calidad que cumpla las exigencias medioambientales existentes.
- Evaluar el uso de la tecnología Carbón a Líquidos (CTL) mediante el uso de un simulador comercial, cuyo proceso se compone de la gasificación del carbón, síntesis y obtención de productos terminados.

1.3.3. Hipótesis

El uso del carbón en el Perú permitirá disminuir el nivel de importación de destilados medios cumpliendo las exigencias medioambientales actuales.

1.3.4. Límites del estudio y metodología de trabajo

Solo se dará a conocer de manera referencial la ubicación de la planta y costos asociados debido a que no es objeto del presente trabajo.

El desarrollo del trabajo consistirá en describir y evaluar los siguientes temas:

- ✓ Estudio de tecnologías de conversión de Carbón a Líquidos (CTL).
- ✓ Evaluación de los impactos ambientales, seguridad industrial y salud ocupacional.
- ✓ Diseño y simulación de una planta de CTL.
- ✓ Estudio económico referencial y ubicación de la planta.
- ✓ Conclusiones y recomendaciones.

CAPITULO 2

MARCO TEÓRICO

2.1. TECNOLOGÍA DE CONVERSIÓN DE CARBÓN A LÍQUIDOS

2.1.1. Combustibles sintéticos

La producción de combustibles sintéticos es esencialmente un proceso de adición de hidrógeno. Combustibles tales como la gasolina y el gas natural tienen una relación hidrógeno/carbono del orden de 2 mientras que otras fuentes de combustibles tienen baja relación atómica de hidrógeno/carbono (del orden de 1.0 a 1.5).

Los combustibles sintéticos gaseosos o líquidos son obtenidos de la conversión química de un material carbonáceo y el producto resultante es conocido como synfuel. Las fuentes para la obtención del synfuel pueden ser: arenas oleaginosas, carbón, gas natural, hidratos de gas natural, biomasa o madera.

La producción de combustibles sintéticos puede ser realizada de 4 formas: Descomposición térmica, gasificación, el proceso de Fischer-Tropsch y los bioprocesos.

A continuación describiremos los principales detalles de cada uno de ellos.

2.1.1.1. Descomposición térmica

Este término es frecuentemente usado para referirse a la producción de combustibles líquidos por descomposición térmica, los productos que acompañan a los líquidos pueden ser también gases y sólidos. Por ejemplo el craqueo refiere a la descomposición de la materia orgánica por acción del calor y en ausencia de aire. En la industria del petróleo usan los procesos de

craqueo y coking para descomponer térmicamente los constituyentes del petróleo.

Asimismo la descomposición térmica es un método para producir combustibles a partir del carbón y es el principal método usado para convertir las arenas oleaginosas en combustibles.

Las variables más importantes a tomar en cuenta en este tipo de transformación son:

- La composición de la materia prima, para determinar el rendimiento de los productos destilados.
- La temperatura de reacción, afecta la cantidad y composición de los volátiles.
- La presión, afecta el rendimiento de los productos y tiene una relación íntima con el tiempo de residencia.
- La descomposición en atmósferas de hidrógeno (hidrocraqueo o hidropirólisis) pueden incrementar los rendimientos de productos destilados porque la hidrogenación disminuye la tendencia a la formación de productos de alto peso molecular.
- Para cargas de procesamiento sólidos el tamaño de partícula es un factor importante para el rendimiento de los productos. Las partículas grandes calentarán lentamente y es de esperar que el rendimiento de volátiles baje. Si el tamaño de partícula en la carga es pequeña el calentamiento será relativamente uniforme y con rápida difusión del calor.

2.1.1.2. Gasificación

La gasificación es la conversión de un sólido o líquido a gas, a altas

temperaturas y en una atmosfera controlada de oxígeno. El producto obtenido de la gasificación es el syngas o gas de síntesis que viene a ser una mezcla de hidrógeno y monóxido de carbono principalmente.

Por ejemplo la gasificación del carbón se refiere a todo proceso de conversión de carbón a gas, incluyendo la pirolisis inicial y los pasos siguientes de mejoramiento térmico.

La gasificación es un eficiente método para extraer energía desde diferentes tipos de material orgánico y tiene su aplicación en la disposición de residuos.

La ventaja de la gasificación es que el uso del syngas es más eficiente que la combustión directa de la materia prima originaria y puede usarse con materiales que al inicio no son combustibles como por ejemplo la biomasa o residuos orgánicos. Las fortalezas de la gasificación son las siguientes:

- Usa una gran variedad de cargas de procesamiento.
- Es usado para producir una gran variedad de productos.
- Es un eficiente método de extracción de energía desde la biomasa.

2.1.1.3. Proceso de Fischer-Tropsch

Este método aprovecha el syngas producido en el proceso Gasificación para obtener combustibles líquidos.

El proceso de Fischer-Tropsch es una reacción química catalizada donde el monóxido de carbono e hidrógeno son convertidos en hidrocarburos líquidos de componentes variados. Típicamente los catalizadores usados son basados en hierro o cobalto. El propósito principal de este proceso es producir petróleo sintético para usarlo como lubricante o combustible.

Químicamente, la reacción de Fischer-Tropsch es representada como la

conversión del monóxido de carbono e hidrogeno para producir hidrocarburos y agua. Los reactantes pueden ser producidos por la combustión parcial de hidrocarburos o por la gasificación del carbón o biomasa. El hidrocarburo sintético obtenido posteriormente es refinado para producir combustibles comerciales.

2.1.1.4. Bioprocesos

Un bioproceso es aquel que usa completamente una celda de vida u organismos o sus componentes (bacterias, enzimas) para favorecer un cambio químico o físico en la carga. En la mayoría de los bioprocesos las enzimas son usadas para catalizar las reacciones bioquímicas de los microorganismos o sus componentes celulares. Luego de una serie de reacciones de fermentación, el cual es realizado en grandes recipientes, la materia prima cambia químicamente a los productos deseados.

Referencias comunes para los procesos de producción de combustibles sintéticos líquidos:

Los procesos de producción de combustibles sintéticos son denominados frecuentemente Carbón a Líquidos (CTL), Gas a Líquidos (GTL) y Biomasa a Líquidos (BTL) y dependerán su nombre según el tipo de carga de procesamiento. De estos tres procesos los más conocidos son los de GTL y CTL debido a que existen plantas a escala industrial en diversas partes de mundo donde se han estado perfeccionado desde hace muchos años atrás y tienen incorporados tecnologías para disminuir las emisiones de gases que producen efecto invernadero; en la siguiente tabla se encuentran las características principales de los procesos mencionados.

Tabla Nº 2.1. Referencias comunes para los procesos de producción de combustibles sintéticos líquidos

Nombre del proceso	GAS TO LIQUIDS (GTL)	BIOMASS TO LIQUIDS (BTL)	COAL TO LIQUIDS (CTL)
Materia prima o Carga	Gas Natural	Biomasa	Carbón
Mejor localización de planta	Países con abundantes reservas y/o donde pueda proveerse	Donde exista abundante producción de biomasa	Países con abundantes reservas de carbón y/o donde pueda proveerse
Emisiones que producen el efecto invernadero	Comparable con la refinación de petróleo crudo, pero con potencial tendencia a reducirse por el desarrollo de la tecnología	Más prometedor debido a la reducción sustancial de gases de efecto invernadero	Lleva la misma consecuencia de refinar petróleo crudo, sin embargo es posible reducir significativamente las emisiones con secuestro del CO ₂
Estado de la industria	Unidades de operación disponibles (Sudafrica, USA, Malasia)	Escala de plantas piloto	Plantas de gran escala basados en el proceso de Fischer-Tropsch de alta temperatura, operados por décadas en Sudafrica
Estado de la tecnología	Demostrado y muy conocido	En etapa de investigación y desarrollo	Demostrado y muy conocido

Fuente: Synthetic Fuels: "Driving towards sustainable mobility". ASFE – Alliance for synthetic fuels in Europe.

Elaboración: Propia.

Varios factores hacen que los combustibles sintéticos sean relativamente atractivos en comparación a los producidos desde el petróleo convencional:

- La materia prima está disponible en cantidades suficientes y cerca a los lugares de consumo.
- Muchas materias primas pueden producir en su mayoría gasolina, diesel o kerosene directamente sin la necesidad de refinación adicional como por ejemplo reformación o craqueo.
- No hay necesidad de convertir los motores de los vehículos existentes para usarlos con este tipo de combustibles.

2.1.2. Síntesis de hidrocarburos líquidos a partir del carbón (CTL)

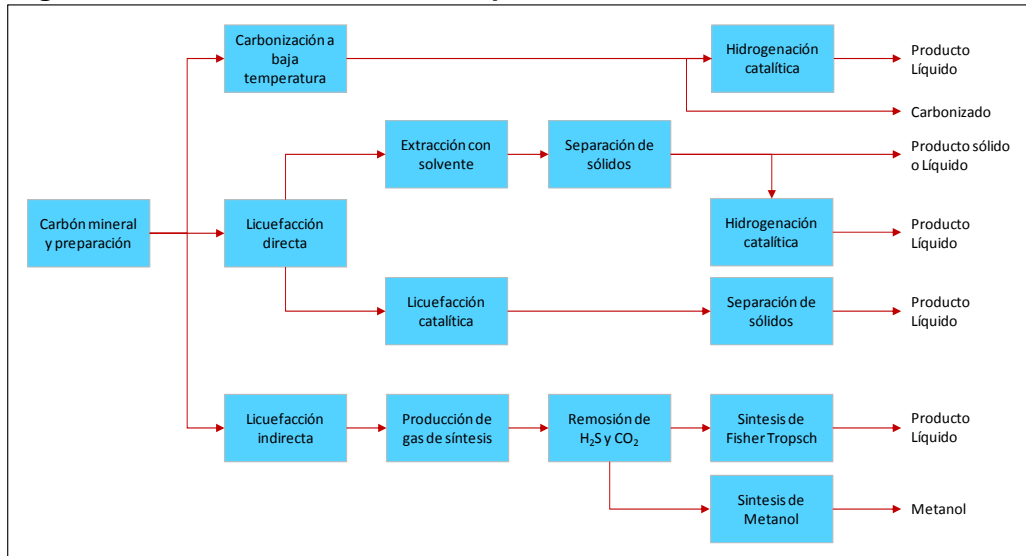
Las formas de sintetizar hidrocarburos líquidos a partir del carbón son la licuefacción directa (DCL - Direct coal liquefaction), licuefacción indirecta (ICL – Indirect Coal Liquefaction) y la pirólisis o carbonización.

La DCL consiste en someter el carbón a rompimiento térmico o pirólisis de sus enlaces más débiles seguido de la hidrogenación inmediata de los fragmentos resultantes.

La ICL consiste en la destrucción completa de la estructura del carbón para obtener los productos de síntesis más importantes, monóxido de carbono e hidrógeno, en una etapa conocida como gasificación, seguida por una segunda etapa de síntesis a hidrocarburos líquidos llamada reacción de Fischer-Tropsch (FT).

La pirólisis o carbonización a baja temperatura, 450-700 °C, consiste en el rompimiento térmico de la estructura de carbón y recolección de los alquitranes líquidos para ser cargados en los procesos de refinación.

Figura N° 2.1. Clasificación de los procesos de licuefacción del carbón



Fuente: Análisis y evaluación técnica y económica de la producción de combustibles líquidos a partir de carbón para el caso Colombiano. UPME-ANH-Unión Temporal CTL. Setiembre 2007. Elaboración: Propia.

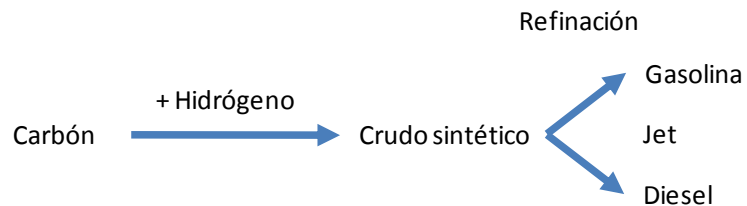
2.1.2.1. Licuefacción directa del carbón (DCL)

Sólo carbones bituminosos altos volátiles y sub-bituminosos son los apropiados para licuefacción directa.

La licuefacción directa es similar al proceso de hidrocrqueo usado en la refinación del petróleo para convertir aceites pesados en gasolina y diesel.

La ruta que describe esta conversión es la siguiente:

Figura Nº 2.2. Mecanismo de la licuefacción directa



*Fuente: Coal to liquids and gas. Topic paper #18. National petroleum council. Julio 2007.
Elaboración: Propia.*

Los primeros desarrollos de los procesos DCL, se realizaron en una sola etapa, consistente en el procesamiento del carbón previamente molido y seco a altas temperaturas y presiones de hidrógeno; se tenían problemas de separación, envenenamiento de catalizadores y alto consumo de hidrógeno.

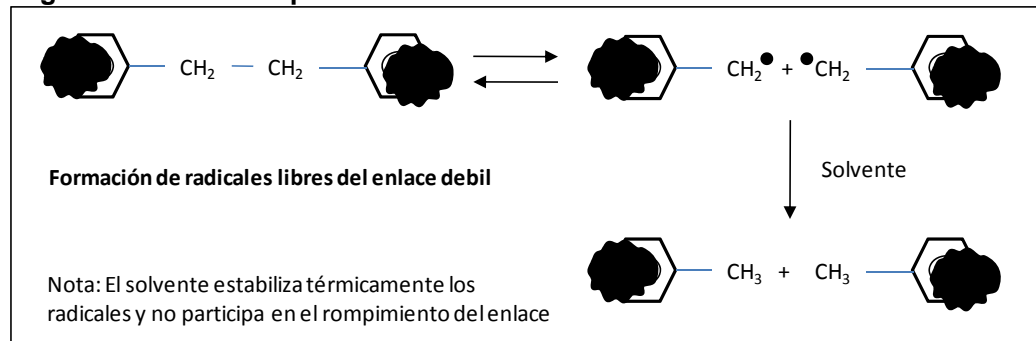
Del sistema clásico de licuefacción en una etapa se ha pasado últimamente al sistema en dos etapas y multietapas; en la primera se realiza la depolimerización del carbón en presencia de un solvente donante de hidrógeno, mientras que en la segunda se realiza un hidrocrqueo catalítico de la pasta resultante de la primera etapa. Los líquidos producidos son de dos tipos:

- Un producto aromático apropiado para procesamiento a gasolinas.
- Un aceite pesado de uso en calderas.

Cuando el carbón se calienta a una temperatura entre 300-500 °C tienen lugar los siguientes cambios:

- Ruptura de los enlaces químicos que unen los racimos aromáticos y formación de pequeños fragmentos orgánicos y radicales libres estabilizados por la estructura aromática.
- Estabilización de los radicales libres por reacción bien sea entre los racimos aromáticos, formación de coque y/ó con otros radicales libres de mas bajo peso molecular como hidrógeno, que en este caso, forma compuestos aromáticos de menor peso molecular. En el caso de la licuefacción de carbón interesa la estabilización de los radicales libres con hidrógeno para obtener fragmentos de menor peso molecular en forma líquida.

Figura N° 2.3. Rompimiento de enlaces en la licuefacción directa



Fuente: *Direct coal liquefaction: Lesson learned.* R. Malhotra. SRI International. Marzo 2005.
Elaboración: Propia.

Los solventes empleados son sustancias o mezclas normalmente hidroaromáticas, con capacidad de solubilizar los productos de depolimerización del carbón y que contienen en su estructura hidrógeno poco estable, el cual puede transferirse para estabilizar los fragmentos reactivos formados durante el craqueo.

Como solventes, se han utilizado compuestos del tipo aceite antracénico, breas de petróleo y destilados e intermedios de recirculación de la destilación. Los hidrocarburos saturados tienen poca capacidad de donar hidrógeno; en cambio, los hidroaromáticos como la tetralina, se comportan como buenos agentes donadores de hidrógeno. En la siguiente tabla se muestran los principales hidrocarburos obtenidos con el proceso DCL.

Tabla Nº 2.2. Productos líquidos de la licuefacción directa

Hidrocarburo	Compuesto de oxígeno	Compuestos de azufre	Compuestos de nitrógeno
N-Parafinas	Fenol	Tiofeno	Quinilina
Isoparafinas	Indasol	Benzotiofeno	Acrilina
Cicloparafinas	Dibenzofurano	Dibenzotiofeno	Benzacridina
Benceno	Benzonaftofurano	-	Dibenzacridina
Naftaleno	-	-	-
Tetralina	-	-	-
Antraceno	-	-	-
Fenantreno	-	-	-
Acenafteno	-	-	-
Pireno	-	-	-
Fluoreno	-	-	-

Fuente: Análisis y evaluación técnica y económica de la producción de combustibles líquidos a partir de carbón para el caso Colombiano. UPME-ANH-Unión Temporal CTL. Setiembre 2007. Elaboración: Propia.

La licuefacción directa es potencialmente la ruta más eficiente actualmente disponible, tiene un rendimiento superior al 70% en peso de la alimentación de carbón seco y libre de ceniza, bajo condiciones favorables.

Aunque existen muchos diversos procesos directos, las características comunes son la disolución de una parte elevada del carbón en un solvente a temperatura y presión elevada seguido por hidrocraqueo catalizado del carbón disuelto con gas hidrógeno.

Los procesos DCL disponibles son los siguientes:

- ✓ Tecnología del reactor de una etapa
- ✓ Tecnología del reactor de dos etapas
- ✓ Co-procesamiento
- ✓ Híbrido

En la tabla N° 2.3 se encuentran listadas las principales tecnologías disponibles en el mercado sobre la licuefacción directa del carbón.

2.1.2.2. Licuefacción indirecta de carbón (ICL)

La licuefacción indirecta es un proceso multietapas para la producción de combustibles líquidos. El primer paso es la gasificación del carbón en donde se convierte a gas a través de la oxidación parcial, para esto es necesario la alimentación de oxígeno altamente puro y vapor. El producto intermedio producido en la gasificación es conocido como Syngas y es una mezcla gaseosa de hidrógeno (H₂), monóxido de carbono (CO) y otras impurezas presentes en el carbón. Los componentes indeseables como azufre, nitrógeno y cenizas o escoria pueden ser removidos en el proceso de limpieza; después de la gasificación del carbón, se realiza la separación de las impurezas (gases azufrados, gases nitrogenados y dióxido de carbono), se ajusta la relación H₂/CO para posteriormente llevar a cabo la reacción de síntesis FT que es el corazón del proceso.

Gasificación:

La gasificación es el proceso para convertir combustibles fósiles, biomasa y residuos orgánicos en gases combustibles o gas de síntesis.

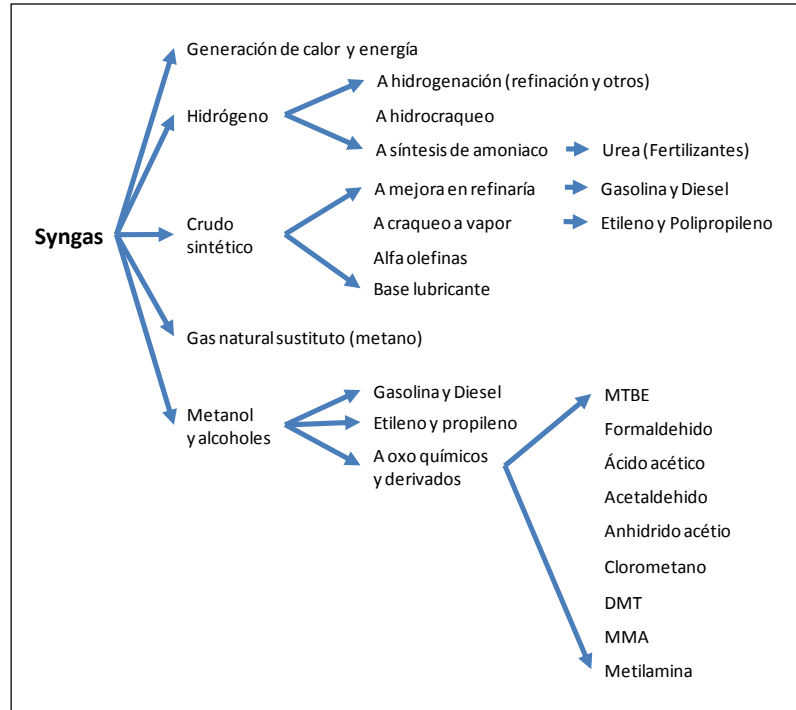
La reacción general de gasificación se puede representar de la siguiente manera: $C + H_2O \rightarrow CO + H_2$

La energía de la reacción se obtiene de la reacción de oxidación del carbono, razón por la cual el proceso de gasificación se realiza a partir del material carbonáceo en presencia de vapor de agua y oxígeno.

El gas de síntesis también se puede obtener de cualquier material carbonoso en forma sólida como biomasa, gas natural, etc.

La relación de H_2/CO obtenida en el proceso de gasificación es muy importante y varía de acuerdo a las condiciones de trabajo y necesidades del proceso. Los potenciales productos que pueden ser derivados desde el syngas son variados y pueden adicionar o remplazar al petróleo y químicos en el mercado. En la siguiente figura se muestran algunos productos derivados del syngas.

Figura N° 2.4. Potenciales productos que pueden obtenerse a partir del Syngas



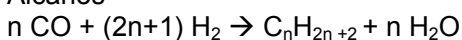
Fuente: Coal to liquids and gas. Topic paper # 18. National petroleum council. Julio 2007. Elaboración: Propia.

Síntesis de Fischer-Tropsch (FT):

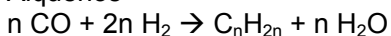
El proceso FT consiste en una serie de reacciones complejas del syngas con un catalizador, que conducen a una serie de productos cuya distribución depende de la temperatura de reacción, relación H₂/CO y del catalizador; se obtienen productos tales como alcanos, alquenos y derivados oxigenados.

Estas reacciones se pueden representar de la siguiente manera:

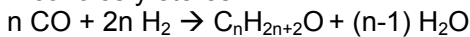
Alcanos



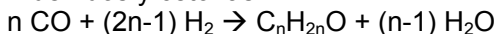
Alquenos



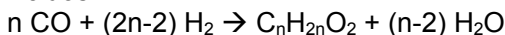
Alcoholes y éteres



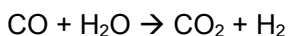
Aldehídos y cetonas



Ácidos



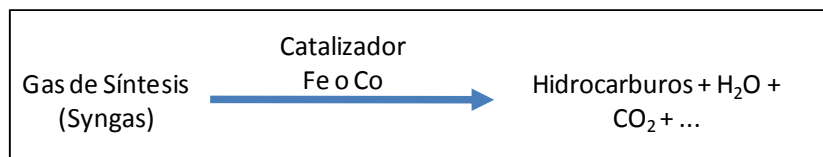
Estas reacciones vienen acompañadas por la reacción de desplazamiento del agua:



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.



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 ICL disponibles son los siguientes:

- ✓ Tecnología con reactores de gas
- ✓ Tecnología con reactores de lodo

En la tabla N° 2.3 se encuentran listadas las principales tecnologías disponibles en el mercado sobre la licuefacción indirecta del carbón.

2.1.2.3. Carbonización a baja temperatura

La carbonización a baja temperatura es un proceso en el cual un material carbonáceo se somete, en ausencia de aire, a calentamiento entre 450-700°C, para obtener un carbonizado sólido, alquitranes líquidos y gases de pirólisis. La carbonización a baja temperatura presenta las siguientes ventajas:

- Se puede trabajar con retortas de hierro
- El gas de pirólisis se puede utilizar como fuente de calor en el proceso
- El carbonizado o semicoque, es un combustible que arde sin la producción de humos, poco contaminante, utilizado como combustible de uso doméstico, en plantas de vapor, etc.

- El alquitrán sirve como base para la manufactura de productos químicos, como aceite diesel o como combustible directamente.

En la tabla N° 2.3 se encuentran listadas las principales tecnologías disponibles en el mercado sobre la licuefacción del carbón por Carbonización.

2.2. COMPARACIÓN DE LAS TECNOLOGÍAS DE LICUEFACCIÓN DIRECTA E INDIRECTA

La comparación principalmente está enfocada a la calidad de los productos obtenidos a partir del procesamiento del carbón y los rendimientos de nafta y diesel del hidrocarburo líquido producido. Se harán referencia a las características de los productos finales producidos por los métodos de licuefacción directa e indirecta los cuales están mencionados en las tablas N° 2.4 y N° 2.5.

En la tabla N° 2.4 observamos que tenemos mayor cantidad de producto diesel usando la tecnología de ICL, esto es favorable para los propósitos del presente trabajo que busca alternativas para la mayor producción de diesel, además la calidad de este producto es notablemente superior debido a que tiene un número cetano alto y el número de octano de la nafta se encuentra dentro de los valores típicos de una nafta producida en una unidad de destilación atmosférica de una refinería.

Asimismo si vemos los contaminantes presentes en los productos de DCL e ICL, el producido mediante el segundo método tiene contenidos bajos de azufre y aromáticos.

Tabla Nº 2.3. Tecnologías de licuefacción del carbón

Licuefacción Directa			Licuefacción Indirecta	Carbonización a baja temperatura
Una etapa	Dos etapas	Co-procesamiento e hidrogenación seca		
Solvent Refined Coal Processes (SRC-I and SRC-II) - Gulf Oil	Consol Synthetic Fuel (CSF) Process	MITI Mark I and Mark II Co-Processing	Sasol	Liquids from Coal (LFC) Process - Encoal
Exxon Donor Solvent (EDS) Process	Lummus ITSL Process	Cherry P Process - Osaka Gas Co.	Rentech	Coal Technology Corporation
H-Coal Process - HRI	Chevron Coal Liquefaction Process (CCLP)	Solvolyis Co-Processing - Mitsubishi	Syntroleum	Univ. of North Dakota Energy and Environmental Center (EERC)/AMAX
Imhausen High-Pressure Process	Kerr-McGee ITSL Work	Mobil Co-Processing	Mobil Methanol-to-Gasoline (MTG) Process	Institute of Gas Technology
Conoco Zinc Chloride Process	Mitsubishi Solvolysis Process	Pyrosol Co-Processing - Saabergwerke	Mobil Methanol-to-Olefins (MTO) Process	Char, Oil Energy Development (COED)
Kohleoel Process - Ruhrkohle	Pyrosol Process - Saarbergwerke	Chevron Co-Processing	Shell Middle Distillate Synthesis (SMDS)	
NEDO Process	Catalytic Two-Stage Liquefaction Process - DOE and HRI	Lummus Crest Co-Processing		
	Liquid Solvent Extraction (LSE) Process - British Coal	Alberta Research Council Co-Processing		
	Brown Coal Liquefaction (BCL) Process - NEDO	CANMET Co-Processing		
	Amoco CC-TSL Process	Rheinbraun Co-Processing		
	Supercritical Gas Extraction (SGE) Process - British Coal	TUC Co-Processing		
		UOP Slurry-Catalysed Co-Processing		
		HTI Co-Processing		

Fuente: Coal Conversion Technology. C. Lowell Miller. Office of Fossil Energy. DOE. April 2008.
Elaboración: Propia.

Comparativamente la tecnología de ICL queda como alternativa potencial para la producción de combustibles bajo en contaminantes.

Tabla Nº 2.4. Comparación de los productos finales de DCL e ICL

CARACTERÍSTICA	DCL	ICL
Producto Destilado	65% diesel 35% nafta	80% diesel 20% nafta
Cetano del diesel	42 - 47	70 - 75
Azufre del diesel	< 5 ppm	< 1 ppm
Aromáticos del diesel	4.8%	< 4%
Gravedad específica del diesel	0.865	0.780
Octano de la nafta (RON)	>100	45 - 75
Azufre de la nafta	< 0.5 ppm	0
Aromáticos de la nafta	5 %	2 %
Gravedad específica de la nafta	0.764	0.673

*Fuente: Energy Security from Coal.Market Development Update for Coal-to-Liquids Fuel Projects. Headwaters Inc. John N. Ward. October 2006.
Elaboración: Propia.*

En la tabla Nº 2.5 la comparación está en función a las características de cada tecnología, según estas la ICL tendría mejor adaptabilidad al mercado peruano debido a que se busca producir diesel a escala moderada y con fuentes de suministro de carbón externos al país; solo para poner en marcha el proyecto debería asegurarse el suministro de carbón de tal forma que cubra los requerimientos de inversión de la planta.

La tecnología de ICL ha sido comercialmente probada y existen plantas a escala industrial que operan desde el siglo pasado con resultados exitosos tal como es el caso de Sasol en Sudafrica, en cambio la tecnología DCL no fue todavía probada a escala industrial hasta el año 2009, donde que se puso en marcha una planta de CTL en China (Shenhua Group Corporation, Limited).

Tabla Nº 2.5. Características de la licuefacción directa e indirecta

ASPECTO	DCL	ICL
Calidad del carbón	Se utilizan carbones de bajo rango, bituminosos altos volátiles y sub-bituminosos de bajo contenido de cenizas. Porcentaje óptimo de C entre 77 y 80%.	Cualquier material carbonáceo. Se prefiere carbones pobres y de bajo precio.
Reservas de carbón necesarias	Reservas de 20 a 40 años.	Reservas para un mínimo 40 años.
Experiencia comercial	El tamaño de la planta es importante para la economía del proceso. Tamaño mínimo de 50 MBPD.	Se diseñan plantas desde 2 MBPD integradas con la producción de químicos y generación eléctrica.
Inversión	Alta.	Permite plantas pequeñas o modulares.
Calidad del producto	Mayor porcentaje de aromáticos (potencial cancerígeno). Mayor contenido de heteroátomos (S y N).	Alto contenido de parafinas y olefinas. Menor contenido de heteroátomos.
Eficiencia térmica	Alta. Emisiones de CO ₂ bajas.	Baja. Altas emisiones de CO ₂ .

Fuente: Análisis y evaluación técnica y económica de la producción de combustibles líquidos a partir de carbón para el caso Colombiano. UPME-ANH-Unión Temporal CTL. Setiembre 2007. Elaboración: Propia.

Las diferencias encontradas entre las tecnologías de DCL e ICL sobre la calidad del producto y su capacidad para producir cantidades compatibles al requerimiento del mercado peruano justifican que en el presente trabajo se proponga la construcción de una planta de CTL usando la tecnología de licuefacción indirecta (ICL).

2.3. CONFIGURACIÓN DEL PROCESO DE LICUEFACCIÓN INDIRECTA

Un diagrama típico para la licuefacción indirecta del carbón empleando la síntesis de Fischer-Tropsch es el mostrado en la figura Nº 2.5. Las principales etapas de este proceso son las siguientes:

- Producción de Syngas:

Esta sección de la planta incluye la manipulación, secado y molienda del carbón, seguido por la gasificación. Una unidad de separación de aire provee oxígeno al gasificador. La unidad de limpieza del syngas incluye la

hidrólisis, enfriamiento, despojamiento del agua ácida, remoción del gas ácido y recuperación de azufre. El gas es limpiado a niveles muy bajos de concentración de componentes azufrados para proteger el catalizador de Fischer-Tropsch ubicado aguas abajo. El despojador de agua ácida remueve también amoníaco producido por el nitrógeno contenido en el carbón. El azufre del carbón es convertido a sulfuro de hidrógeno (H_2S) y sulfuro de carbonilo (COS), este último es convertido a H_2S mediante una hidrólisis la cual es recuperado en la etapa de remoción del gas ácido y convertido a azufre elemental en la planta de azufre Claus. El azufre producido es típicamente sólido y de bajo valor como producto.

- Conversión del gas de síntesis:

Esta parte de la planta incluye un lecho de retención de azufre, reactores de conversión del gas, remoción del CO_2 , recuperación de hidrocarburo e hidrógeno, reformación autotérmica y reciclaje del syngas.

El lecho de retención de azufre es muy importante porque protege la conversión catalizada del gas de síntesis, el cual es fácilmente envenenado por trazas de azufre.

El gas de síntesis limpio compuesto de H_2/CO es catalíticamente convertido a combustible líquido usando la reacción de Fischer-Tropsch, los productos obtenidos son hidrocarburos líquidos que con posterior tratamiento se obtienen diesel y nafta de alta calidad.

Catalizadores de hierro o cobalto pueden ser usados en el reactor de síntesis.

La tecnología del reactor de lodos del proceso de licuefacción indirecta ha sido comercializada por Sasol en Sudáfrica y está basada en reactores de lecho fijo y lecho fluidizado.

El syngas no convertido y los productos formados deben ser separados después de la reacción de síntesis. La remoción del CO_2 puede ser realizada por absorción para luego ser venteadada a la atmósfera o alternativamente puede ser comprimido para usarlo en la recuperación mejorada de petróleo entrampándolo en grandes formaciones geológicas. Esta última opción es la más atractiva debido a que agrega valor a este producto contaminante y reduce en forma significativa el impacto sobre el ambiente.

Un proceso de refrigeración es luego usado para remover el agua e hidrocarburos livianos (principalmente metano, etano y propano) de los productos de síntesis. Los hidrocarburos livianos gaseosos y no convertidos son enviados al proceso de recuperación de hidrógeno.

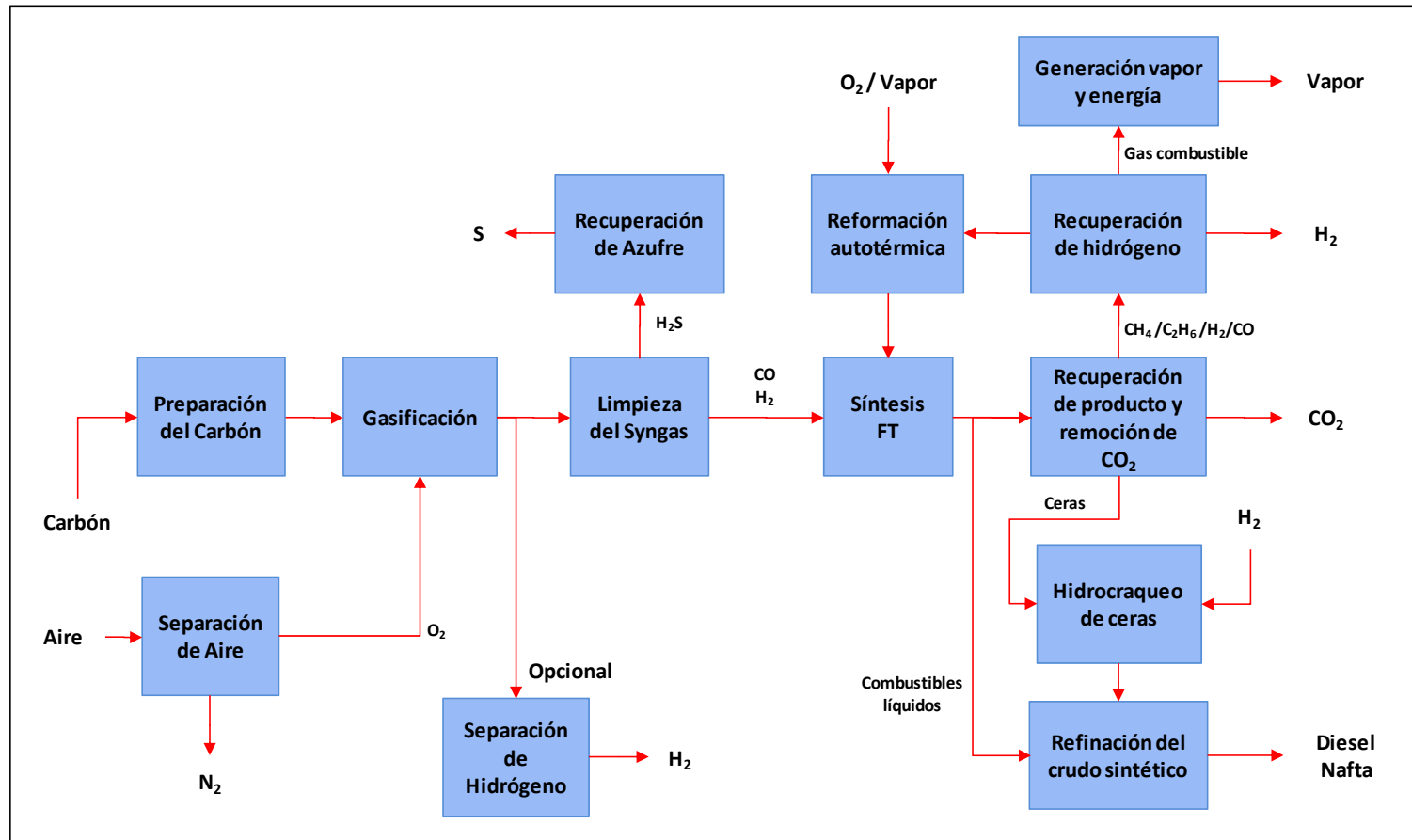
- Mejoramiento del producto

Los líquidos FT son enviados a una unidad de refinación donde se obtendrán productos tales como gasolina y diesel en especificación.

En el diagrama del proceso no se incluyen las instalaciones requeridas para el funcionamiento de la planta tales como tanques, muelle, zona de disposición de escoria, sistemas de agua cruda y de enfriamiento, sistemas de efluentes industriales y otros.

Los productos de la síntesis de FT varían dependiendo de la formulación del catalizador y las condiciones del proceso, por ello el reactor de conversión debe ser diseñado según la necesidad del proceso. La reacción de FT es altamente exotérmica y la remoción del calor es una consideración muy importante a tener en cuenta para el diseño de los reactores.

Figura N° 2.5. Diagrama de flujo de proceso típico de licuefacción indirecta



Fuente: Coal to liquids and gas. Topic paper #18. National petroleum council. Julio 2007.
Elaboración: Propia.

A continuación explicaremos brevemente las dos etapas de conversión fundamentales para la licuefacción del carbón. Estas etapas son la Gasificación y la Síntesis de Fischer-Tropsch.

2.3.1. Gasificación

Es la etapa donde se usa calor, presión y vapor para convertir la materia prima que contiene carbón en gas de síntesis, este gas es una mezcla de monóxido de carbono (CO) e hidrógeno (H₂). El CO y el H₂ son incoloros, inodoros, gases altamente inflamables que pueden ser usados para generar electricidad, químicos, hidrógeno puro y líquidos combustibles. Tienen como co-productos al H₂S, CO₂, minerales del carbón, mercurio, arsénico, cadmio, selenio, etc.

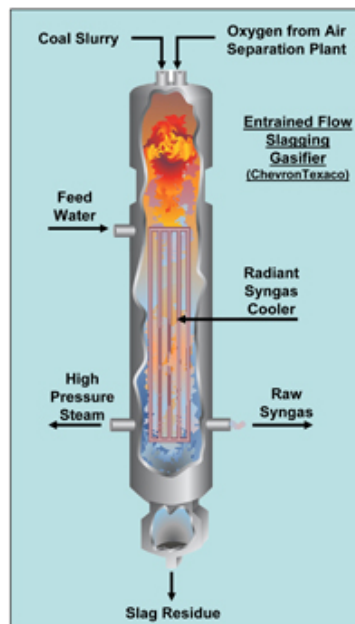
Las condiciones de la gasificación son extremas pudiendo llegar a una presión de 1000 psig y una temperatura de 2600°F. Existen cinco principales ventajas para el uso de la gasificación:

- ✓ Flexibilidad de cargas. La gasificación puede producir syngas no solo a partir del carbón, sino de una gran variedad de cargas con bajo valor carbonaceo como por ejemplo el coke de petróleo (petcoke), combustibles altos en azufre, residuos municipales y biomasa.
- ✓ Flexibilidad de productos. El syngas producido puede ser convertido en variados productos. Estos han sido indicados en la figura N° 2.4.
- ✓ Bajo en emisiones. Los sistemas de gasificación pueden cumplir con las regulaciones ambientales existentes para las emisiones de SO₂, material particulado, componentes tóxicos y otros contaminantes tales como el mercurio, arsénico, selenio, cadmio, etc. Adicionalmente tiene la alternativa de capturar y almacenar el CO₂ en grandes formaciones geológicas.

- ✓ Alta eficiencia. La gasificación puede ser integrada a otras tecnologías para la generación de energía, particularmente en las turbinas de combustión.

La gasificación tiene lugar cuando la carga es preparada y alimentada, en forma seca o como lodo (mezclado con agua), a un gasificador que es un reactor de estructura resistente; la alimentación reacciona con el oxígeno (O_2) a alta temperatura y presión en una atmósfera reducida. Esta condición de trabajo produce syngas y pequeñas cantidades de CO_2 y CH_4 . La alta temperatura del gasificador funde los materiales inorgánicos, este fluido es conocido como Residuo (slag), químicamente es inerte y tiene una variedad de usos en la industria de la construcción. En la siguiente figura esta mostrado el esquema de un gasificador típico.

Figura N° 2.6. Esquema de un gasificador típico



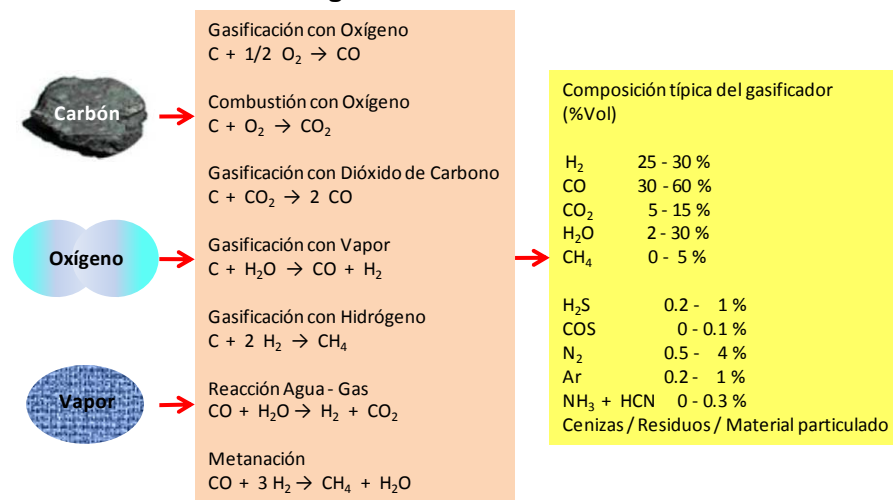
Fuente: Gasification Basis. Internet web page. NETL. USA.
<http://www.netl.doe.gov/technologies/coalpower/gasification/index.html>

Dependiendo del tipo de gasificador puede operar hasta una temperatura de 2600°F y presiones de hasta 1000 psig. Cuando las partículas de la carga se desplazan a través del gasificador ocurren tres procesos térmicos y químicos, las primeras dos son muy rápidas y la tercera es lenta. Los procesos térmicos son:

- Pirolisis. Es la ruptura química de componentes complejos causados por el calor, ocurre en el calentamiento de las partículas. Las sustancias volátiles como el hidrógeno y metano son liberados.
- Oxidación. Es la combustión controlada, los productos volátiles reaccionan con el aire u oxígeno para formar dióxido de carbono y monóxido de carbono. Este tipo de reacción es exotérmica.
- Reducción, el carboncillo reacciona con el dióxido de carbono y vapor para producir monóxido de carbono, hidrógeno y algo de metano. Este tipo de reacción es endotérmica.

El resultado neto de todas las reacciones químicas dentro del gasificador es exotérmico.

Figura Nº 2.7. Proceso de gasificación



Fuente: Gasification Basis. Internet web page. NETL. USA.
www.netl.doe.gov/technologies/coalpower/gasification/index.html

2.3.2. Síntesis de Fischer-Tropsch

Esta síntesis produce hidrocarburos de cadena larga y variables a partir de una mezcla de monóxido de carbono e hidrógeno. La reacción puede realizarse en tres tipos de reactores: Reactor de lecho fluidizado, reactor de lecho fijo y reactores de lodos. El principal mecanismo de la reacción de Fischer-Tropsch es:



La parte - CH₂- es la base para la formación de la cadena de hidrocarburos. Los productos de síntesis y sus nombres comunes son listados en la siguiente tabla:

Tabla Nº 2.6. Productos FT principales y sus nombres comunes

Longitud de cadena	Nombre común
C1-2	Gas combustible
C3-4	GLP
C5-12	Gasolina
C4-10	Nafta
C11-13	Kerosene
C13-17	Diesel
C10-20	Destilados medios
C19-23	Cera suave
C24-35	Cera media
C35+	Cera dura

Fuente: The production of Fischer Tropsch liquids and power through biomass gasification by M. Tijmensen. University of Utrecht. The Netherlands. 2000.

2.3.2.1. Selectividad

Una característica principal de la síntesis de FT es la selectividad del proceso. La probabilidad de crecimiento de la cadena es determinada por la oportunidad de que una cadena carbonada crezca con otro grupo CH₂- o terminaciones. Una alta selectividad de líquidos es necesaria para obtener una máxima

cantidad de cadenas de hidrocarburos. Al mismo tiempo el rendimiento del rango C₁-C₄ decrece con el incremento de la selectividad del C₅₊.

La relación entre la selectividad y el rendimiento de hidrocarburos esta descrita por la distribución Adams-Schulz-Flory (ASF): $\text{Log } C_n = \text{Log } \alpha^{n-1} (1 - \alpha)$, donde α es la probabilidad de crecimiento de la cadena y n la longitud de la cadena.

En la práctica la distribución de productos difiere de la distribución teórica, esto debido a la reinserción de hidrógeno para el crecimiento de las olefinas.

La selectividad es influenciada por varios factores dentro de las cuales está el catalizador (hierro o cobalto), la relación H₂/CO en el syngas, la temperatura, la presión y el tipo de reactor.

2.3.2.2. Relación H₂/CO en la carga de gas

La síntesis de FT usa esta relación dependiendo de la selectividad, cuando $\alpha=0$ entonces H₂/CO=3, cuando $\alpha=1$ entonces H₂/CO=2. La selectividad incrementa con el decrecimiento de la relación H₂/CO porque con menos H₂ es posible terminar con el crecimiento de la cadena. Cuando decrece H₂/CO la actividad del catalizador y la productividad decrecen.

2.3.2.3. Temperatura y presión

El proceso FT es generalmente operado a rango de presiones entre 20 a 40 bares. La temperatura depende del modo de operación, que puede estar entre 180 a 250 °C (para Fischer-Tropsch de bajas temperaturas, LTFT) y desde 300 a 350 °C (para Fischer-Tropsch de altas temperaturas, HTFT). El resultado de incrementar la temperatura del reactor de FT es una baja selectividad. La característica de los productos del HTFT es tener poca cera y más gasolinas,

para el LTFT es tener más ceras o productos pesados. Asimismo altas presiones favorecen la alta selectividad.

La operación de un reactor de FT a óptimas condiciones es muy importante cuando se requiere alta selectividad.

2.3.2.4. Inertes

La cantidad de inertes en el syngas tiene negativa influencia en la selectividad porque baja la presión parcial del H_2 y el CO . Para obtener la misma productividad el syngas necesitará un alto espacio de velocidad lo cual causara una alta caída de presión.

2.3.2.5. Tipo de reactor

2.3.2.5.1. Reactores FT de baja temperatura

Inicialmente fueron reactores de lecho fijo pero estos fueron desplazados por los reactores multi tubulares de lecho fijo y los recientemente desarrollados reactores de lodo "Slurry Phase". A continuación la descripción de cada uno de ellos.

Reactor multi tubular de lecho fijo

Estos reactores están siendo usados por Sasol en su proceso Arge y por Shell en su proceso de Síntesis de Destilados Medios. La reacción de FT tiene lugar sobre un catalizador, en base a hierro (Sasol) o en base a cobalto (Shell), ubicado en un reactor que se asemeja a un intercambiador de calor tubular con el catalizador empacado en los tubos. El calor es removido a través de las paredes de los tubos para generar vapor en el lado coraza del reactor. La interacción entre la generación y remoción de calor a través de las paredes da un perfil de temperaturas radial y axial. Los picos de temperatura axial son

asociados con los altos porcentajes de conversión. En efecto esto significa que en los primeros metros de la longitud del lecho la reacción tiene lugar y que después del pico una pequeña conversión es alcanzada.

Para alcanzar buenas conversiones se requiere altas temperaturas pero esto está sujeto a una temperatura máxima, la selectividad del catalizador es afectada negativamente si se supera esta temperatura y puede ser dañada especialmente en los casos extremos. Por tanto es muy importante tener una eficiente remoción del calor y un control sobre la temperatura de reacción.

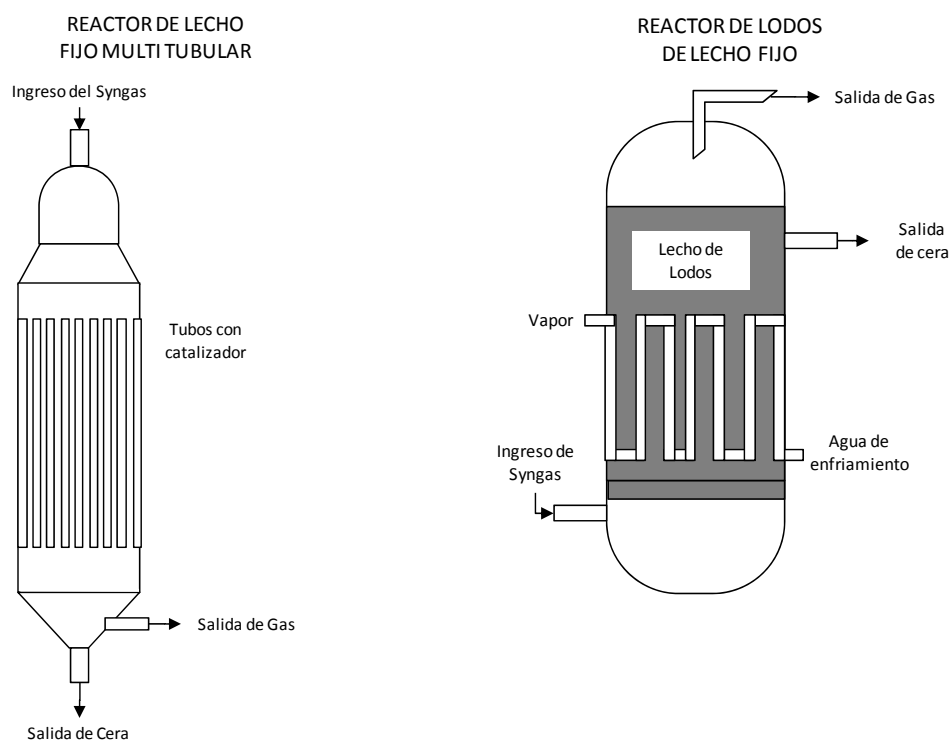
Este tipo de reactores son complejos y caros. Además presenta un factor complicado de operación cuando tiene un catalizador en base a hierro debido a que debe ser reemplazado periódicamente, caso que no ocurre con el catalizador de cobalto que tiene una larga vida y requiere menos reemplazos. En la figura N° 2.8 se muestra un reactor multi tubular típico.

Reactor de lodos "Slurry Phase"

El reactor de lodos consiste en un recipiente conteniendo un lodo compuesto de cera con catalizador en polvo (diámetro 50 – 80 μm) dispersado. El syngas es burbujado a través de este lecho de lodo y es convertido a hidrocarburo. El calor generado pasa a través del lodo hacia un enfriador para generar vapor. Los hidrocarburos livianos en fase vapor son removidos por el tope del reactor. Los hidrocarburos pesados son mezclados en el reactor con el lodo, estos deben ser removidos por un proceso de separación de sólidos. El catalizador precipitado tiende a ser débil, es importante que el catalizador sea lo suficientemente fuerte para prevenir rupturas con lo cual se haría la separación líquido/sólido más dificultosa.

Una característica importante del reactor de lodos es que si hay una buena mezcla se puede operar virtualmente a una temperatura isotérmica. La ausencia de un gradiente radial y axial de temperatura permite un promedio alto de temperatura y por lo tanto altos porcentajes de reacción. La caída de presión a través del reactor es de menos 1 bar.

Figura N° 2.8. Reactores FT de baja temperatura



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

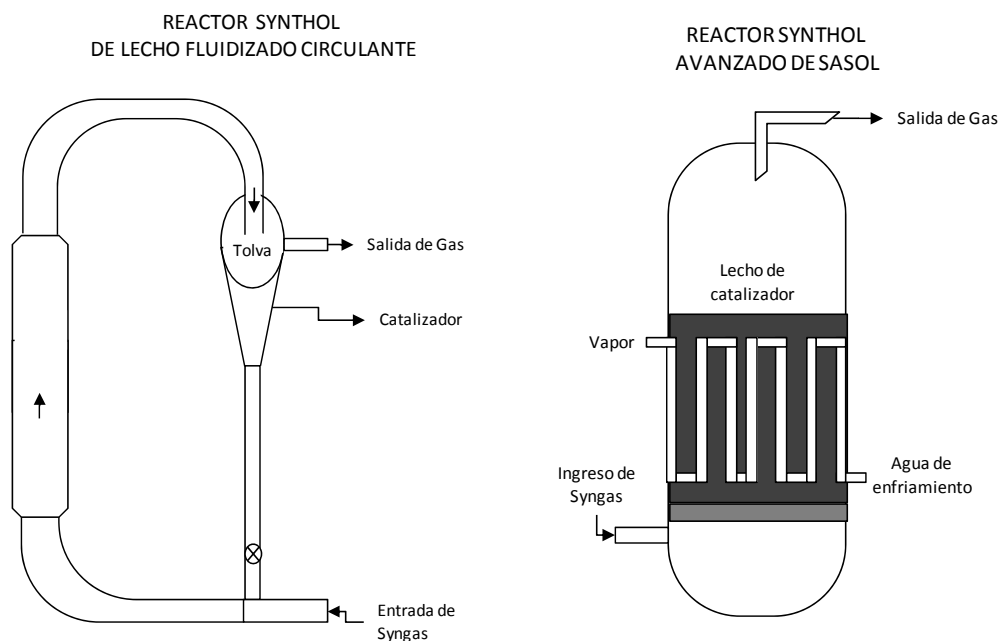
El reactor de lodos permite retirar y reponer catalizador en línea lo cual no es fácil en un reactor multi tubular. Esto es importante en los reactores que usan catalizador en base a hierro debido a que es necesario reemplazarlos periódicamente. La remoción en línea permite reducir costos de mantenimiento. Para el caso del catalizador en base a cobalto, el cual tiene más tiempo de

vida, esto es menos importante pero puede ser usado para regenerar el catalizador.

2.3.2.5.2. Reactores FT de alta temperatura

La síntesis a HTFT fue propuesta con el objetivo de maximizar la producción de gasolinas. El proceso a alta temperatura ha sido operado por Sasol en Sudáfrica desde 1955. Este proceso es llamado Synthol que hace algunos años atrás usaba un reactor de lecho fluidizado circulante; este fue reemplazado por el reactor de Synthol Avanzado de Sasol (SAS).

Figura N° 2.9. Reactores FT de alta temperatura



Fuente: *Development of Fischer Tropsch Reactors*. B. Jager. Sasol Technology Netherlands BV. The Netherlands.
Elaboración: Propia.

Reactor de Synthol Avanzado de Sasol (SAS)

Este reactor es mostrado en la figura N° 2.9 y es un recipiente conteniendo un lecho fluidizado de óxido de hierro. El syngas es burbujeado a través del lecho donde es catalíticamente convertido a hidrocarburo y se encuentra en fase vapor a las condiciones del proceso (340 °C y 25 bar). El producto y el gas no

convertido dejan el reactor con unos ciclones internos. Este reactor es operado de tal manera que los ciclones retienen el catalizador de una manera eficiente. La ventaja que tiene el reactor de Synthol Avanzado es su fácil uso y por bajo costo de operación debido a la eliminación del catalizador reciclado.

En la tabla N° 2.7 se resumen las características de los tipos de reactores usados para la síntesis de FT.

Tabla N° 2.7. Características de los reactores para la síntesis de FT

Proceso FT	Baja Temperatura	Alta Temperatura
Temperatura	180 – 250 °C	330 – 350 °C
Reactor Tradicional	<p>Arge: La reacción es realizada a temperatura baja. No es óptimo el uso de catalizador de Hierro. Reactor tubular de lecho fijo. Difícil cambio de catalizador. Difícil control de la temperatura. Difícil control de la presión que puede afectar el rendimiento si es alto. En operación: Sasolburg,</p>	<p>Synthol: Reacción es realizada a temperatura alta. Es óptimo el uso de catalizador de Hierro. Reactor de lecho circulante. Fácil adición o sustracción de catalizador. Fácil control de la temperatura. Mejor control de la presión En operación: Petro SA</p>
Reactor Moderno	<p>Slurry Phase: Reactor de tres fases. La reacción es realizada a temperatura baja. Fácil control de la presión y temperatura debido a que la mezcla es líquida. Fácil adición o sustracción de catalizador. El diseño es simple. En operación: Sasolburg</p>	<p>Synthol Avanzado: Tiene las mismas ventajas que el reactor Synthol. Reacción es realizada a temperatura alta. Es óptimo el uso de catalizador de Hierro. Consume menos catalizador. Las paredes del reactor se gastan menos. El diseño es mas simple. Reactor de lecho fluidizado En operación: Secunda</p>

Fuente: Sasol Slurry Phase Distillate™ Process. Luis P. Dancuart. III Simposium Internacional de Ingeniería Química. Noviembre 2003.

2.3.2.6. Catalizadores para la síntesis de FT

Los catalizadores usados para la síntesis de Fischer-Tropsch son en base a hierro y cobalto.

El mayor problema con los catalizadores de hierro es que tienden a desactivarse durante la reacción, esto no es debido al fuerte mecanismo de

reacción, sino que la química y morfología del catalizador cambian. La separación de la cera/catalizador es virtualmente imposible si el catalizador tiene tamaños de diámetro del orden de los submicrones. Si se usa un catalizador de hierro en un reactor de lodos "Slurry Phase" deben prevenirse la desactivación y tenerse un diseño de separación.

Muchos catalizadores en base a cobalto han sido desarrollados; como este no forma carburo de cobalto no se tiene problemas de desgaste. El lado negativo del catalizador de cobalto es que es caro en comparación con el de hierro. Las tres propiedades claves que deben ser tomadas en cuenta con los catalizadores FT son el tiempo de vida, actividad y selectividad de productos. En la siguiente tabla se muestran algunos usos de los catalizadores con tecnologías comerciales y a escala piloto.

Tabla Nº 2.8. Recientes tecnologías usadas en la síntesis de FT

Licenciante	Estado	Producción de Syngas	Reactor FT	Catalizador
Sasol	Comercial	Oxidación parcial Steam reforming	CFBR FBR TFBR SBCR	Fe Fe Fe Fe, Co
Shell	Comercial	Oxidación parcial	TFBR	Co
Exxon	Planta piloto	Oxidación parcial catalítica	SBCR	Co
Syntroleum	Laboratorio	Reformación auto térmica	TFBR	?
Energy International	?	Oxidación parcial	SBCR	Co
Rentech	Planta piloto	Oxidación parcial Steam reforming Reformación auto térmica	SBCR	Fe

Fuente: Sasol Slurry Phase Distillate™ Process. Luis P. Dancuart. III Simposium Internacional de Ingeniería Química.

2.3.2.7. Hidrocraqueo

Quando el diesel es requerido como producto final, tienen que hidrocraquearse los productos FT. El hidrógeno es adicionado para romper los dobles enlaces, los líquidos FT son craqueados catalíticamente con hidrógeno. Dependiendo de

las condiciones del craqueo de la cera se obtendrán diesel o kerosene. En la tabla N° 2.9 vemos los distintos rendimientos obtenidos cuando se hidrocraquean los productos FT en los modos de Gasoil y Kerosene.

Los productos FT son totalmente libres de azufre, nitrógeno, níquel, vanadio, asfáltenos y aromáticos los cuales son típicamente encontrados en los hidrocarburos minerales. El diesel FT tiene alto número de cetano y puede ser usado para mejorar la calidad del diesel normal.

Tabla N° 2.9. Condiciones de craqueo de las ceras (wax)

Fracción de producto	Modo Gasoil	Modo Kerosene
Nafta	15%	25%
Kerosene	25%	50%
Gasoil (Diesel)	60%	25%

Fuente: The production of Fischer Tropsch liquids and power through biomass gasification by M. Tijmensen. University of Utrecht. The Netherlands. 2000.

2.4. IMPACTO AMBIENTAL Y SALUD OCUPACIONAL

La industria moderna se orienta a desarrollar sus actividades de acorde con las exigencias medioambientales actuales aplicando el concepto de desarrollo sostenible basado en políticas de gestión ambiental.

El medio ambiente, denominado así al entorno en el cual una organización opera, incluyendo el aire, el agua, el suelo, los recursos naturales, la flora, la fauna, los seres humanos y sus interrelaciones, viene sufriendo desde las últimas décadas deterioros significativos debido a los efectos de la contaminación producida por la actividad humana, algunos ejemplos muy conocidos tenemos: a la disminución de la capa de ozono, efecto invernadero, pérdida de la biodiversidad, contaminación del aire, contaminación del agua, disminución de los recursos naturales, compuestos químicos tóxicos, etc.

2.4.1. Impactos ambientales

A los efectos que pueden producir cambios sobre la naturaleza se les conoce como impactos y estos pueden ser positivos o negativos. Los impactos negativos sobre el medio ambiente son ocasionados debido a la contaminación del aire, agua y tierra con materiales indeseables y en concentraciones que pueden producir efectos nocivos.

2.4.1.1. Contaminación industrial

Es el impacto generado debido a la emisión de sustancias nocivas, tóxicas o peligrosas, directa o indirectamente de las instalaciones o procesos industriales al medio natural. Estas pueden ser:

- Emisiones a la atmósfera
- Vertidos directos al suelo o a cauces de aguas superficiales
- Almacenamientos o disposición de residuos industriales
- Ruidos en el entorno

De acuerdo a la naturaleza del proceso de transformación de carbón a líquidos notamos que los impactos ambientales estarán principalmente dentro de las emisiones a la atmósfera, disposición de residuos sólidos, líquidos y ruidos.

En el apéndice N° 4 se encuentran algunos contaminantes obtenidos de la actividad industrial y sus potenciales efectos.

El efecto invernadero es uno de los más grandes problemas que está produciendo la contaminación en el planeta; este es el incremento de la temperatura de la atmósfera próxima a la corteza terrestre debido a la dificultad de disipar la radiación calorífica, a causa de la presencia gases que favorecen este efecto.

La atmósfera terrestre es transparente a la radiación solar incidente y una pequeña fracción de esta radiación se refleja al espacio, pero la mayoría llega

hasta la superficie terrestre, donde es absorbida y re-emitida en todas direcciones como radiación térmica (infrarroja). La atmósfera contiene gases que no son transparentes a la radiación térmica y como consecuencia se calienta más en presencia de estos “gases de efecto invernadero” (GEI) que actúan como una capa alrededor de la Tierra, de forma semejante a los invernaderos que en el invierno se mantienen suficientemente calientes para permitir el crecimiento de los vegetales y flores fuera de temporada.

Los gases que causan el efecto invernadero son el vapor de agua, dióxido de carbono (CO_2), metano (CH_4), el óxido nitroso (N_2O), ozono troposférico (O_3) y sustancias halogenadas que contienen flúor, cloro o bromo como por ejemplo los clorofluorocarbonos (CFCs) y los hidroclorofluorocarbonos (HCFCs).

También hay gases que si bien no causan directamente el efecto radiactivo contribuyen al calentamiento global y estos gases troposféricos son el monóxido de carbono (CO), dióxido de nitrógeno (NO_2) y el ozono troposférico de bajo nivel. El ozono troposférico es formado por los compuestos orgánicos volátiles (VOCs) y óxidos de nitrógeno (NO_x) en presencia de luz ultravioleta.

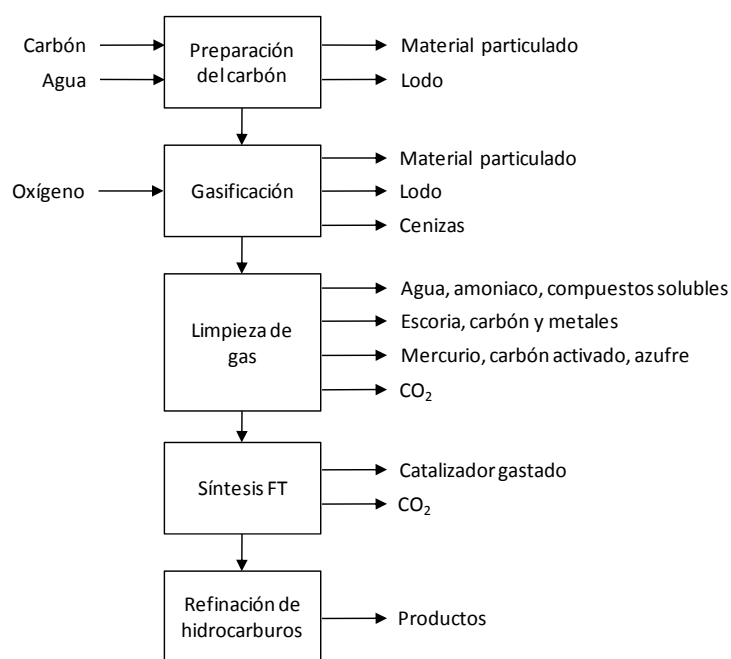
2.4.1.2. Impactos relacionados a la operación de la planta de CTL

Los procesos de gasificación y licuefacción del carbón tienden a generar además de productos hidrocarbonaceos deseados, una variedad de contaminantes, tales como material particulado, aguas contaminadas, trazas de minerales (algunos de los cuales pueden ser peligrosos) y compuestos complejos que contiene heteroátomos.

Los costos de evitar la contaminación del agua, aire y suelo para los procesos de licuefacción del carbón, son relativamente mayores que los asociados a la refinación del petróleo. Aunque las tecnologías para el control de

contaminantes existen, implementarlas para cumplir con los estándares establecidos por la normatividad ambiental puede representar un incremento del 15 al 25% del costo de la planta. A continuación se detallan los contaminantes sólidos, líquidos y gaseosos asociados a la licuefacción del carbón.

Figura N° 2.10. Impactos ambientales producidos en una planta de CTL por licuefacción indirecta



Elaboración: Propia.

Minería

Relacionado indirectamente a la operación de la planta debido a que provee carbón como materia prima para el proceso. Si bien la minería puede considerarse como parte o no de la planta, esto dependerá de su localización. En esencia la minería es una actividad bien desarrollada cuyos impactos ambientales están identificados y existen tecnologías para su control. Los impactos ocasionados sobre esta actividad son:

- Perturbación de los límites de suministro de agua (tanto superficial como acuíferos subterráneos).
- Imposibilidad de restaurar y re-vegetar las áreas explotadas ocasionando la degradación de los suelos intervenidos producto de las excavaciones.
- Destrucción de la fauna silvestre y flora provocando la alteración de ecosistemas naturales, por una deficiente gestión ambiental de las actividades mineras. En los proyectos de minas a cielo abierto se debe tener en cuenta su impacto sobre el paisaje, la fauna y flora y evaluar la factibilidad de recuperación de la zona bajo un plan de manejo ambiental previamente establecido.
- Contaminación atmosférica por la emisión furtiva del material particulado, producto del movimiento de gran cantidad de material estéril.

La actividad de minería para el caso propuesto de construir una planta de licuefacción de carbón en el Perú, no intervendrá debido a que la materia prima será importada desde Colombia, lugar donde a la fecha existen diversas minas que exportan carbón en grandes cantidades.

En el caso que nuestro país consolide y logre certificar reservas suficientes de carbón para llevar a cabo un proyecto de licuefacción deberá considerar los impactos mencionados anteriormente.

Manejo de agua

La mayoría de las plantas de licuefacción de carbón consumen considerables cantidades de agua, aunque es posible lograr un vertimiento cero debido a que puede recircular el agua reciclada y tratada (incluye la desfenolización, despojo de vapores, tratamiento biológico y esterilización).

Los tratamientos del agua reciclada son costosos y consumen energía, incrementan los costos de la planta y reducen la eficiencia térmica del proceso. Esta meta solo es atractiva en regiones donde el agua es escasa o las restricciones para los vertimientos son muy estrictas.

En aquellos lugares donde los suministros de agua no son restringidos, el consumo total de agua y los vertimientos generados por el proceso de licuefacción de carbón son similares a los asociados a una planta de refinación de petróleo de capacidad equivalente. Los principales vertimientos de agua provienen de las torres de enfriamiento, de las calderas y del proceso de purga del sistema y puede contener altas concentraciones de sólidos disueltos y compuestos orgánicos solubles antes del tratamiento de purificación.

Los requerimientos de agua pueden ser reducidos si se emplea enfriamiento con aire.

Dependiendo del tipo de agua manejada en las distintas etapas de la construcción y operación de la planta tendremos los siguientes: Agua potable y agua residual. Las especificaciones de calidad referida a estos tipos de agua se encuentran resumidas en los apéndices N° 5 y 6.

Emisiones gaseosas

Una de las emisiones de mayor proporción obtenida en el proceso de licuefacción del carbón es el CO₂. En los procesos de ICL es fácilmente separado, el cual luego puede ser descargado directamente a la atmósfera o dispuesto por el método de captura y almacenamiento (CCS) en donde el CO₂ es almacenado en grandes formaciones geológicas como reservorios de gas y petróleo para efectos de recuperación secundaria del hidrocarburo.

En la etapa de limpieza del syngas se remueve el H₂S a concentraciones muy bajas (orden de los ppm) para proteger el catalizador de la síntesis de FT, pero

en este caso el gas ácido no puede disponerse a la atmósfera por su alta toxicidad, la eliminación de este contaminante es realizada con su transformación a azufre elemental en el subproceso Claus.

También se han realizado estudios de comparación del nivel de emisiones entre las tecnologías de producción de combustibles vía refinación de petróleo crudo y vía combustibles sintéticos tales como GTL, BTL y CTL, el resultado de la medición del impacto causado por la producción, transporte y uso del combustible líquido es mostrado figura N° 2.11. Las emisiones del proceso GTL son comparables a la de una refinería (+/-5%), las de BTL ofrece una alternativa de menor impacto (-90 a -60%) y las de CTL podrían causar un impacto superior, aproximadamente un +30% respecto al de una refinería si se reducen las emisiones de CO₂ por el método del secuestro y almacenamiento en formaciones geológicas.

Los límites máximos permisibles para las emisiones atmosféricas establecidos en la reglamentación peruana se encuentran en el Decreto supremo N° 015-2006-EM *Reglamento para protección ambiental en actividades de hidrocarburos*, un cuadro resumen de estos límites están en el apéndice N° 7, los valores de referencia fueron tomados de los estándares del Banco Mundial.

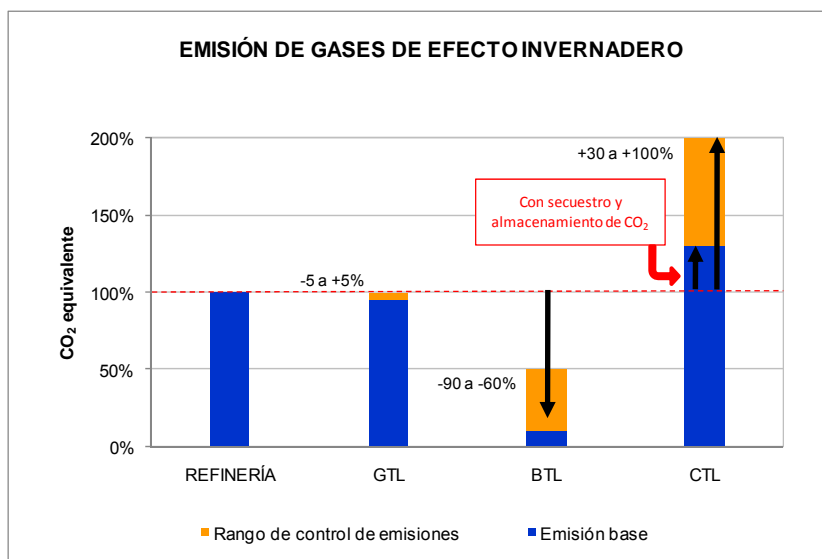
Los sistemas de control de contaminantes para las plantas de CTL son mencionados en la siguiente tabla:

Tabla N° 2.10. Sistemas de control de contaminantes en plantas de CTL para emisiones gaseosas

Contaminante	Tecnología de control	Límites
Azufre	Selexol/Econamine Plus/Sulfinol-M + Claus Plant	99% o $\leq 0.05 \text{ lb}/10^6 \text{ Btu}$
NOx	Low-NOx Burners and N ₂ Dilution	15 ppmvd @ 15% O ₂
PM	Cyclone/Barrier Filter/Wet Scrubber/AGR Absorber	$0.006 \text{ lb}/10^6 \text{ Btu}$
Hg	Activated Carbon Bed	Remoción de 95%

Fuente: *Technical and Economic Assessment of Small-Scale Fischer-Tropsch Liquids Facilities*. DOE/NETL-2007/1253. Febrero 2007.

Figura Nº 2.11. Comparación de emisiones entre la tecnología de CTL y otros



Fuente: Synthetic Fuels: "Driving towards sustainable mobility". ASFE – Alliance for synthetic fuels in Europe.
Elaboración: Propia.

Descarga de sólidos

Las plantas de licuefacción de carbón al igual que las de combustión o gasificación deben disponer los residuos sólidos generados de una manera ambientalmente aceptable.

Los residuos sólidos están compuestos principalmente por las cenizas contenidas en el carbón.

La disposición de las cenizas es efectuada en rellenos sanitarios o sirven como materia prima para la formulación de cementos.

Este desecho sólido puede contener contaminantes tales como arsénico, mercurio, cromo, plomo, selenio, cadmio y boro, los cuales pueden lixiviar a aguas subterráneas y superficiales cuando no son adecuadamente dispuestos, por lo que es recomendable disponerlos en rellenos de seguridad que tengan sistemas de aislamiento, colector y tratamiento de lixiviados y sistemas de monitoreo.

Otros residuos sólidos de menor cantidad pueden ser los catalizadores gastados, lodos del tratamiento de desulfuración de los efluentes gaseosos y lodos del secado de los sedimentos acuosos de la planta de tratamiento de agua. Estos pueden contener cantidades importantes de halógenos y material orgánico soluble, los cuales no son comúnmente inertes y pueden requerir un tratamiento especial antes de su disposición final.

Elementos en el carbón

El número de elementos en el carbón es mucho mayor que en el petróleo, alrededor de 38 elementos diferentes al carbono, hidrógeno y oxígeno, se han identificado en diferentes concentraciones. El comportamiento de estos elementos en el proceso de licuefacción del carbón no está claramente entendido, algunos son volátiles, otros se asocian a los líquidos en el proceso de hidrogenación y otros permanecen como residuo sólido en las cenizas. Los remanentes de mercurio, selenio y arsénico pueden ser atrapados por adsorción con carbón activado.

2.4.1.3. Impacto ambiental del combustible producido

Los combustibles líquidos FT debido a su naturaleza sintética tienen impactos mínimos y las características principales de estos son:

- Libres de azufre
- Bajo contenido de aromáticos
- Incoloro e inodoro
- Permite reducir significativamente las emisiones de vehículos motorizados (NO_x, SO_x, PM, VOC, CO)
- Contribuye a sustituir el petróleo crudo

2.4.1.4. Índices de impacto ambiental

El manejo de índices para el control de impactos ocasionados por la producción de combustibles FT en un proceso CTL servirá para cuantificar la eficiencia del funcionamiento de la planta de procesamiento. Los índices propuestos son:

- Masa CO₂ producido / Masa carbón procesado
- Masa Azufre producido / Masa carbón procesado
- Masa Cenizas producido / Masa carbón procesado
- Porcentaje de producción de CO₂ en el reactor de síntesis FT
- Rendimiento total de productos (Bbl/t)
- Consumo de agua / Carbón procesado

2.4.2. Salud ocupacional

2.4.2.1. Ruido

La minería, el transporte y reducción de tamaño del carbón son operaciones particularmente ruidosas y se debe tener cuidado en el diseño para reducir el nivel del ruido de estas operaciones a lo aceptado por las normas de seguridad y salud ocupacional. Por lo demás, el ruido generado en el proceso de licuefacción de carbón es similar al de las refinerías de petróleo y no debe causar mayores problemas.

2.4.2.2. Salud

Los estudios de la EPA basados en las emisiones de los hornos de coquización, sugieren que puede haber alrededor de 200 sustancias peligrosas en las emisiones de los procesos de licuefacción.

Estudios específicos de las propiedades cancerígenas de los líquidos sintéticos fueron desarrollados por el Instituto Nacional del Cancer en USA y se encontró que algunos derivados del proceso Bergius, en la licuefacción directa el carbón

(DCL) resultaron ser potentes generadores de cáncer, tanto por aplicación cutánea como por inyección. En contraste, los productos FT por licuefacción indirecta del carbón (ICL), esencialmente alifáticos, no producen cáncer de piel.

Como se ha visto, los combustibles producidos por la tecnología CTL son bastante limpios que generan bajo nivel de emisiones, por lo que sería una buena alternativa para mejorar la calidad de los combustibles peruanos y disminuir el nivel de emisiones ocasionados en el parque automotor.

2.4.3. Oportunidades de mitigación de impactos

2.4.3.1. Aporte a la industria del cemento

Los residuos sólidos generados en el procesamiento del carbón, constituidos principalmente por cenizas, pueden ser utilizados como materia prima para la elaboración de cemento, agregados en concretos, elaboración de ladrillos y relleno de vías.

2.4.3.2. Aporte al mercado del azufre

El azufre es usado en varios procesos industriales como la producción de ácido sulfúrico para baterías, fabricación de pólvora y vulcanizado del caucho. Los sulfitos se usan para blanquear el papel. El tiosulfato de sodio o amonio se emplea en la industria fotográfica como fijador ya que disuelve el bromuro de plata; y el sulfato de magnesio (sal de Epson) tiene usos diversos como laxante, exfoliante, o suplemento nutritivo para plantas. El azufre es un elemento importante en el agro tanto para ganadería como para agricultura, molido finamente con materiales inertes seleccionados, tiene aplicaciones como fungicida, en la manufactura de fosfatos fertilizantes, acaricida e

insecticida, además de formar parte en los procesos de desarrollo de las plantas por ser un nutriente considerado dentro de los macroelementos requerido por los cultivos para su producción.

Para las plantas el azufre y magnesio son nutrientes esenciales, sin estos los nutrientes NPK no logran su función como principales nutrientes, es uno de los nutrientes esenciales para la producción y la calidad de las cosechas. Es un fungicida nutriente para el control preventivo de hongos con acción acaricida.

El azufre actúa como grupo activo en los ciclos de los hidratos de carbono, y en la formación de los ácidos grasos, además es un constituyente estructural, al igual que el nitrógeno, de varios aminoácidos esenciales.

2.4.3.3. Oportunidades en la extracción de petróleo

Teniendo en cuenta el gran volumen de emisiones de CO₂ generados por el proceso ICL, es posible aprovecharlo para la recuperación secundaria del petróleo en pozos depletados, con el cual a la vez de evitar su emisión a la atmosfera contribuiría a la extracción adicional de petróleo crudo.

CAPITULO 3

DISEÑO Y SIMULACIÓN DE UNA PLANTA DE CTL

3.1. CONSIDERACIONES

3.1.1. Materia prima

En la tabla N° 1.9 y en el apéndice N° 2 se muestran diferentes zonas carboníferas ubicadas en el país de Colombia, estas serían nuestras principales fuentes en cuanto al abastecimiento de la materia prima para el proyecto. También la planta podría ser alimentada parcialmente con carbón proveniente de yacimientos peruanos ubicados en la zona norte del país, pero esto dependerá de las cantidades disponibles en el mercado local.

En el presente estudio elegiremos el yacimiento de Guajira como proveedor principal de carbón para la planta de CTL debido a que posee grandes reservas probadas y asegura su disponibilidad durante la etapa de operación de la planta.

En la tabla N° 3.1 están las características típicas del carbón del yacimiento de Guajira, esta información será utilizada para la simulación del proceso.

3.1.2. Descripción del proceso

El diseño de la planta es realizado considerando que el mercado peruano tendrá un déficit de producción menos consumo de diesel de aproximadamente 8.4 MBPD en los próximos años; este valor corresponde al promedio pronosticado entre los años 2010 al 2018, los cuales serían cubiertos con producto importado en caso no contemos con alternativas para la producción de este combustible. Los valores de déficit de abastecimiento de diesel calculados están en el apéndice N° 31.

Tabla N° 3.1. Características típicas del carbón del yacimiento de Guajira - Colombia

FUENTE	Cerrejón - Guajira - Colombia	
TIPO	Bituminoso alto volátil	
Análisis Próximo (%peso)		
	Base húmeda	Base seca
Humedad	11.9	0.0
Cenizas	6.9	7.9
Material Volátil	35.9	40.8
Carbón Fijo	45.2	51.3
HHV, Btu/lb	11586	13157
Análisis Último (%peso)		
	Base húmeda	Base seca
Humedad	11.9	0
Carbón	66.3	75.23
Hidrógeno	3.6	4.08
Nitrógeno	1.4	1.56
Azufre	0.4	0.49
Cenizas	6.9	7.88
Oxígeno	9.5	10.77
Total	100.0	100.0

Fuente: Análisis y evaluación técnica y económica de la producción de combustibles líquidos a partir de carbón para el caso Colombiano. UPME-ANH-Unión Temporal CTL. Setiembre 2007. Elaboración: Propia.

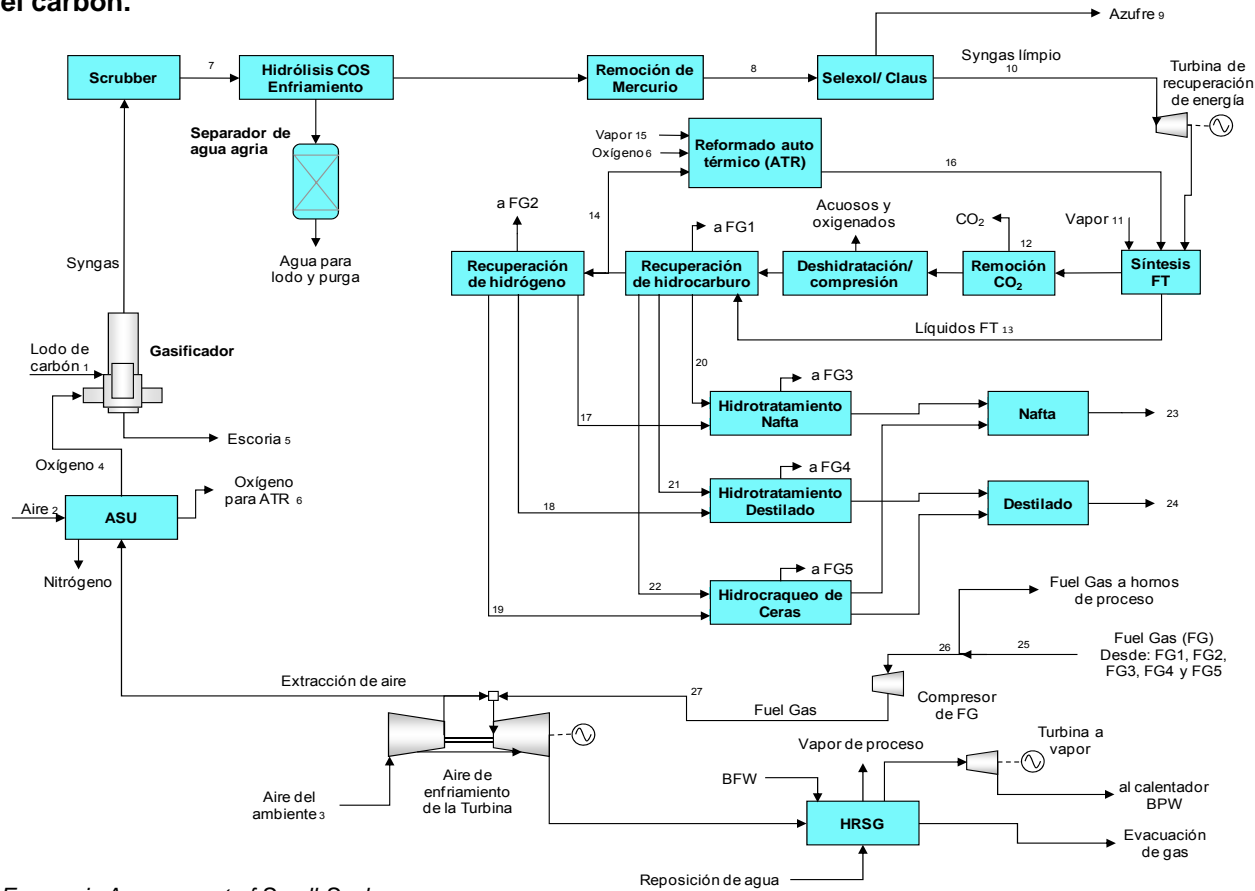
La planta de CTL que a continuación describiremos está referida a la figura N° 3.1 y corresponde al diseño conceptual de la planta desarrollada en la referencia N° 32 de la bibliografía: *Technical and Economic Assessment of Small-Scale Fischer-Tropsch Liquids Facilities. DOE/NETL-2007/1253 (Concept 2: GE Gasifier-Based FT Liquid Production Plant)*, ésta consta de tres principales zonas: gasificación, síntesis de productos líquidos, mejoramiento de productos y servicios auxiliares.

3.1.2.1. Zona de gasificación

Preparación del carbón y el lodo

El carbón ingresa a los alimentadores vibratorios ubicados debajo de cada silo a través de cintas transportadoras y estos a su vez son enviados a un molino

Figura Nº 3.1. Diagrama de flujo de la planta de CTL. Planta de producción de líquidos FT basada en la gasificación del carbón.



Fuente: Technical and Economic Assessment of Small-Scale Fischer-Tropsch Liquids Facilities. Concept 2 - Process Block Flow Diagram. Page 39.DOE/NETL-2007/1253. February 2007.

por cintas inclinadas. El molino tritura el carbón y lo mezcla con agua para formar lodo. El lodo preparado es vertido a un tanque de almacenamiento.

Los tanques de almacenamiento tienen agitadores verticales para mantener el carbón sólido suspendido en el lodo.

El equipo de molienda del carbón y el sistema de preparación de lodos es fabricado de materiales apropiados que resistan el ambiente abrasivo del sistema. Los tanques, agitadores y bombas están forrados con goma. Las tuberías son fabricadas de polietileno de alta densidad.

Gasificación

El lodo de carbón, preparado en el tanque de almacenamiento, es llevado al gasificador mediante una bomba de alta presión que descarga el fluido a un inyector. También ingresa al gasificador oxígeno con un 95% de pureza proveniente de la unidad de separación de aire (ASU); esta unidad abastece adicionalmente al reformador autotérmico FT y a la planta Claus.

La cámara de combustión del gasificador está cubierta con refractario. El lodo de carbón y el oxígeno reaccionan a las condiciones de 815 psia y 1800 °F para producir gas de síntesis (syngas).

El gas de síntesis se compone principalmente de hidrógeno y monóxido de carbono con menor cantidad de vapor de agua, dióxido de carbono y pequeñas cantidades de sulfuros, metano, argón y nitrógeno. El calor en el gasificador licua las cenizas del carbón. Los sólidos fundidos descienden desde el reactor hacia el intercambiador de calor radiante donde se enfrían hasta 1100°F y solidifican los sólidos. El gas de síntesis crudo es amortiguado y enfriado en un baño de agua. Los sólidos se recogen en la parte inferior del gasificador y son removidos periódicamente. El gas de síntesis luego es enviado a un scrubber para eliminar los sólidos arrastrados.

Enfriamiento del syngas

El syngas sale del gasificador a 798 psia y 1800 °F, luego es enfriado a aproximadamente 1100 °F en un intercambiador radiante. El calor residual de este enfriamiento es utilizado para generar vapor de alta presión. En las calderas se produce vapor de agua saturado a 1800 psig. Este vapor forma parte del sistema general de recuperación de calor que proporciona vapor a la turbina. El gas de síntesis crudo es saturado y enfriado en un baño de amortiguación de agua.

Amortiguación del Syngas

La mezcla vapor de agua/syngas entra a la zona de amortiguación para continuar su enfriamiento. El agua eliminada en la amortiguación contiene todos los sólidos que no fueron retirados anteriormente y es enviada posteriormente a un recipiente flash de vacío en la sección de aguas negras.

El sistema eliminación de escorias remueve los sólidos desde el equipo del proceso de gasificación. Los sólidos consisten de una pequeña cantidad de carbón no convertido y prácticamente toda la ceniza presente en la alimentación de carbón.

Despojamiento del agua agria

El despojador de agua agria elimina NH_3 , SO_2 , SO_3 , H_2S , COS y otras impurezas del flujo de residuos del scrubber. El sistema de despojamiento de agua agria consiste en un recipiente que acumula agua del scrubber y condensados desde el enfriador del gas de síntesis. El agua agria fluye desde el recipiente al despojador, el cual consiste en una columna empacada con un calentador de vapor. El gas agrio es despojado del líquido y enviado a la unidad de recuperación de azufre. El remanente de agua se envía al sistema de tratamiento de aguas residuales.

Remoción de Mercurio

La remoción de mercurio es lograda por lechos empacados de carbón e impregnados de azufre. Camas duales de los lechos proporcionan una superficie de 20 segundos de tiempo de residencia para lograr el 95% de reducción de mercurio, además de la eliminación de otros metales pesados volátiles como el arsénico.

Eliminación de gases ácidos

El H₂S es eliminado del gas de síntesis en una unidad Selexol de una sola etapa, que elimina preferentemente H₂S.

El gas de síntesis fresco, seco y libre de partículas entra a la unidad de absorción a aproximadamente 720 psia y 100°F. En este absorbedor el H₂S es eliminado de la corriente de gas de síntesis. La solución rica que sale del fondo del absorbedor es regenerado en un despojador a través de una aplicación indirecta de energía térmica vía condensación a baja presión de vapor en el rehervidor. La corriente de gas ácido despojado es luego enviada a la unidad Claus. El gas dulce del absorbedor pasa por un lecho de óxido de zinc para reducir el contenido de azufre en la carga al reactor de Fischer-Tropsch a menos de un ppb.

3.1.2.2. Zona de síntesis de productos líquidos

Proceso FT

El proceso FT convierte el gas de síntesis a hidrocarburos líquidos a las condiciones de 304 psia y 488 °F.

Las reacciones de síntesis que comúnmente ocurren están mostradas en la siguiente tabla:

Tabla Nº 3.2. Reacciones de la síntesis de Fischer-Tropsch

Reacciones Principales	
Parafinas	$(2n + 1) H_2 + n CO \rightarrow C_nH_{(2n+2)} + n H_2O$
Olefinas	$2n H_2 + n CO \rightarrow C_nH_{(2n)} + n H_2O$
Reacción de desplazamiento agua gas (WGSR)	$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$
Reacciones Secundarias	
Alcoholes	$2n H_2 + n CO \rightarrow C_nH_{(2n+2)}O + (n-1) H_2O$
Reacción Boudouard	$2 CO \rightarrow C + CO_2$
Modificaciones por catalizador	
Oxidación/Reducción del catalizador	$M_xO_y + y H_2 \leftrightarrow y H_2O + x M$
	$M_xO_y + y CO \leftrightarrow y CO_2 + x M$
Formación de un carburo	$y C + x M \leftrightarrow M_xC_y$

Fuente: Kinetic, Selectivity and Scale Up of the Fischer-Tropsch Synthesis by Gerard P. van der Laan. University of Groningen. The Netherlands. 1999.

El catalizador FT en base a hierro también favorece la reacción del agua y gas para producir dióxido de carbono e hidrógeno.

El gas que no reacciona en el reactor de FT es recirculado para maximizar la producción de líquidos.

Los hidrocarburos ligeros que salen del reactor de lodos en fase vapor son enfriados, condensados y recolectados. Los hidrocarburos más pesados son removidos como líquidos del reactor y separados del catalizador suspendido.

El reactor de FT requiere de la continua adición de catalizador nuevo y retiro de catalizador gastado para mantener constante actividad del catalizador. El catalizador nuevo debe ser pretratado en una atmósfera reducida a elevada temperatura para asegurar la adecuada activación. El sistema de pretratamiento del catalizador consiste de un recipiente similar al reactor de lodos, pero sin refrigeración interna.

El calor de reacción generado en el reactor de FT produce vapor de agua en el sistema de tubos de refrigeración internos del reactor. El agua de alimentación de calderas es distribuida entre las calderas y el reactor de FT.

Un ciclón elimina partículas de catalizador arrastrado desde la corriente de vapor de la parte superior del reactor de FT.

El CO₂ de la corriente de vapor es capturado por la torre de absorción con el proceso de remoción de gas de amina acida. El CO₂ separado puede ser venteado o enviado a un sistema de compresión que permita inyectarlo a una formación geológica cercana a la planta.

La corriente de hidrocarburos líquidos que sale del sistema de enfriamiento de los vapores FT se mezcla con el hidrocarburo líquido enfriado y procedente del reactor de FT, la mezcla es enviada para al mejoramiento del líquido para producir nafta y diesel en especificación.

3.1.2.3. Zona de mejoramiento de productos FT

Los productos FT más ligeros son hidrotratados para estabilizarlos y los más pesados son hidrocraqueados para producir combustible diesel.

Los líquidos se dividen en tres corrientes: naftas, destilados y producto pesado (wax). Se utiliza hidrógeno para hidrotratar la nafta, el destilado y para hidrocraquear el producto pesado en nafta y destilado.

El gas residual del líquido producido proporciona combustible para las turbinas de combustión.

3.1.2.4. Zona de servicios auxiliares

Unidad de Separación de Aire (ASU)

La ASU está diseñada para producir O₂ al 95% de pureza, el cual es usado en el gasificador y la planta Claus. La alimentación a la unidad es realizada con un compresor eléctrico centrífugo, alimentado por un sistema prepurificador y enfriado entre etapas.

El aire del prepurificador es dividido en tres corrientes. Alrededor del 70% del aire alimenta directamente a la caja fría y el 25 al 30% del aire es comprimido

en un compresor booster. Este aire comprimido es enfriado luego con agua de refrigeración antes de que se alimente a la caja fría.

Los tres canales de aire son enfriados dentro de la caja fría a temperaturas criogénicas con las corrientes de retorno de oxígeno y nitrógeno en un intercambiador de placas. En el interior de la caja fría, el aire se separa en oxígeno y nitrógeno. El oxígeno es retirado de las columnas de destilación como un líquido y es presurizado por una bomba criogénica. El oxígeno líquido presurizado se vaporiza con la alimentación antes de ser calentado a temperatura ambiente. Esencialmente todo el oxígeno gaseoso es alimentado a los compresores centrífugos con enfriamiento entre cada etapa de compresión y el oxígeno comprimido es luego alimentado a la unidad de gasificación.

Una pequeña cantidad de oxígeno alimenta al reformador autotérmico de la zona FT y a la planta Claus.

El nitrógeno es producido a partir de la caja fría y dividido en dos corrientes. Una pequeña parte del nitrógeno es usado como gas de regeneración para el prepurificador y el resto es venteado a la atmósfera.

Unidad Claus

El gas ácido de la unidad de despojamiento Selexol y el gas agrio recuperado alimentan a la planta Claus. La planta Claus oxida parcialmente el H_2S a azufre elemental. Cerca del 99.6% de azufre es recuperado.

Generación de vapor

Se utiliza el sistema de enfriamiento de productos del reactor de gasificación para generar vapor de alta presión.

También se produce vapor en los sistemas de refrigeración del reactor de FT e intercambiadores de calor.

3.1.3. Asunciones para la simulación del proceso de CTL

El proceso de CTL descrito en la ítem 3.1.2 será simulado con el propósito de obtener los rendimientos aproximados de productos.

La simulación será desarrollada teniendo de modelo el esquema de proceso de CTL detallado en la referencia N° 32 de la bibliografía *Technical and Economic Assessment of Small-Scale Fischer-Tropsch Liquids Facilities. DOE/NETL-2007/1253*. Pág. 39, el cual describe a una planta de CTL para la producción de líquidos FT basada en la gasificación de carbón, las condiciones de operación y composición de las principales corrientes de este esquema serán empleadas para validar los resultados del modelo que construiremos en un simulador comercial.

El software que utilizaremos será el simulador para procesos químicos Aspen Plus®; esta es una herramienta capaz de trabajar con procesos de conversión de carbón y ha sido utilizado desde muchos años atrás en USA para el desarrollo de proyectos de licuefacción de carbón. En el apéndice N° 11 encontraremos una breve introducción de las características del simulador Aspen.

Las asunciones que tendremos en cuenta para la simulación son resumidas en el siguiente cuadro:

Tabla N° 3.3. Asunciones para la simulación de la planta de CTL

Asunciones sobre el proceso	
Preparación del carbón y el lodo	ΔP Reactor DCOMP = 0 psi. Oxígeno disponible de la ASU: 95% O ₂ , 1.8% N ₂ y 3.2% Ar. Uso de las recomendaciones del manual "Aspen Plus Getting Started Modeling Processes with Solids / Modeling coal combustion". Referencia N° 35.
Gasificación	El reactor de gasificación es simulado con el esquema Aspen del apéndice N° 12. ΔP Reactores = 17 psi. ΔP Separador = 17 psi.

Enfriamiento y Amortiguación del Syngas	Enfriadores: $\Delta P = 16.3$ psi. Energía disponible del enfriamiento de la escoria del gasificador sirve para calentar el agua de alimentación al proceso.
Despojamiento de agua agria y eliminación de gases ácidos	El agua se separa en un recipiente flash y la eliminación de los contaminantes ácidos es realizado con un separador de componentes. ΔP Flash y Separador = 17 psi.
Remoción de mercurio	No se considera la remoción de mercurio en el modelo debido a que las cantidades manejadas son de muy bajas concentraciones.
Proceso Fischer-Tropsch	Reactor de FT: Reactor de equilibrio, $\Delta P = -21$ psi., $T=488$ °F.
Mejoramiento de productos	Se representa solamente la obtención de los productos Fischer-Tropsch en Nafta cruda, Destilado crudo y Cera cruda. Los subprocesos de hidrotreamiento de la nafta y diesel y el hidrocrackeo de la cera no serán simulados.
Unidad de separación de aire	No se simula esta subunidad.
Unidad Claus	No se simula esta subunidad.
Generación de vapor	No se simula a detalle, solo se estimará la energía disponible en cada etapa para la generación de vapor.
Intercambiadores de calor, calentadores y enfriadores	$\Delta P = 16.3$ psi.
Bombas	Centrífuga. Eficiencia politrópica: 0.65 y eficiencia mecánica: 1.
Expansores y turbinas	Isentrópica. Eficiencia isentrópica: 0.72 y eficiencia mecánica: 0.98.
Mezcladores y divisores	ΔP Mezcladores = 0 psi.
Asunciones para el almacenamiento de combustibles y otros	
Carbón	Para 30 días
Escoria	Para 30 días
Azufre	Para 30 días
Asunciones sobre el agua potable y residual	
Agua de reposición	Para el proceso puede usarse agua de río o de pozo.
Agua residual del proceso	El agua asociada con la actividad de gasificación será colectada y tratada para su disposición bajo límites permitidos.
Agua residual domestica	Planta incluirá el tratamiento de agua residual doméstica.
Residuo sólido	Se asume la escoria del gasificador como un residuo sólido y está clasificado como residuo no peligroso.

Elaboración: Propia.

3.2. SIMULACIÓN DEL PROCESO

Los pasos que requiere la simulación con el software Aspen Plus están indicas en el apéndice N° 11 y su desarrollo es explicado a continuación:

- *Definir el flowsheet del proceso:* Esta fue realizada en base a la figura N° 3.1, utiliza los equipos de diseño disponibles en el simulador tales como reactores, separadores, mezcladores, intercambiadores, compresores y bombas.

- *Especificar los componentes químicos:* Esto es referido a todos los componentes que utilizaremos a lo largo de toda la simulación, se encuentran detallados en el apéndice N° 16.

Los componentes del tipo Conventional (CONV) y Solid son los que están disponibles en la base de datos de componentes puros los cuales contienen parámetros tales como peso molecular, propiedades críticas, etc.

Los componentes del tipo Nonconventional (NC) son los definidos manualmente para representar las características del carbón (COAL) y de la ceniza (ASH).

La base de datos de componentes empleada en la simulación con Aspen son: PURE20, AQUEOUS, SOLIDS e INORGANIC.

- *Elegir los modelos termodinámicos del banco de Aspen:* En esta parte escogemos los métodos para el cálculo de las propiedades físicas. El conjunto de propiedades empleadas en la simulación están indicadas en el apéndice N° 17, el método elegido es de PENG-ROB que emplea las ecuaciones de estado cúbicas de Peng-Robinson para todas las propiedades termodinámicas excepto para el volumen molar del líquido, el cual es determinado con el Método API para el volumen molar líquido de pseudocomponentes y el Modelo Rackett para componentes reales. Es de esperar resultados razonables cuando usamos la ecuación de estado Peng-Robinson con presiones y temperaturas altas y diferentes a las ideales. Adicionalmente se crea el parámetro no convencional HCOMB que sirve para introducir el poder calorífico del carbón en el simulador y en la parte de propiedades avanzadas se eligen los métodos de cálculo para la entalpia y densidad del carbón y la ceniza.

- Los dos últimos pasos generales para la simulación (*Especificar los caudales de flujo, condiciones termodinámicas y especificar las condiciones de operación*) serán completadas en cada subunidad de la planta.

La simulación de las subunidades de la planta es descrita a continuación:

3.2.1. Simulación de la alimentación de carbón, agua y oxígeno

Esta parte de la simulación consta de un reactor de rendimiento (DCOMP), una bomba (PUMP1) y un mezclador (M1). El objetivo del uso de un reactor de rendimiento es descomponer el carbón en sus elementos constituyentes. El calor de la reacción asociado a la descomposición debe ser considerado en la simulación del reactor de gasificación, el cual se encuentra aguas abajo.

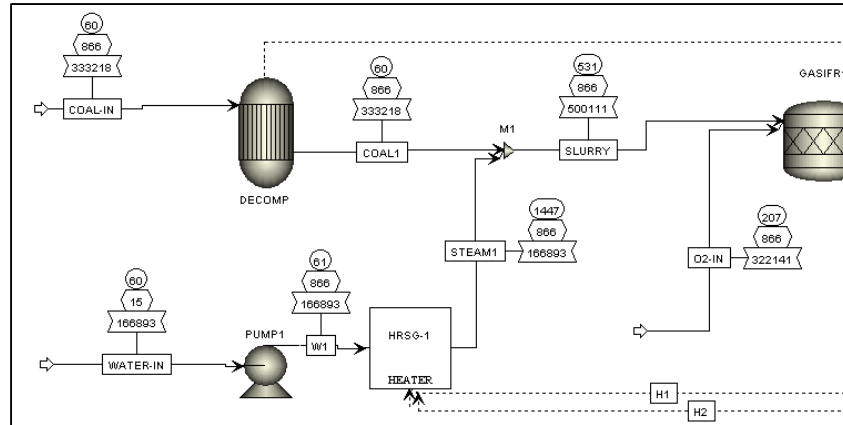
El carbón es representado en la simulación con el nombre "COAL" donde utiliza las propiedades de una corriente no convencional, debido a que la caracterización del carbón en forma sólida dentro del simulador no es posible. Los datos requeridos para la corriente de carbón son los siguientes: Análisis próximo, análisis último y análisis de azufre.

En la figura N° 3.2 está representado la parte gráfica del diagrama de proceso correspondiente a esta sección. Los parámetros y variables utilizadas se encuentran en el apéndice N° 18.1.

3.2.2. Simulación del reactor de gasificación

El reactor de gasificación es simulado con un esquema definido para gasificadores con alimentación de carbón el cual se encuentra en el apéndice N° 13. Este consta de dos reactores estequiométricos (RSTOIC), un reactor de equilibrio (RGIBBS), un separador y un intercambiador de calor.

Figura N° 3.2. Aspen Plus - Alimentación de carbón, agua y oxígeno



Elaboración: Propia.

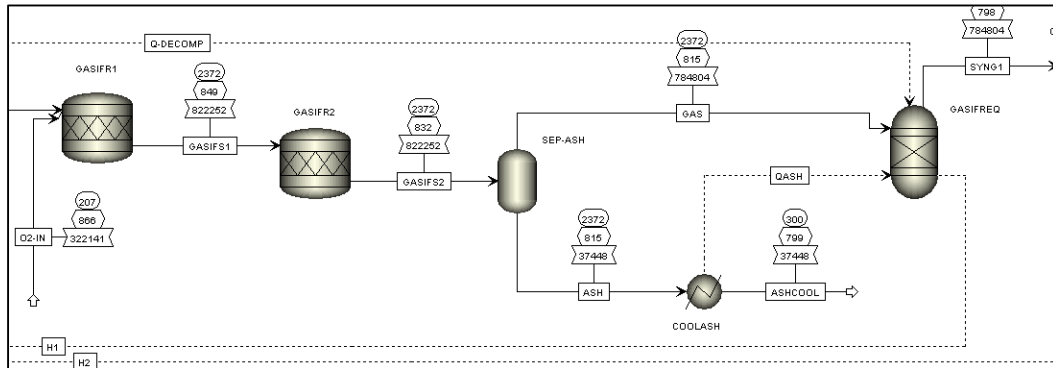
Los componentes separados del carbón (C, N₂, O₂, H₂, S, H₂O y Ash) ingresan al primer reactor estequiométrico, los productos que pueden obtenerse en este reactor son CH₄, C₂H₄, C₁₀H₂₀, C₆H₆, CO, CO₂ e H₂ con las reacciones indicadas en el apéndice N° 18.2. En el segundo reactor estequiométrico tiene lugar la reacción del H₂ y O₂ para formar H₂O; los productos obtenidos en este reactor ingresan a un separador donde la ceniza (Ash) y el carbón no reaccionante salen por la parte baja y los componentes gaseosos por la parte superior. La ceniza y el carbón de los fondos del separador son enfriados a 300 °F, a esta temperatura los componentes de esta corriente están en forma sólida; la energía liberada del enfriamiento parcial es enviada al reactor de equilibrio para establecer un balance energético del gasificador.

Los componentes gaseosos del separador (SEP-ASH) ingresan al reactor de equilibrio (GASIFREQ) para completar la obtención de los productos de la gasificación y mantener los anteriores en un equilibrio químico y de fases, los productos adicionales son COS, H₂S, NH₃, SO₂ y SO₃. El gas que sale del

reactor de equilibrio tiene una presión de 798 psia y 1800 °F. En el proceso de gasificación el 98% del carbón es convertido a productos.

En la figura N° 3.3 están representados las corrientes y equipos correspondientes al proceso de gasificación y en el apéndice N° 18.2. se resumen los datos introducidos al simulador.

Figura N° 3.3. Aspen Plus - Reactor de Gasificación



Elaboración: Propia.

Tabla N° 3.4. Comparación de los resultados a la salida del reactor de gasificación

Referencia	Figura N° 3.1 - Apéndice N° 15	Simulación
Corriente	5	ASHCOOL
Fracción Mol	Escoria	
Ar	0	0
CH ₄	0	0
CO	0	0
CO ₂	0	0
COS	0	0
H ₂	0	0
H ₂ O	0	0
H ₂ S	0	0
N ₂	0	0
NH ₃	0	0
O ₂	0	0
SO ₂	0	0
Total	0	0
Flujo LV (lb/hr)	0	0
Flujo Sólidos (lb/hr)	37461	37448
Temperatura (°F)	300	300
Presión (psia)	798	799

Elaboración: Propia.

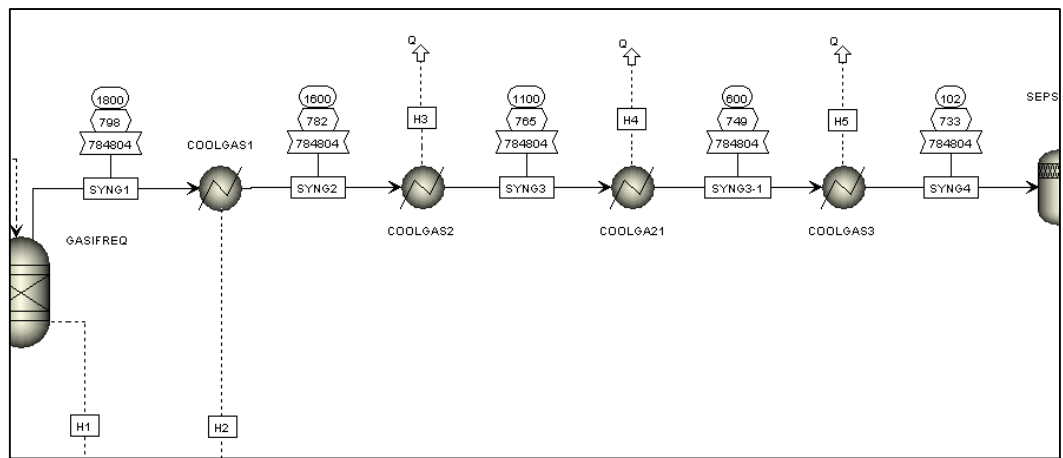
La tabla N° 3.4 muestra las condiciones de presión, temperatura y flujo de la corriente de “escoria” con su equivalente en la simulación ASHCOOL, existe cercanía en los resultados de la simulación.

3.2.3. Simulación del enfriamiento y amortiguación del Syngas

El gas de síntesis obtenido en el gasificador a temperaturas muy elevadas (1800 °F) es enfriado a través de cuatro enfriadores que gradualmente disminuyen la energía calórica para favorecer la separación del agua por condensación. La energía liberada del primer enfriador COOLGAS1 (H2) y la de enfriamiento de escoria del gasificador (H1) es utilizada para calentar el agua de ingreso al sistema de gasificación. Las demás corrientes de energía provenientes de los enfriadores restantes H3, H4 y H5 son utilizados para establecer el balance energético de la planta en la recuperación de calor para la generación de vapor (HRSG).

En el apéndice N° 18.3. encontraremos los datos introducidos en la simulación del sistema de enfriamiento del gas de síntesis.

Figura N° 3.4. Aspen Plus – Enfriamiento y amortiguación del Syngas



Elaboración: Propia.

En la siguiente tabla se muestra la comparación de las características de la corriente enfriada del gas de síntesis; principalmente la composición molar de la corriente simulada SYNG4 es cercana a su equivalente de la figura N° 3.1.

Tabla N° 3.5. Comparación de los resultados luego del enfriamiento del Syngas

Referencia	Figura N° 3.1 - Apéndice N° 15	Simulación
Corriente	7	SYNG4
Fracción Mol	Syngas	
Ar	0.0089	0.0086
CH ₄	0.0006	0.0006
CO	0.4301	0.3653
CO ₂	0.1314	0.1395
COS	0.0003	0.0004
H ₂	0.3433	0.2924
H ₂ O	0.0673	0.1768
H ₂ S	0.0083	0.0076
N ₂	0.0088	0.0086
NH ₃	0.0010	0.0001
O ₂	0	0
SO ₂	0	0
Total	1.0000	1.0000
Flujo LV (lb/hr)	739890	784800
Flujo Sólidos (lb/hr)	0	0
Temperatura (°F)	322	102
Presión (psia)	798	733

Elaboración: Propia.

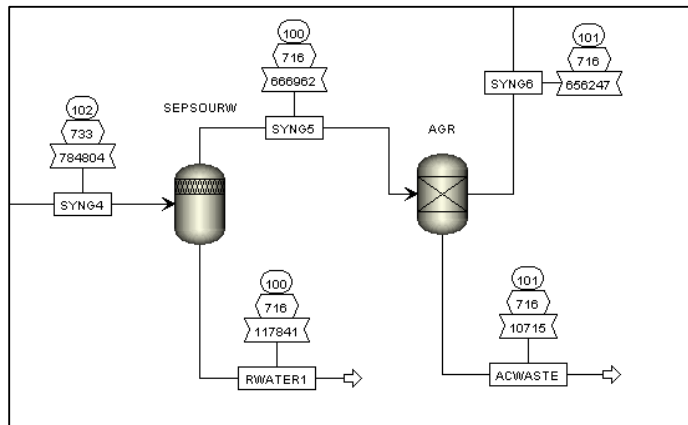
3.2.4. Simulación de la eliminación del agua agría y gases ácidos

En esta parte hacemos uso de dos bloques para la separación de sustancias, el primero (SEPSOURW) es un recipiente flash que sirve para separar el agua agría que contiene disuelto pequeñas cantidades de gas ácido y el segundo es un separador (AGR) de componentes que reemplaza la simulación de una torre contactora en contracorriente con glicol o metanol enfriado los cuales sirven para despojar y limpiar el syngas de H₂S principalmente por un proceso de absorción común. El gas amonio es removido químicamente de la corriente de

syngas cuando entra en contacto con ácido sulfúrico en otro sistema de contacto.

El gas ácido compuesto principalmente de H₂S (corriente ACWASTE de la figura N° 3.5) es enviado a la unidad Claus según se indicada en la referencia de la figura N° 3.1, para la obtención de azufre elemental, esta última no está considerado dentro del alcance de la simulación.

Figura N° 3.5. Aspen Plus – Eliminación del agua agria y gases ácidos



Elaboración: Propia.

En la tabla N° 3.6 tenemos la comparación de las corrientes SYNG5 y SYNG6 con sus equivalentes de nuestra referencia de la figura N° 3.1, vemos que las composiciones principalmente son cercanas e indican que el modelo esta de acorde con el esquema base.

3.2.5. Simulación del reactor de Fischer Tropsch

El gas de síntesis antes de ingresar al reactor de FT, es acondicionado en presión y temperatura para favorecer las condiciones termodinámicas de las reacciones de FT. En la simulación se emplean dos calentadores y dos turbinas

para incrementar la temperatura y bajar la presión del gas de síntesis con la que sale del proceso de remoción de gases ácidos. Las condiciones alcanzadas a las que el reactor de FT opera son 488 °F y 304 psia.

Tabla N° 3.6. Comparación de los resultados en las corrientes de eliminación del agua agría y gases ácidos

Referencia	Figura N° 3.1 - Apéndice N° 15	Simulación	Figura N° 3.1 - Apéndice N° 15	Simulación
Corriente	8	SYNG5	10	SYNG6
Fracción Mol	Syngas		Syngas limpio	
Ar	0.0096	0.0104	0.0100	0.0105
CH ₄	0.0007	0.0008	0.0007	0.0008
CO	0.4602	0.4430	0.4799	0.4474
CO ₂	0.1415	0.1691	0.1115	0.1708
COS	0	0.0005	0	0
H ₂	0.3688	0.3545	0.3871	0.3581
H ₂ O	0.0013	0.0018	0.0009	0.0018
H ₂ S	0.0083	0.0092	0	0
N ₂	0.0094	0.0105	0.0099	0.0106
NH ₃	0.0002	0.0001	0	0
O ₂	0	0	0	0
SO ₂	0	0	0	0
Total	1.0000	0.9999	1.0000	1.0000
Flujo LV (lb/hr)	694234	666960	622347	656250
Flujo Sólidos (lb/hr)	0	0	0	0
Temperatura (°F)	102	100	112	100
Presión (psia)	720	716	719	699

Elaboración: Propia.

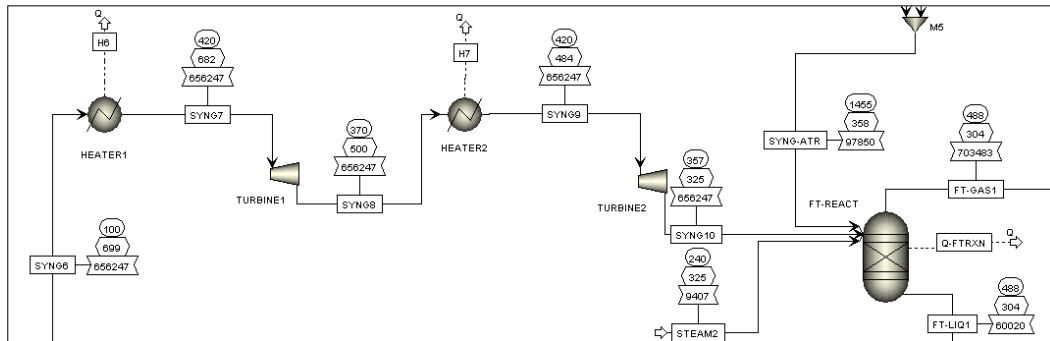
Adicionalmente el reactor de FT recibe las corrientes de syngas procedente de la reformación autotérmica del gas de reciclo (SYNG-ATR) y vapor a 240 °F y 325 psia para incrementar el rendimiento de la formación de hidrocarburos.

En el modelo del reactor de FT se emplea un reactor de equilibrio con separación de las fases gas y líquido, los cuales están compuestos por hidrocarburos parafínicos, olefínicos y alcoholes. Asimismo para la generación de cada componente se consideraron reacciones independientes con una constante específica de la extensión de reacción para encontrar los

rendimientos adecuados del reactor de FT. En el apéndice N° 18.5. están descritas a detalle la información utilizada en esta parte de la simulación.

En la figura N° 3.6 veremos la constitución de las corrientes y unidades en el software para simulación de los productos FT.

Figura N° 3.6. Aspen Plus – Reactor de Fischer-Tropsch



Elaboración: Propia.

La verificación de la consistencia de los resultados obtenidos en el reactor de síntesis FT-REACT fue realizado mediante la comparación de la calidad de sus productos; debido a que no contamos con los datos de las corrientes de gas y líquidos obtenidos en el reactor de FT de la referencia (figura N° 3.1), se tuvo que considerar un sistema de balance para obtener una composición aproximada a la salida del reactor, en la figura N° 3.7 mostramos el sistema considerado y las corrientes de salida utilizadas para el balance del sistema, estas fueron las siguientes: 12, Acuosos y oxigenados, FG1, 14, FG2, 17, 18, 19, 20, 21 y 22. No se dispone de información de las corrientes “Acosos y oxigenados”, FG1, FG2. En la tabla N° 3.7 esta la comparación de la composición molar a la salida del reactor de FT obtenida de la referencia y con la simulación, observamos la similitud de resultados. La composición basada en la referencia fue calculada considerando que la cantidad de agua a la salida del reactor es igual a la simulación.

Figura N° 3.7. Sistema considerado para obtener los rendimientos del reactor FT

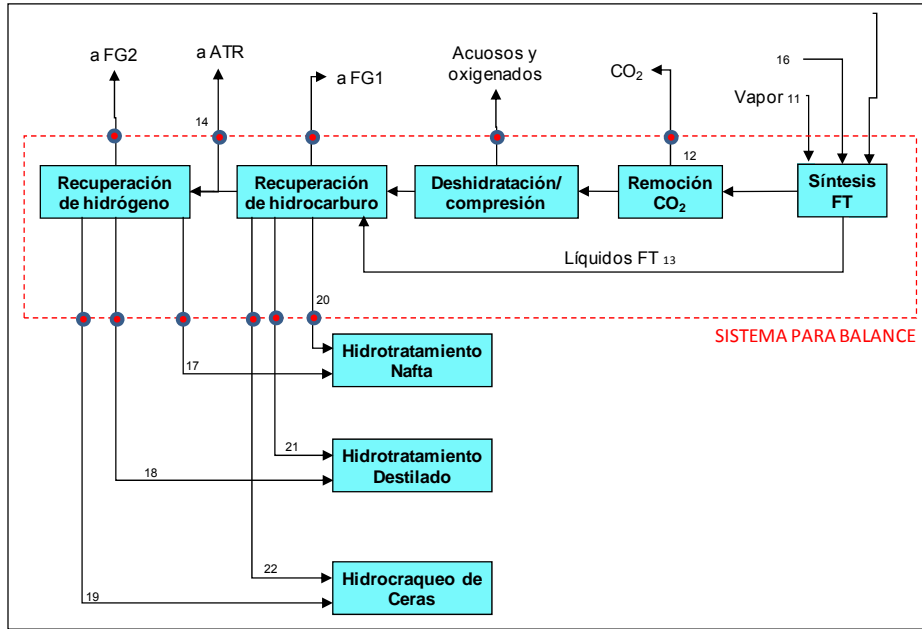


Tabla N° 3.7. Comparación de los productos FT

Referencia	Figura N° 3.1 - Apéndice N° 15	Simulación
Corriente	(12+14+17+18+19+20+21+22)	FT-GAS1 + FT-LIQ1
Fracción Mol	Productos FT	
H ₂	0.180963	0.172022
N ₂	0.078532	0.056208
O ₂	0	0
H ₂ S	0	0
CO	0.016152	0.099495
CO ₂	0.483958	0.441728
H ₂ O	0.207133	0.186211
NH ₃	0	0
COS	0	0
CH ₄	0.009239	0.007684
C ₂ H ₄	0.002792	0.002636
C ₂ H ₆	0.000665	0.000997
C ₃ H ₆	0.000210	0.000307
C ₃ H ₈	0.000029	0.000046
IC ₄ H ₈	0.000000	0.000000
NC ₄ H ₈	0.000013	0.000021
IC ₄ H ₁₀	0.000000	0.000000
NC ₄ H ₁₀	0.000003	0.000004
C ₅ H ₁₀	0.000006	0.000014
NC ₅ H ₁₂	0.000426	0.000597
IC ₅ H ₁₂	0.000000	0.000000
C ₆ H ₁₂	0.001841	0.001887
NC ₆ H ₁₄	0.000552	0.000537
IC ₆ H ₁₄	0.000061	0.000067
C ₇ H ₁₄	0.001425	0.001283
C ₇ H ₁₆	0.000611	0.000529
C ₈ H ₁₆	0.001182	0.000947
C ₈ H ₁₈	0.000507	0.000415

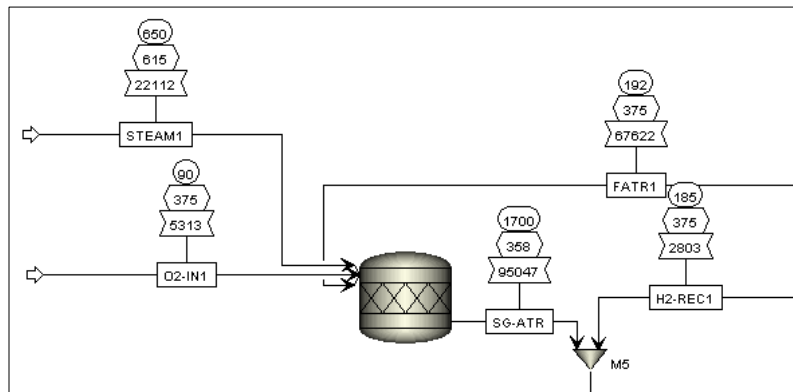
Referencia	Figura N° 3.1 - Apéndice N° 15	Simulación
Corriente	(12+14+17+18+19+20+21+22)	FT-GAS1 + FT-LIQ1
Fracción Mol	Productos FT	
C ₉ H ₁₈	0.000981	0.000786
C ₉ H ₂₀	0.000420	0.000352
C10 - C20 Olefinas	0.004146	0.003805
C10 - C20 Parafinas	0.001777	0.001553
C7-300HC	0	0
3-350HC	0	0
350-5HC	0	0
500+HC	0	0
C7-300HT	0	0
3-350HT	0	0
350-5HT	0	0
500+HT	0	0
OXVAP	0.000000	0.000003
OXHC	0.001742	0.001722
OXH ₂ O	0	0
C21-C29 Mezcla Par	0.001312	0.001683
C30+Ceras	0.003323	0.004668
Total	1.000000	1.000000
Flujo LV (lb/hr)	727028	763500
Flujo Sólidos (lb/hr)	0	0
Temperatura (°F)	488	488
Presión (psia)	304	304

Nota (*) El referencia no se dispone de información para las corrientes: Acuosos y Oxigenados, FG1 y FG2.

3.2.6. Simulación del reactor de Reformación Autotérmica (ATR)

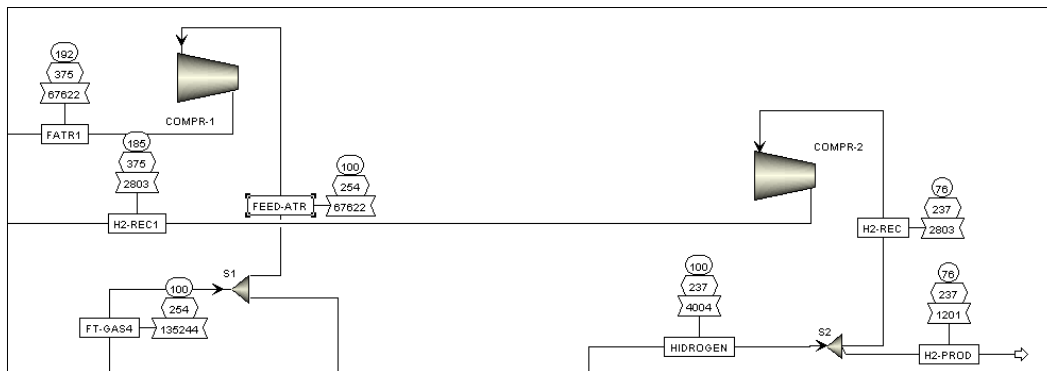
El objetivo de la reformación autotérmica es producir hidrógeno a partir del hidrocarburo contenido en el gas residual usando oxígeno y vapor, la reacción exotérmica tiene lugar en un reactor donde el hidrocarburo es oxidado parcialmente. La simulación de la ATR emplea dos compresores (COMPR-1 y COMPR-2) y un reactor estequiométrico (ATR). Los compresores sirven para llevar parte del gas residual (aproximadamente 50%) al reactor de ATR y gas hidrógeno producido a recirculación (H2-REC) que conjuntamente con el syngas de la unidad ATR (SG-ATR) ingresan al reactor de FT.

Figura N° 3.8. Aspen Plus – Reactor de Reformación Autotérmica (ATR)



Elaboración: Propia.

Figura N° 3.9. Aspen Plus – Reciclo de gas residual e hidrógeno



Elaboración: Propia.

El reactor estequiométrico de ATR asume solo la conversión del gas metano debido a que los hidrocarburos más pesados se encuentran en cantidades pequeñas en la corriente de gas residual. El reactor es alimentado con una corriente de vapor que se encuentra a 650 °F y 615 psia y oxígeno para reaccionar con el metano residual. En el apéndice N° 18.6. esta descrita la información ingresada al simulador.

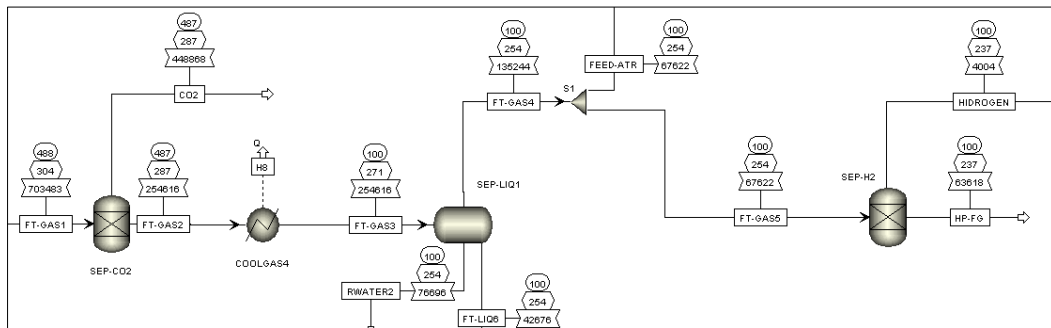
3.2.7. Simulación del fraccionamiento de productos

El fraccionamiento de los productos del reactor de FT esta desarrollado por la separación de las fases gaseosa y líquida que con un enfriamiento previo permite la recuperación de CO₂, agua, e hidrocarburos líquidos.

La separación de la fase gaseosa, representada en la figura N° 3.10, emplea dos separadores (SEP-CO2 y SEP-H2), un enfriador (COOLGAS4), un separador trifásico (SEP-LIQ1) y un divisor de corrientes (S1).

Los separadores representan a las unidades de separación de los componentes CO₂ e H₂. El hidrocarburo líquido recuperado en el separador trifásico (FT-LIQ6) en enviado a mezclarse con la corriente líquida enfriada del reactor FT.

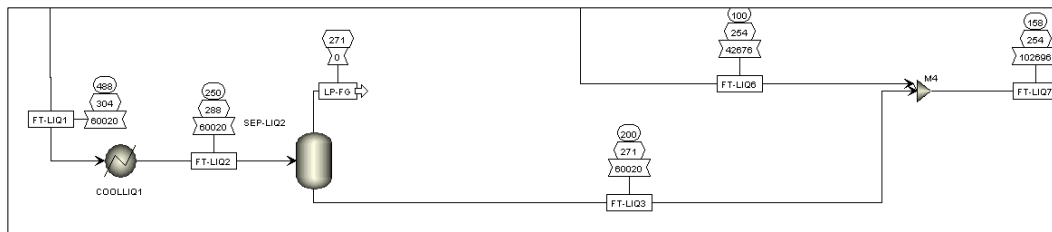
Figura N° 3.10. Aspen Plus – Separación de gas del reactor FT



Elaboración: Propia.

La separación de los líquidos del reactor FT, figura N° 3.11, emplea un enfriador (COOLLIQ1), un separador flash (SEP-LIQ2) y un mezclador de corrientes (M4). El separador flash tiene por función recuperar los componentes livianos que pudiesen ingresar a la corriente líquida, para envíalos al flare.

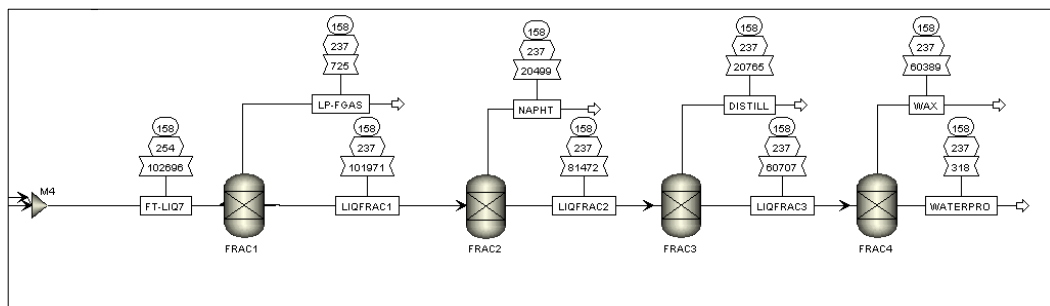
Figura N° 3.11. Aspen Plus – Separación de los líquidos del reactor FT



Elaboración: Propia.

Finalmente tenemos la representación, figura N° 3.12, del fraccionamiento de los productos crudos Nafta (NAPHT), Destilados (DISTILL) y Ceras (WAX), que equivalen a una destilación atmosférica de una refinaría de petróleo. Esta es realizada con cuatro separadores de componentes (FRAC1, FRAC2, FRAC3 y FRAC4) donde cada corte contiene elementos característicos y han sido elegidos de acuerdo a la referencia indicada en la figura N° 3.1.

Figura N° 3.12. Aspen Plus – Fraccionamiento de productos finales



Elaboración: Propia.

3.2.8. Resultados

Los resultados obtenidos en la simulación han sido evaluados por el especialista de procesos de conversión basados en la síntesis de Fischer Tropsch, Luis P. Dancuart de Sasol Technology – R&D Division, quien con sus sugerencias y observaciones ha contribuido a mejorar el modelo utilizado en la presente tesis.

Una de las más importantes variables que tienen que mantenerse en la alimentación del gas de síntesis es la relación H₂/CO que usualmente para el syngas producido a partir de cargas de carbón está entre 0.6 a 1.2. En nuestro caso se ha obtenido una relación H₂/CO de 1.15 calculado con la mezcla de las corrientes de syngas producido por gasificación, reformación autotérmica y reciclo de hidrógeno. En la tabla N° 3.8 están detallados los datos de composición de las corrientes de gas de síntesis.

Tabla N° 3.8. Composición del Syngas producido

COMPOSICIÓN DEL SYNGAS - GASIFICACIÓN

	Lbmol/hr	mol %	MW	Lb/hr	wt %
N ₂	322	1.1%	28.01348	9024	1.4%
H ₂	10913	35.8%	2.01588	21999	3.4%
Ar	320	1.1%	39.948	12796	1.9%
H ₂ O	56	0.2%	18.01528	1002	0.2%
CO	13638	44.7%	28.0104	382006	58.2%
CO ₂	5205	17.1%	44.0098	229056	34.9%
CH ₄	23	0.1%	16.04276	377	0.1%
Otros	0	0.0%	0	0	0.0%
TOTAL	30477	100.0%		656260	100.0%

COMPOSICIÓN DEL SYNGAS - ATR

	Lbmol/hr	Lb/hr	wt %
N ₂	338	9461	9.7%
H ₂	4783	9642	9.9%
Ar	319	12733	13.0%
H ₂ O	12	216	0.2%
CO	51	1424	1.5%
CO ₂	1185	52168	53.3%
CH ₄	0	0	0.0%
Otros	342	12205	12.5%
TOTAL	7030	97849	100.0%

RATIO H₂:CO DEL SYNGAS

	Lbmol/hr	MW	Lb/hr
H ₂	15696	2.01588	31641
CO	13689	28.0104	383430
TOTAL	29385		415071
H₂:CO	1.15		

Elaboración: Propia.

El balance másico de los líquidos del reactor de Fischer-Tropsch muestra que se tiene una producción de hidrocarburos de aproximadamente 76% y 24% de agua. La fracción de hidrocarburos está compuesta de 68% parafinas, 29% olefinas y 3% alcoholes. En la tabla N° 3.9 está detallado el balance del gas de síntesis y los productos obtenidos.

Tabla Nº 3.9. Balance másico de los productos Fischer-Tropsch

	Lb/hr		
	Feed	PrimPrd	Prod
SYNG10	656247		
SYNG-ATR	97850		
STEAM2	9407		
FT-GAS1		703483	
FT-LIQ1		60020	
M/Bal FT Reactor	763504	763503	
CO2			448868
RWATER 2			76696
FEED-ATR			67622
HP-FG			63618
H2-PROD			1201
H2-REC			2803
LP-FG			0
LP-FGAS			725
NAPHTHA			20499
DISTILL			20765
WAX			60389
WATERPRO			218
Total FT Products			763404

	Lb/hr	%
FT Prods	237622	76%
Water Prods	76914	24%
TOTAL	314536	100%

Elaboración: Propia.

3.2.8.1. Validación del modelo simulado

La validación del modelo simulado consta de la comparación de los volúmenes producidos de Nafta, Destilados y Ceras (Wax), la producción total de líquidos obtenidos por simulación tiene una diferencia de aproximadamente 2% respecto a la información de la referencia; consideramos esta desviación aceptable para propósitos de estimación económica de rentabilidad de la planta.

Tabla Nº 3.10. Rendimiento de productos crudos de la planta de CTL

Resultado de la simulación con ASPEN PLUS para validación de modelo:

PRODUCTOS	DENS Lb/ft3	Lb/hr	BPD
NAFTA	42.1945	20499	2077
DESTILADOS	45.6385	20765	1945
WAX	48.3450	60389	5339
TOTAL LIQUIDOS FT			9360

Resultado del documento referencia: Technical and Economic Assessment of Small-Scale FT Liquids Facilities.

PRODUCTOS	DENS Lb/ft3	Lb/hr	BPD
NAFTA	43.0550	21649	2149
DESTILADOS	46.1290	20157	1868
WAX	51.3970	61971	5154
TOTAL LIQUIDOS FT			9171

Elaboración: Propia. Documento citado es mencionado en la bibliografía Referencia Nº 32.

3.2.8.2. Ajuste del modelo para requerimientos del mercado peruano

La simulación de la planta de CTL adecuado a los requerimientos del mercado peruano emplea las consideraciones mencionadas en el ítem 4.1. donde refiere que el déficit consumo menos producción de diesel será aproximadamente de 8.4 MBPD entre los años 2010 al 2018 y existe disponibilidad de carbón importado desde Colombia; para efectos de la simulación emplearemos la calidad del carbón del yacimiento Guajira (Tabla N° 3.1).

Los resultados obtenidos esta resumidos en la tabla N° 3.11. La cantidad de diesel producido alcanza los 4.4 MBPD, los cuales equivalen a cubrir el 52% de la demanda futura.

Tabla N° 3.11. Resumen de ingresos y salidas de la planta de CTL – Caso peruano.

VARIABLES	UNIDAD	CANTIDAD	CORRIENTE EN EL DIAGRAMA DE SIMULACIÓN
Ingreso de carbón	tpd	3627	COAL-IN
Ingreso de agua	tpd	1817	WATER-IN
Ingreso de vapor de agua	tpd	343	STEAM1 (650°F, 615 psia) y STEAM2 (240°F, 325 psia)
Ingreso de oxígeno	tpd	3565	O2IN, O2-IN1
Producción de Syngas	MMSCFD	314	SYNG10 y SYNG-ATR
Producción de Dióxido de Carbono	MMSCFD	95	CO2
Producción de Hidrógeno	MMSCFD	4	H2-PROD
Producción de Azufre elemental	tpd	16	ACWASTE
Producción de Escoria (Cenizas y residuos sólidos)	tpd	297	ASHCOOL
Producción de Nafta mejorada	BPD	3602	-
Producción de Diesel mejorado	BPD	4414	-

Elaboración: Propia.

En el apéndice N° 19 se encuentra el diagrama de flujo correspondiente a la simulación de la planta de CTL para el caso peruano, los bloques y corrientes empleadas en la simulación son mostrados en este gráfico. Asimismo en el apéndice N° 20 se ha colocado el diagrama de la curva TBP de los productos crudos obtenidos (Nafta, Destilado y Cera), los cuales son enviados posteriormente a hidrotatamiento e hidrocrqueo, estos dos últimos subprocesos no forman parte de la simulación.

CAPITULO 4

EVALUACION ECONOMICA

4.1. CONSIDERACIONES

4.1.1. Ubicación de la planta

Es conveniente que la planta de CTL esté ubicada en un sitio cercano a la extracción de la materia prima, en un lugar estratégico para el acopio del mineral, venta de los productos terminados y fácil acceso del transporte.

La localización geográfica será propuesta en base a las zonas carboníferas de Colombia citadas en el capítulo 1 y que pueden verse en el apéndice N° 2 *Mapa de producción de carbón en Colombia*, además tendremos en cuenta las potenciales zonas de explotación de carbón que podrían desarrollarse a gran escala en el Perú y que también se encuentran en el apéndice N° 1 *Mapa de reservas carboníferas del Perú*.

La metodología a usar será la calificación por puntos que se fundamenta en la identificación, calificación y evaluación ponderada de los factores que inciden en la localización del proyecto, luego del cual tendremos un orden de prioridades. A continuación se identifican los factores y subfactores de mayor incidencia sobre el proyecto:

Tabla N° 4.1. Factores y subfactores de localización de planta

N°	Factores	Subfactores
1	Mercado	- Distribución actual y futura de productos. - Distancias y costos de transporte. Productos para consumo y/o refinación. - Precio actual (tendencia) de los productos. - Productos sustitutos.
2	Materia prima	- Cercanos a las fuentes de materia prima con grandes reservas. - Disponibilidad y costos de transporte.
3	Transporte	- Cercanía a refinerías. - Vía terrestre y marina. - Costos de transporte.

4	Mano de Obra	<ul style="list-style-type: none"> - Disponibilidad. - Costo de mano de obra. - Niveles de capacitación. - Comportamientos locales de la mano de obra (social y político).
5	Política ambiental, legal y tributaria	<ul style="list-style-type: none"> - Normas y reglamentos de control ambiental. - Existencia de cuerpos de agua que pueden resultar afectados. - Existencia de comunidades indígenas u otras restricciones gubernamentales y legales para el uso de terrenos. - Regímenes impositivos y regalías.
6	Disponibilidad de servicios básicos	<ul style="list-style-type: none"> - Disponibilidad en cantidad y calidad (agua, energía, etc.). - Régimen tarifario. - Interconexión a red de información nacional e internacional.

Elaboración: Propia.

La evaluación comparativa es realizada en base a un puntaje asignado (P) sobre los subfactores seleccionados, afectado por un peso relativo para obtener una calificación por subfactor (I), la escala de puntuación usada es: Malo=1, Regular=2, Normal=3, Bueno=4 y Muy bueno=5. Los resultados de la calificación de subfactores son mostrados en el apéndice N° 8 y en base a estos resultados se calificaron los factores siguiendo el criterio de puntaje por el peso de cada factor, obteniéndose de esta forma el puntaje final para cada lugar propuesto. Los resultados son mostrados en la siguiente tabla:

Tabla N° 4.2. Calificación de factores para localización de la planta de CTL

N°	Factores	Peso relativo del factor	Alternativas de localización							
			Lima		Ancash		La Libertad		Piura	
			Pi	C	Pi	C	Pi	C	Pi	C
1	Mercado	0.3	3.3	1.0	2.5	0.8	2.5	0.8	3.9	1.2
2	Materia prima	0.3	1.0	0.3	2.0	0.6	3.0	0.9	4.0	1.2
3	Transporte	0.2	3.4	0.7	2.0	0.4	2.0	0.4	4.7	0.9
4	Mano de Obra	0.1	4.3	0.4	3.9	0.4	3.9	0.4	4.0	0.4
5	Política ambiental, legal y tributaria	0.05	2.5	0.1	3.0	0.2	3.0	0.2	3.7	0.2
6	Disponibilidad de servicios básicos	0.05	3.2	0.2	3.0	0.2	3.0	0.2	3.0	0.2
Puntaje promedio por alternativa		1	2.7		2.4		2.7		4.0	

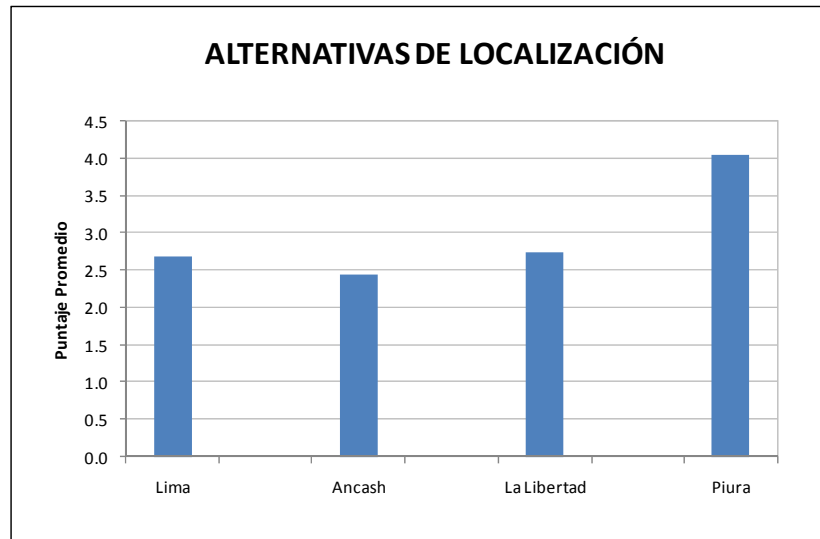
NOTA: Pi = Puntaje calculado en la calificación de subfactores, C = Calificación por factor.

Elaboración: Propia.

El peso relativo sobre el factor o subfactor considera la importancia de cada uno de ellos respecto al desarrollo del proyecto; desde nuestro punto de vista los factores que tienen mayor peso son aquellas que corresponden a las zonas

más cercanas a la materia prima y distribución de productos. En base a esta calificación podemos tener la figura N° 4.1, el cual nos indica que Piura es la mejor opción.

Figura N° 4.1. Alternativas para localización de la planta de CTL



Elaboración: Propia.

Además es factible que los productos de la planta de CTL sean transferidos o vendidos a una refinería para su tratamiento final y comercialización, y considerando la evaluación realizada el área elegida para la construcción de la planta es la ciudad de Talara debido a que en esta se encuentra la refinería estatal más grande del país la cual tiene muchos años de desarrollo industrial y que permitiría con facilidad concretar este proyecto. En el apéndice N° 9 se muestra la ubicación propuesta de la planta de CTL sobre el mapa del Perú. A continuación se describen las características más importantes del área elegida:

Tabla N° 4.3. Características del lugar propuesto para la planta de CTL

Localización	Norte del Perú - TALARA Lon. 81° 16' / Lat. 04° 34'
Topografía	Plano
Transporte	Tierra y Mar
Agua	Mar

Elaboración: Propia.

4.2. COSTOS DE CAPITAL

La estimación de los costos de capital toma en consideración las recomendaciones del Comité Internacional de Estimación de Costos (AACE International Recommended Practice No. 18R-97), el cual es una guía general aplicada a sistemas de clasificación de costos de la industria de procesos. En esta guía existen 5 clases de estimaciones los cuales son mostrados en el apéndice N° 24, para nuestro caso corresponde la clase 5 debido a que el estimado de costo será usado para propósito conceptual y usaremos de base la información de costos publicada en la referencia N° 32 de la bibliografía *Technical and Economic Assessment of Small-Scale Fischer-Tropsch Liquids Facilities* y actualizada a julio del 2009 con los índices de inflación promedios los cuales están mostrados en el apéndice N° 25.

Los factores asociados a la estimación de costos son:

- Costos directos: Costos de equipo, materiales requeridos para la instalación y mano de obra para instalar el equipo y materiales.
- Costos indirectos: Gastos de ingeniería contratista, acarreo de mercadería, seguros e impuestos.
- Contingencias y honorarios: Contingencia y honorario de contratistas.
- Instalaciones auxiliares: Desarrollo del sitio, edificaciones auxiliares, sitios libres y servicios.

En la tabla N° 4.4 están indicados los costos de capital de la planta de CTL, las cifras están expresadas en miles de US\$ y la base de costos esta actualizada al mes de julio del 2009. Se consideró un 26% de contingencia de proyecto sobre el costo total de equipos, materiales y mano de obra y un 25% de contingencia sobre la unidad de síntesis de FT para compensar la incertidumbre restante de la planta.

El costo de capital ha sido diferenciado para los equipos ubicados dentro de los límites de batería de la planta (ISBL) y los de soporte (OSBL).

El monto estimado de la inversión fija de la planta de CTL es de 916.4 MMUS\$.

4.3. COSTOS DE MANUFACTURA

Los factores asociados a la estimación de los costos de manufactura son:

- Costos directos: Aquellos que varían de acuerdo a la tasa de producción.
- Costos Fijos: Factores que no son afectados por el nivel de producción.
- Gastos generales: Costos asociados con la gerencia y actividades administrativas relacionadas no directamente al proceso de manufactura.

En el apéndice N° 26 los tres factores generales mencionados anteriormente son detallados y descritos.

El costo de manufactura es la suma del costo directo, el costo fijo y los gastos generales.

Los valores estimados para el costo de manufactura son mostrados en la tabla N° 4.5.

El monto estimado de manufactura por año es 87.0 MMUS\$.

Tabla Nº 4.4. Costos de inversión para la construcción de una planta de CTL en el Perú

EQUIPOS DE LA PLANTA (ISBL)

Base de costos: Actualizado a Julio del 2009.

N°	N° Apéndice	Descripción	Costo Equipos (1)	Costo Materiales (2)	Mano de Obra (3)		Sub Total (1), (2) y (3)	Ingeniería (4)	Contingencia (5)		Total Miles US\$
					Directa	Indirecta			Proceso	Proyecto	
I1	Ap.7.1.	Manejo del carbón	9,427	1,811	7,586	530	19,355	1,548	-	5,032	25,936
I2	Ap.7.2.	Preparación y alimentación del carbón	14,555	2,956	11,172	782	29,465	2,357	-	7,661	39,483
I3	Ap.7.3.	Alimentación agua	2,819	2,453	2,751	193	8,215	657	-	2,136	11,008
I4	Ap.7.4.1.	Gasificación	77,477	34,048	59,496	4,165	175,186	14,015	-	45,548	234,749
I5	Ap.7.4.2.	Enfriamiento del gas sintético y compresión	34,884	12,618	25,235	1,484	74,222	5,938	-	19,298	99,457
		Otro equipo de gasificación	13,401	15,386	17,382	1,216	47,385	3,791	-	12,320	63,496
I6	Ap.7.5.	Limpieza del syngas	37,203	4,570	36,322	2,543	80,638	6,451	-	20,966	108,054
		Sistemas Fisher-Tropsch	64,160	7,058	12,832	898	84,948	6,796	21,237	22,086	135,067
I7	Ap.7.6.	Turbina de combustión y auxiliares	15,161	-	495	35	15,691	1,255	-	4,080	21,026
		Accesorios	-	81	71	5	158	13	-	41	211
I8	Ap.7.7.	Calderas de recuperación del calor residual	4,365	-	495	35	4,896	392	-	1,273	6,560
		Accesorios del HRSG	423	267	316	22	1,028	82	-	267	1,378
I9	Ap.7.8.	Generador de turbina a vapor	10,362	-	1,284	90	11,736	939	-	3,051	15,726
		Auxiliares de la turbina a vapor	4,258	254	2,105	148	6,765	541	-	1,759	9,065
I10	Ap.7.9.	Sistema de enfriamiento con agua	3,115	1,943	2,734	191	7,983	639	-	2,076	10,698
I11	Ap.7.10.	Recuperación y manejo de escoria	10,578	5,921	10,010	701	27,210	2,177	-	7,074	36,461
COSTO TOTAL ISBL			302,187	89,365	190,288	13,039	594,879	47,590	21,237	154,669	818,375

SOPORTES DE LA PLANTA (OSBL)

Base de costos: Actualizado a Julio del 2009.

N°	Descripción	Costo Equipos (1)	Costo Materiales (2)	Mano de Obra (3)		Sub Total (1), (2) y (3)	Ingeniería (4)	Contingencia (5)		Total Miles US\$
				Directa	Indirecta			Proceso	Proyecto	
O1	Sistema de distribución eléctrica	2,741	1,221	3,084	215	7,261	581	-	1,961	9,803
O2	Instrumentación y control	4,243	641	3,183	223	8,290	663	-	2,238	11,190
O3	Adecuación del terreno	1,958	1,154	4,320	302	7,734	619	-	2,088	10,441
O4	Edificios, estructuras y campamentos	-	2,497	4,050	283	6,831	547	-	1,844	9,222
O5	Almacenamiento de producto terminado (5% Costo Equipos ISBL)	-	-	-	-	15,109	-	-	-	15,109
O6	Sistema contraincendio (5% Costo Equipos ISBL)	-	-	-	-	15,109	-	-	-	15,109
O7	Manejo de residuos sólidos (1% Costo Equipos ISBL)	-	-	-	-	3,022	-	-	-	3,022
O8	Flare (1% Costo Equipos ISBL)	-	-	-	-	15,109	-	-	-	15,109
O9	Laboratorio y área de mantenimiento (1% Costo Equipos ISBL)	-	-	-	-	3,022	-	-	-	3,022
O10	Arranque y operaciones iniciales (1% Costo Equipos ISBL)	-	-	-	-	3,022	-	-	-	3,022
O11	Repuestos (5% Costo Equipos ISBL)	-	-	-	-	3,022	-	-	-	3,022
COSTO TOTAL OSBL		8,941	5,513	14,638	1,024	87,531	2,410	0	8,131	98,072

Elaboración: Propia.

Tabla N° 4.5. Costos de manufactura

N°	Descripción	Consumo			Costo Unitario, US\$	Costo		
		Inicial	Por día	Unidad		Inicial, US\$	Por día, US\$	Por año, MMUS\$
M1	Materia prima							72.69
	Carbón	0	3,627	t	52.30	0	189,717	69.25
	Agua	0	2,160	t	1.31	0	2,835	1.03
	Oxígeno	0	3,565	t	1.09	0	3,899	1.42
	Químicos	-	-	-	-	-	-	-
	Químicos MU & WT	65,858	9,408	lb	0.21	13,686	1,955	0.71
	Carbón (removedor de mercurio)	64,000	117	lb	0.98	63,001	115	0.04
	Catalizador COS	140,000	76	lb	1.00	139,345	76	0.03
	Solución Selexol	130,000	29	gal	15.75	2,047,521	457	0.17
	Solución MDEA	1,872	57	lb	0.97	1,822	55	0.02
	Oxido de zinc	140,000	137	lb	0.22	30,625	30	0.01
	Amoniaco (28% NH3)	0	0	t	228.00	0	0	0.00
M2	Tratamiento de residuos (1% M1)							0.73
M3	Servicios requeridos por el proceso							0
M4	Mano de obra operativa							0.77
M5	Mano de obra de oficina y supervisión (Idem a M4)							0.77
M6	Mantenimiento y reparación							9.03
M7	Suministros de operación							0
M8	Cargas de laboratorio externo							0
M9	Patentes y regalías (1% Costo Equipos ISBL)							3
COSTO DE MANUFACTURA ANUAL, MMUS\$								87.00

NOTA: No se considera costos de Servicios, Suministros de operación, cargas de laboratorio externo, gastos generales, venta y distribución e investigación y desarrollo. El costo de manufactura anual no incluye la depreciación.

Elaboración: Propia.

4.4. RENTABILIDAD DEL PROYECTO

La evaluación de la viabilidad económica de la construcción y operación de una planta de CTL usa las formulas del apéndice N° 27. Los resultados obtenidos se encuentran en la tabla N° 4.6 y tenemos una tasa interna de retorno (TIR) de 12% con los precios actualizados a Julio del 2009.

Tabla Nº 4.6. Evaluación de la rentabilidad de la planta de CTL

CÁLCULO DE FLUJO DE CAJA, MM US\$
VALOR ACTUAL NETO (VAN), TASA DE ÍNDICE DE RETORNO (TIR) Y TIEMPO DE RECUPERACIÓN

AÑO CALENDARIO	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028
Año de operación	-3	-2	-1	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Costo de inversión	137	183	275	321															
Costo de manufactura					87	87	87	87	87	87	87	87	87	87	87	87	87	87	87
Depreciación					92	92	92	92	92	92	92	92	92	92					
Ingresos					277	277	277	277	277	277	277	277	277	277	277	277	277	277	277
Utilidad bruta (UB)					98	98	98	98	98	98	98	98	98	98	190	190	190	190	190
Impuestos (30% DE UB)					29	29	29	29	29	29	29	29	29	29	57	57	57	57	57
Utilidad neta (UN)					69	69	69	69	69	69	69	69	69	69	133	133	133	133	133
FLUJO DE CAJA	-137	-183	-275	-321	160	160	160	160	160	160	160	160	160	160	133	133	133	133	133

Tiempo del proyecto (años): 15

VALOR ACTUAL NETO	TASA DE DESCUENTO	MM US\$
VAN 1	12%	5
VAN 2	15%	-100
VAN 3	20%	-201

TIR, %	12%
--------	-----

TIEMPO DE RECUPERACIÓN, años	6.1
------------------------------	-----

SENSIBILIDAD DEL PROYECTO CON LOS PRECIOS DE NAFTA Y DIESEL

VARIACIÓN	-20%	-15%	-10%	-5%	0%	5%	10%	15%	20%
PRECIO GASOLINA FT (US\$/Bbl)	59.14	62.83	66.53	70.22	73.71	77.62	81.31	85.01	88.70
PRECIO DIESEL FT (US\$/Bbl)	89.04	94.61	100.17	105.74	111.13	116.87	122.43	128.00	133.56
VAN (MM US\$ al 12%)	-163	-121	-79	-37	5	47	88	130	172
VAN (MM US\$ al 15%)	-229	-197	-164	-132	-100	-67	-35	-3	30
VAN (MM US\$ al 20%)	-288	-266	-244	-223	-201	-179	-157	-135	-114
TIR	8%	9%	10%	11%	12%	13%	14%	15%	16%
PAY-OUT TIME (años)	8.2	7.5	7.0	6.5	6.1	5.7	5.4	5.1	4.8

SENSIBILIDAD DEL PROYECTO CON LOS COSTOS DE CARBÓN

VARIACIÓN	-20%	-15%	-10%	-5%	0%	5%	10%	15%	20%
PRECIO MATERIA PRIMA (US\$/t)	41.8	44.5	47.1	49.7	52.3	54.9	57.5	60.1	62.8
VAN (MM US\$ al 12%)	47	36	26	15	5	-6	-16	-27	-38
VAN (MM US\$ al 15%)	-67	-75	-83	-92	-100	-108	-116	-124	-133
VAN (MM US\$ al 20%)	-179	-184	-190	-195	-201	-206	-212	-217	-223
TIR	13%	13%	13%	12%	12%	12%	12%	11%	11%
PAY-OUT TIME (años)	5.7	5.8	5.9	6.0	6.1	6.2	6.3	6.4	6.5

Elaboración: Propia.

CAPITULO 5

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

5.1. CONCLUSIONES

- ✓ Las reservas de carbón en el Perú no se encuentran debidamente cuantificadas para considerarlas en evaluaciones de inversión como la estudiada en el presente trabajo.
- ✓ Las reservas de carbón de Colombia es una fuente potencial de materia prima para construir una planta de CTL en el norte de nuestro país.
- ✓ La cantidad de carbón requerida para 30 años de operación de la planta son 40.0 MM de toneladas métricas para un volumen de producción de 8.016 MBPD de líquidos de Fischer-Tropsch, de esta cantidad puede recuperarse aproximadamente 4.414 MBPD de diesel comercial.
- ✓ La cantidad de diesel producido cubrirá aproximadamente 52% del déficit del mercado peruano.
- ✓ La cantidad aproximada de vapor requerida para el proceso de gasificación y conversión Fischer-Tropsch es 2160 tpd. De todo el proceso es posible recuperar 2341 tpd de agua mediante tratamiento para su reciclo.
- ✓ La producción de dióxido de carbono (CO₂) será de 95 MMSCFD.
- ✓ El total de azufre elemental recuperable del proceso de CTL es 16 tpd y la cantidad de cenizas producidas es 297 tpd.
- ✓ El costo de inversión de la planta de CTL es 916.4 MM US\$, el cual será recuperado en aproximadamente 6 años.
- ✓ La rentabilidad calculada del proyecto TIR es 12 %, bajo condiciones de precios favorables para los productos Nafta y Diesel.

- ✓ El norte del Perú es la zona más apropiada para la construcción de la planta de CTL, debido a que se puede aprovechar las facilidades de la Refinería Talara para la disposición final de los productos, como por ejemplo mezclado, almacenamiento y venta del Diesel y Nafta.

5.2. RECOMENDACIONES

- ✓ El estado peruano a través del Ministerio de Energía y Minas debe promover la búsqueda de reservas probadas de carbón en nuestra región debido a que es una alternativa de abastecimiento energético futuro.
- ✓ Debido a las cantidades de CO₂ que se producen en la operación de una planta de CTL se recomienda considerar su almacenamiento y secuestro en yacimientos depletados del noroeste del Perú.
- ✓ Las plantas de conversión de carbón a líquidos requieren inversiones altas, por lo que sería recomendable que el estado peruano participe como socio de la inversión conjuntamente con capitales extranjeros.
- ✓ La tecnología para la obtención de combustibles sintéticos a través de la síntesis de Fischer-Tropsch están poco estudiadas en el Perú, por lo que sería recomendable continuar con trabajos de investigación similares que promuevan la búsqueda de alternativas viables para la producción de combustibles a partir de fuentes variadas tales como biomasa, gas natural y petróleo pesado.

CAPITULO 6

BIBLIOGRAFÍA

- [1]. BP Statistical Review of World Energy June 2009. British Petroleum.
www.bp.com/statisticalreview
- [2]. Annual Energy Outlook 2009 with projections to 2030. DOE/EIA-0383. USA. March 2009.
www.eia.doe.gov/oiaf/aeo/
- [3]. Libro anual de reservas al 31 de diciembre del 2007. MEM. DGH. Perú. Anuario estadístico de Hidrocarburos 2008. Capítulos 2, 3, 4 y 5. MEM. Plan referencia de Hidrocarburos 2007 al 2016. MEM.
www.minem.gob.pe/
- [4]. Situación Actual y Perspectivas de los Biocombustibles en el Perú. MEM. Diciembre 2007.
www.comunidadandina.org/desarrollo/biocombustibles_peru.pdf
- [5]. Diversificar la matriz energética del Perú por el Dr. Pedro Gamio Aita. MEM. Diciembre 2007.
www.participaperu.org.pe/novedades/seminario_internacional/PEDRO_GAMIO_2.ppt
- [6]. Mercado de Hidrocarburos COMEX-PERU. Repsol YPF. Setiembre 2006.
www.comexperu.org.pe/archivos%5Cforo%5Cforo_28092006/Carlos%20Alfonsi.ppt
- [7]. Visión energética globalizada por Aurelio Ochoa Alencastre. Colegio de Ingenieros del Perú. Julio 2008.
www.cip.org.pe/documentos/documentos/vision-energetica-globalizada.pdf
- [8]. Integración energética en la comunidad andina por Ricardo E. Giesecke. Secretaría General de la Comunidad Andina. 2006.
www.comunidadandina.org
- [9]. Requerimientos del mercado del Biodiesel por Ing. Juan Ortiz Guevara. Osinerg. Agosto 2006.
<http://www.itdg.org.pe/publicaciones/Biodiesel/1/osi.pdf>
- [10]. Chapter 6. World Coal Quality Inventory: Peru. U.S. Geological Survey Open File Report 2006-1241.
www.usgs.gov/
- [11]. Plan Energético Nacional – Contexto y estrategias 2006 al 2025. Ministerio de Minas y Energía. Bogotá – Colombia. Diciembre 2006.
www.minminas.gov.co/minminas/index.jsp?cargaHome=2&id_comunicado=265&opcionCalendar=10

- [12]. Mercado Nacional e Internacional del Carbón Colombiano. Unidad de planeación minero energética. Ministerio de Minas y Energía. Colombia. Marzo 2006.
www.upme.gov.co
- [13]. La Cadena del Carbón Colombiano. El carbón colombiano fuente de energía para el mundo. Unidad de planeación minero energética. Ministerio de Minas y Energía. Colombia. Noviembre 2005.
www.upme.gov.co
- [14]. Génesis del carbón peruano en el marco de la tectónica global por E. Dunin-Borkowski, J. Jacay y J. Sanchez-Izquierdo. FIGMMG. Universidad Nacional Mayor de San Marcos. 2007.
http://sisbib.unmsm.edu.pe/BibVirtualData/publicaciones/geologia/vol10_n19/a01.pdf
- [15]. Análisis y evaluación técnica y económica de la producción de combustibles líquidos a partir de carbón para el caso Colombiano. UPME-ANH-Unión Temporal CTL. Setiembre 2007.
<http://www.upme.gov.co/detalleContract.asp?id=224>
- [16]. Germany's Synthetic Fuel Industry 1927-45 by Anthony N. Strangers. Department of History. Texas A&M University. College Station. Texas. Paper 80a prepared for presentation at the AIChE 2003 Spring National Meeting. New Orleans. LA. April 2003.
www.fischer-tropsch.org/
- [17]. Coal: Liquid fuels. World Coal Institute. October 2006.
www.worldcoal.org
- [18]. Combustibles líquidos sintéticos por J.M. González, R. Ladera, F.J. Pérez, P. Terreros, S. Rojas y L.G. Fierro. Instituto de Catálisis y Petroquímica. CSIC.
www.energetica21.com/articulos/lc/2008/Fierro.pdf
- [19]. Synthetic Fuels: "Driving towards sustainable mobility". ASFE – Alliance for synthetic fuels in Europe.
www.euractiv.com/28/images/asfe_tcm28-153324.pdf
- [20]. Coal to liquids and gas. Topic paper #18. National petroleum council. July 2007.
www.npc.org/Study_Topic_Papers/18-TTG-Coals-to-Liquids.pdf
- [21]. Direct coal liquefaction: Lesson learned by R. Malhotra. SRI International. March 2005.
gcep.stanford.edu/pdfs/RxsY3908kaqwVPacX9DLcQ/malhotra_coal_mar05.pdf
- [22]. Energy Security from Coal. Market Development Update for Coal-to-Liquids Fuel Projects. Headwaters Inc. by John N. Ward. October 2006.
www.futurecoalfuels.org/documents/101706_ward.pdf
- [23]. Coal Conversion Technology by C. Lowell Miller. Office of Fossil Energy. DOE. Washington, D. C. April 2008.
<http://files.asme.org/asmeorg/Communities/Technical/Energy/16088.pdf>

- [24]. Sasol Slurry Phase Distillate™ Process. Luis P. Dancuart. III Symposium Internacional de Ingeniería Química. Lima- Perú. Noviembre 2003.
- [25]. Assessment of technology for the liquefaction of coal. National Research Council, Washington, D.C. AD Hoc Panel on Liquefaction of Coal. December 1977.
www.fischer-tropsch.org/
- [26]. Gasification Systems Technologies. Gasification Basis. Internet web page of NETL National Energy Technology Laboratory. USA.
www.netl.doe.gov/technologies/coalpower/gasification/index.html
- [27]. Development of Fischer Tropsch Reactors. B. Jager. Sasol Technology Netherlands BV. The Netherlands. April 2003.
www.fischer-tropsch.org/primary_documents/presentations/AICHE%202003%20Spring%20National%20Meeting/BJager-DvlpFTReactor.pdf
- [28]. The production of Fischer-Tropsch liquids and power through biomass gasification by Michael JA Tijmensen. University of Utrecht. Department of Technology and Society. The Netherlands. November 2000.
www.senternovem.nl/mmfiles/28380_tcm24-124243.pdf
- [29]. Technical and Economic Assessment of Synthesis Gas to Fuels and Chemicals with Emphasis on the Potential for Biomass-Derived Syngas by P.L. Spath and D.C. Dayton. National Renewable Energy Laboratory. US. Department of Commerce. December 2003.
www.nrel.gov/docs/fy04osti/34929.pdf
- [30]. Kinetics, Selectivity and Scale Up of the Fischer-Tropsch Synthesis by Gerard P. van der Laan. Thesis University of Groningen. The Netherlands. April 1999.
<http://dissertations.ub.rug.nl/FILES/faculties/science/1999/g.p.van.der.laan/titlecon.pdf>
- [31]. The Fischer-Tropsch synthesis: A mechanistic study using transient isotopic tracing. Henricus A. J. van Dijk. Eindhoven: Technische Universiteit Eindhoven. Marzo 2001.
<http://alexandria.tue.nl/extra2/200111083.pdf>
- [32]. Technical and Economic Assessment of Small-Scale Fischer-Tropsch Liquids Facilities. DOE/NETL-2007/1253. February 2007.
www.netl.doe.gov/energy-analyses/pubs/Baseline%20Technical%20and%20Economic%20Assessment%20of%20a%20Commercial%20S.pdf
- [33]. Inventory of U.S. Greenhouse Gas Emissions and Sinks: 1990-2006. EPA. April 2008.
www.epa.gov/climatechange/emissions/usinventoryreport.html
- [34]. Assessment of Technology for the Liquefaction of Coal. National Research Council, Washington D.C. Ad hoc panel on liquefaction of Coal. Diciembre 1977.
www.fischer-tropsch.org/DOE/DOE_reports/12163/fe12163_toc.htm

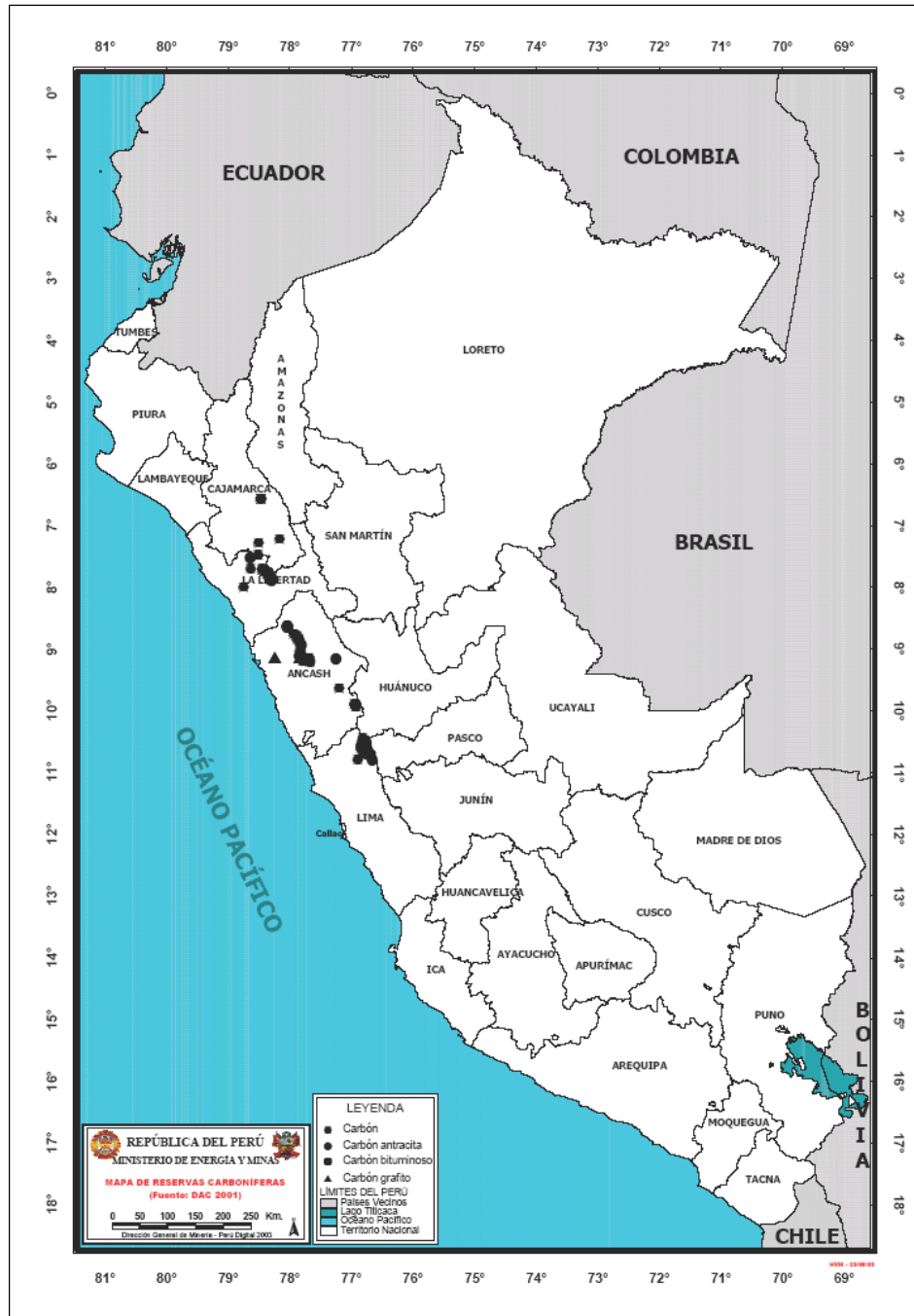
- [35]. Aspen Plus Building and Running a Process Model Getting Started. AspenTech. USA. 1999.
Aspen Plus Getting Started Modeling Processes with Solids. AspenTech. USA. 2006.
Introduction to Aspen Plus®. Based on Aspen Plus® 10.1. December 1999.
www.aspentech.com
- [36]. Fischer-Tropsch Fuels from Coal and Biomass. Thomas G. Kreutz, Eric D. Larson, Guangjian Liu, Robert H. Williams. Princeton Environmental Institute. Princeton University. October 2008.
<http://web.mit.edu/mitei/docs/reports/kreutz-fischer-tropsch.pdf>
- [37]. Aspen Modeling of the Tri-State Indirect Liquefaction Process by R. Barker, J. Begovich, J. Clinton and P. Johnson. Oak Ridge National Laboratory. Tennessee. USA. 1983.
www.ornl.gov/info/reports/1983/3445605445989.pdf
- [38]. Aspen Process Flowsheet Simulation Model of a Battelle Biomass-Based Gasification, Fischer-Tropsch Liquefaction and Combined-Cycle Power Plant. Topical Report 1998. Bechtel. Pennsylvania. USA. 1998.
www.fischer-tropsch.org/DOE/DOE_abs/F/fed_energy_tech/fed_energy_tech_98_10_30.htm
- [39]. Simulation and economic evaluation of coal gasification with syngas reforming process for power production. A thesis of Master of Science in Chemical Engineering by Zachary Hoffman. Louisiana State University. May 2005.
http://etd.lsu.edu/docs/available/etd-03282005-165158/unrestricted/Hoffman_thesis.pdf
- [40]. Introducción a la química ambiental por Stanley E. Manahan. 2007.
books.google.com.pe/books?id=5NR8DIk1n68C&printsec=frontcover
- [41]. Introducción y Planificación de los Sistemas Integrados de Gestión de Medio Ambiente, Seguridad y Salud Ocupacional. Curso de para implementación de sistemas de gestión. Bureau Veritas del Perú. Julio 2006.
- [42]. Synthetic Fuels Handbook. Properties, Process, and Performance by James G. Speight. University of Trinidad and Tobago. McGraw-Hill. 2008.
- [43]. Handbook of Coal Analysis by James G. Speight. Wiley. 2005.
- [44]. Handbook of Alternative Fuel Technologies by S. Lee, J. G. Speight and S. Loyalka. CRC Press. 2007.
- [45]. Gasification 2nd edition by Christopher Higman and Maarten van der Burgt. July 2007.
- [46]. Gasification Technologies. A primer for engineers and scientists by J. Rezaiyan and N. Cheremisinoff. CRC Press. 2005.

- [47]. Fischer-Tropsch Technology by Andre Steynberg and Mark Dry. Elsevier Science & Technology Books. December 2004.
- [48]. Fischer-Tropsch Synthesis, Catalyst and Catalysis by B. H. Davis and M. L. Occelli. Elsevier Science & Technology Books. 2007.
- [49]. Norma Técnica Peruana NTP 321.003.2005. Petróleo y Derivados. Diesel. Especificaciones. 3ra edición. Marzo 2005.
- [50]. Norma Técnica Peruana NTP 321.102.2002. Petróleo y Derivados. Gasolinas uso motor. Especificaciones. 1ra edición. Abril 2002.
- [51]. Decreto supremo N° 025-2005-EM Aprueban cronograma de reducción progresiva de azufre en el combustible diesel N° 1 y 2.
- [52]. Norma Técnica Peruana 214.003.87 y lineamientos de la Superintendencia Nacional de Saneamiento Ambiental (SUNAAS).
- [53]. R.D. N°030-96-EM/DGAA y estándares recomendados por el Banco Mundial.
- [54]. Decreto supremo N° 015-2006-EM Reglamento para protección ambiental en actividades de hidrocarburos.
- [55]. AACE International Recommended Practice No. 18R-97. Cost Estimate Classification System – As Applied in Engineering, Procurement, and Construction for the Process Industries.
- [56]. Plant Design and Economics for Chemical Engineers. Fourth Edition by Max S. Peters and Klaus D. Timmerhaus. 1991.

CAPITULO 7

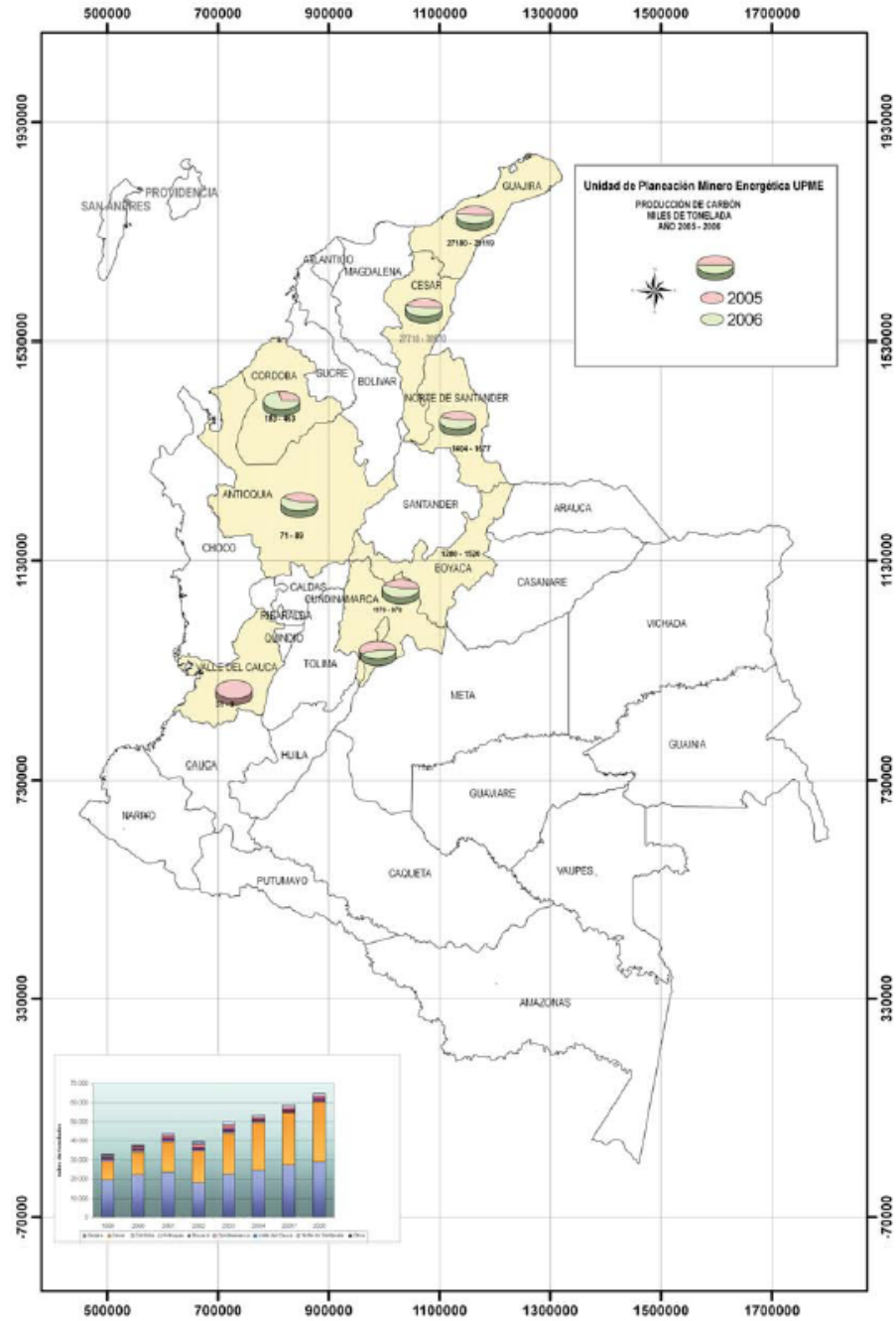
APÉNDICES

Apéndice Nº 1. Mapa de las reservas carboníferas del Perú



Fuente: Ministerio de Energía y Minas. Perú.

Apéndice Nº 2. Mapa de producción de carbón en Colombia. Comparativo años 2005 y 2006



Fuente: Boletín Estadístico de Minas y Energía 2002 – 2007. Ministerio de Minas y Energía. Colombia.
Elaboración: Unidad de Planeación Minero Energética – UPME. Colombia.

Apéndice Nº 3. Características y propiedades del Carbón

Desde el punto de vista geológico el carbón es un sedimento orgánico depositado en cuerpos tabulares o estratos denominados mantos. Es un gel no cristalino, formado a partir de restos vegetales preservados de la oxidación. La materia orgánica, debido al calor interior de la tierra y la presión de las capas sobre yacentes, pierde primero el agua y posteriormente los compuestos volátiles de oxígeno, nitrógeno e hidrógeno, quedándose al final el carbono no combinado y la parte inorgánica no combustible. Este proceso se denomina carbonización y determina el rango de los carbones.

La génesis de los carbones y de sus yacimientos determina sus características como por ejemplo la pureza, composición de las cenizas, ínter estratificación con material estéril, grosores y extensión de los mantos. Otras propiedades de los carbones y de sus depósitos están vinculadas con la historia posterior a la sedimentación. La perturbación tectónica deforma los yacimientos, muele el carbón y lo mezcla con material estéril. La carbonización determina la temperatura de ignición, poder calorífico, velocidad de combustión, propiedades coquificantes, entre otros.

- **Características del carbón**

El carbón en la naturaleza se encuentra conjuntamente con la ceniza, oxígeno, nitrógeno, azufre y gases.

La ceniza es uno de los principales componentes que resta valor al carbón y obliga a su posterior tratamiento, es un material inorgánico e inerte. Aunque cada elemento afecta en distinta forma las características del carbón, en la práctica el elemento más controlado es el contenido de azufre. Las propiedades más importantes del carbón son su poder calorífico, que es la cantidad de calor que libera en la combustión completa por cada unidad de material quemado; la humedad libre e inherente, que afecta directamente los rendimientos de la combustión; y el hinchamiento, particularmente relevante en la coquización.

Componentes del carbón:

Los componentes principales del carbón son: vitreno, clareno, dureno y fuseno.

- a. Vitreno: Es la parte negra, brillante y quebradiza del carbón.
- b. Clareno: Es negro y brillante, pero en menor cantidad que el vitreno.
- c. Dureno: Es el componente mate, gris oscuro, duro y resistente.
- d. Fuseno: Es la parte negra, blanda y polvorosa que tiende a romperse. No es coquizable, por lo cual perjudica el poder aglomerante del carbón.

Contenido de Cenizas:

La ceniza es el material inerte e incombustible del carbón cuyo exceso rebaja el poder calorífico y por tanto disminuye su valor.

El carbón recién extraído de la mina, se compone de una sustancia carbonosa unida a componentes inorgánicos y una cantidad variable de materias terrosas en estado libre.

Oxígeno:

La cantidad de oxígeno presente en el carbón afecta sus propiedades. El aumento de su porcentaje reduce el poder calorífico, y si se trata de carbones grasos disminuye su poder coquizante y conserva un porcentaje más elevado de humedad.

Nitrógeno:

El contenido de nitrógeno en los carbones varía generalmente entre 1 y 2.5%. Si se destila o carboniza el carbón, alrededor del 15% de nitrógeno se transforma en amoníaco, y más del 50% queda retenido en el coque. El nitrógeno del carbón, junto con el nitrógeno del aire para combustión, es el causante de las emisiones de NOx.

Azufre:

Se encuentra en forma de pirita, como compuestos orgánicos y como sulfatos (CaSO_4).

Gases:

El carbón absorbe cantidades considerables de gases, principalmente metano y otros

hidrocarburos saturados. El porcentaje de gas contenido en el carbón y que se desprende bajo temperatura, constituye las materias volátiles.

- **Propiedades del carbón**

Dentro de las propiedades más importantes tenemos las siguientes:

Energía Específica:

La energía específica del carbón también se conoce como poder calorífico o energía térmica. Representa la cantidad de calor que se libera en combustión completa por cada unidad de material quemado. El poder calorífico es una propiedad con grandes variantes entre los carbones, la cual puede influir en forma importante en los requisitos del equipo para manejo y pulverización, así como su almacenamiento.

Humedad:

El contenido de humedad de un carbón consta de humedad inherente y libre. La humedad inherente es la humedad combinada y la retenida en los poros del carbón, la cual es una función del rango o categoría del carbón. La humedad libre, o externa, es la existente en la superficie del carbón y en los intersticios entre las partículas y es la contribución hecha por las aguas de la mina o la que se agrega con el lavado, supresión del polvo y la lluvia. Esta última humedad normalmente se elimina en los procesos de desaguado y secado del carbón.

El aumento en la humedad del carbón subirá la capacidad y costo del equipo para su manejo, almacenamiento y pulverización. Se puede esperar un aumento en el factor de costo proporcional al incremento en el contenido de humedad.

Tamaño:

El tamaño del carbón, la distribución por tamaños y el tamaño máximo, son importantes con respecto a la abrasión y obstrucciones en el sistema de manejo de carbón.

El tamaño máximo de carbón suministrado a los pulverizadores suele ser entre 19 y 75

mm. Hasta un tamaño máximo de unos 75 mm, no se afecta la capacidad de algunos tipos de pulverizador mientras que otros si muestran su sensibilidad en todo momento. Los finos, carbón de un tamaño de 3,35 mm o menos, cuando están mojados, son la causa principal de obstrucciones, en particular cuando su contenido excede de 25% a 30% por masa del total de carbón. La distribución del tamaño de partículas o granulometría varía mucho según el tipo de carbón, método de extracción, limpieza del carbón, equipo para trituración y el grado de manejo y manipulación.

Contenido de Volátiles:

Este factor afecta la combustibilidad del carbón pulverizado. La finura requerida aumenta conforme se reduce el contenido de volátiles, lo cual da por resultado que se requiera un considerable aumento en la capacidad de los pulverizadores. Los carbones con bajo contenido de volátiles se inflaman con menos facilidad, necesitan más tiempo para la combustión y por lo tanto aumentan el tiempo de permanencia en el hogar del horno.

Triturabilidad:

La triturabilidad es el factor que afecta principalmente la capacidad del pulverizador y los costos de trituración o molienda. La capacidad del pulverizador no está en relación lineal con la triturabilidad o molienda.

Abrasividad:

Al igual que la triturabilidad, la abrasividad se clasifica sobre una base empírica. El cuarzo y las piritas son los más perjudiciales. La abrasividad del carbón afecta en forma principal el desgaste de los pulverizadores y de los tubos para el carbón pulverizado. Por tanto, se deben proveer costosos materiales resistentes a la abrasión, a fin de reducir los costos de mantenimiento. La abrasividad no se puede relacionar con la triturabilidad.

Combustión:

El carbón se puede quemar con elevada eficiencia, para producir bajas emisiones con poco mantenimiento del hogar, pero su combustión es un proceso complejo. El diseño de los quemadores y equipo asociado requiere considerable experiencia.

Apéndice N° 4. Efecto de algunos contaminantes en el aire y el agua

Recurso	Contaminante	Símbolo	Efecto
Aire	Óxidos de azufre	SO _x	Daños cardiovasculares y respiratorios. Contribuye a la formación de lluvia ácida.
	Óxidos de nitrógeno	NO _x	Afectación del tracto respiratorio alto y bajo. Son precursores del smog fotoquímico. Contribuye a la formación de lluvia ácida.
	Ozono	O ₃	Irritante muscular capaz de causar la muerte por edema pulmonar. La exposición a largo plazo puede causar bronquitis crónica y fibrosis.
	Monóxido de carbono	CO	Impide transporte de oxígeno en la sangre, causa daños en el sistema nervioso central y cardiovascular.
	Dióxido de carbono	CO ₂	Asociado con el calentamiento de la atmósfera.
	Material particulado	PM	Dependiendo del tamaño afectan las vías respiratorias y a largo plazo causan daño pulmonar.
	Hidrocarburos	HC	Algunos tienen propiedades cancerígenas, generan efectos teratogénicos y mutagénicos.
Agua	Cadmio	Cd	Tienden a acumularse en el hígado y riñón, produce descalcificación y osteoporosis. Es cancerígeno de los órganos reproductores.
	Mercurio	Hg	Acumulativo en peces y en general en las cadenas tróficas acuáticas, es de gran peligrosidad para todos los seres vivos.
	Plomo	Pb	Desequilibrios en los ciclos biogeoquímicos, en el ser humano se acumula principalmente en los huesos.
	Cromo	Cr	Afecta la piel y el sistema pulmonar, puede causar cáncer de pulmón, dermatitis, úlcera, perforación del tabique nasal.
	Bifenilos policlorados	PsBs	Efectos nocivos en organismos de todos los niveles tróficos. Para el ser humano son cancerígenos, y se asocian con efectos de hepatotoxicidad.
	Derivados de hidrocarburos	-	Atacan el sistema nervioso central y periférico produciendo cuadros clínicos de neurotoxicidad aguda y crónica.

Fuente: *Introducción a la química ambiental. Stanley E. Manahan. 2007.*
 Elaboración: Propia.

Apéndice Nº 5. Estándares del agua potable

Parámetros	Estándar	Referencia
pH	6.5 – 8.5	SUNASS
Turbiedad (UNT)	5 80% de muestras < 5 UNT	Norma del 46 / OMS
Conductividad (µS/cm)	1500 80% muestras <1500 µS/cm	SUNASS
Cloro Residual Libre	0,5 80% de las muestras > 0.5 mg/l 20% muestras >0.3 – <0.5 mg/l	SUNASS
Coliformes Totales (NMP/100ml)	Ausencia 95% muestras ausencia	SUNASS
Coliformes Fecales (NMP/100ml)	Ausencia 100% muestra ausencia	SUNASS
Arsénico	0.05	NTP 214.003-87
Bario	1.0	NTP 214.003-87
Cadmio	0.005	NTP 214.003-87
Cromo total	0.05	NTP 214.003-87
Cianuro	0.1	NTP 214.003-87
Plomo	0.05	NTP 214.003-87
Mercurio	0.001	NTP 214.003-87
Nitrato	45	NTP 214.003-87
Selenio	0.01	NTP 214.003-87
Compuestos extractables al carbón cloroformo	0.1	NTP 214.003-87
Fenoles	0.1	NTP 214.003-87
Color verdadero (UC)	15	NTP 214.003-87
Sólidos totales	1000	NTP 214.003-87
Dureza (CaCO ₃)	200	NTP 214.003-87
Sulfatos	400	NTP 214.003-87
Cloruros	600	NTP 214.003-87
Fluoruros	1.5	NTP 214.003-87
Sodio	100	NTP 214.003-87
Aluminio	0.2	NTP 214.003-87
Cobre	1.0	NTP 214.003-87
Hierro	0.3	NTP 214.003-87
Manganeso	0.1	NTP 214.003-87
Calcio	75	NTP 214.003-87
Magnesio	30	NTP 214.003-87
Zinc	5	NTP 214.003-87

*Fuente: Norma Técnica Peruana 214.003.87 y lineamientos de la Superintendencia Nacional de Saneamiento Ambiental (SUNAAS).
Elaboración: Propia.*

Apéndice N° 6. Estándares del agua residual

Parámetro	Estándar	Fuente
pH	6 – 9	Banco Mundial
Incremento de Temperatura, °C	< 3°C	Banco Mundial
Demanda Bioquímica de Oxígeno	50	Banco Mundial
Demanda Química de Oxígeno	250	Banco Mundial
Sólidos Suspendidos Totales	50	Banco Mundial
Aceites y grasas	10 20(*)	Banco Mundial – Guía Ambiental para Operaciones de Hidrocarburos Banco Mundial – Guía Ambiental General
Hidrocarburos totales de petróleo	5	Banco Mundial
Cloro residual total	0.2	Banco Mundial
Nitrógeno amoniacal	10	Banco Mundial
Fenoles	1.0 0.5	Banco Mundial – Guía Ambiental para Operaciones de Hidrocarburos Banco Mundial – Guía Ambiental General
Fósforo	2.0	Banco Mundial
Sulfuro	1.0	Banco Mundial
Cianuro total	1.0	Banco Mundial
Cianuro libre	0.1	Banco Mundial
Fluoruro	20	Banco Mundial
Arsénico	0.1	Banco Mundial
Bario	5.0 en cualquier momento 3.0 promedio anual	MEM-DGAA
Cadmio	0.1	Banco Mundial
Cobre	0.5	Banco Mundial
Cromo hexavalente	0.1	Banco Mundial
Cromo total	0.5	Banco Mundial
Hierro	3.5	Banco Mundial
Plomo	0.4 en cualquier momento 0.2 promedio anual 0.1(2)	MEM-DGAA
Mercurio	0.01	Banco Mundial
Níquel	0.5	Banco Mundial
Selenio	0.1	Banco Mundial
Plata	0.5	Banco Mundial
Zinc	2.0	Banco Mundial
Metales pesados totales	10.0	Banco Mundial
Metales tóxicos totales(**)	5.0	Banco Mundial
Coliformes totales NMP/100ml)	< 400	Banco Mundial

(*)Valores de hasta 40 mg/l son aceptables para facilidades que producen menos de 10000 tpd.

(**) Incluye: antimonio, arsénico, berilio, cadmio, cromo, cobre, plomo, mercurio, níquel, selenio, plata, talio, vanadio y zinc.

Fuente: R.D. N°030-96-EM/DGAA y estándares recomendados por el Banco Mundial.

Elaboración: Propia.

Apéndice Nº 7. Límites máximos permisibles provisionales para emisiones atmosféricas

Parámetro	Explotación en tierra	Refinación del petróleo
Material particulado	-	50 mg/Nm ³
Compuestos orgánicos volátiles, incluyendo benceno	20 mg/Nm ³	-
Sulfuro de hidrógeno	30 mg/Nm ³ (*)	150 mg/Nm ³
Óxidos de azufre Para producción de petróleo: Unidades de recuperación de azufre, Otras unidades	1000 mg/Nm ³	150 mg/Nm ³ 500 mg/Nm ³
Óxidos de nitrógeno Usando gas como combustible Usando petróleo como combustible	320 mg/Nm ³ (o 86 ng/J) 460 mg/Nm ³ (o 130 ng/J)	460 mg/Nm ³ (**)
Níquel y vanadio		2 mg/Nm ³
Olor	No ofensivo en el punto receptor	

(*) Además, no mayor de 5 mg/Nm³ en el límite de propiedad.

(**) Excluye las emisiones de unidades catalíticas.

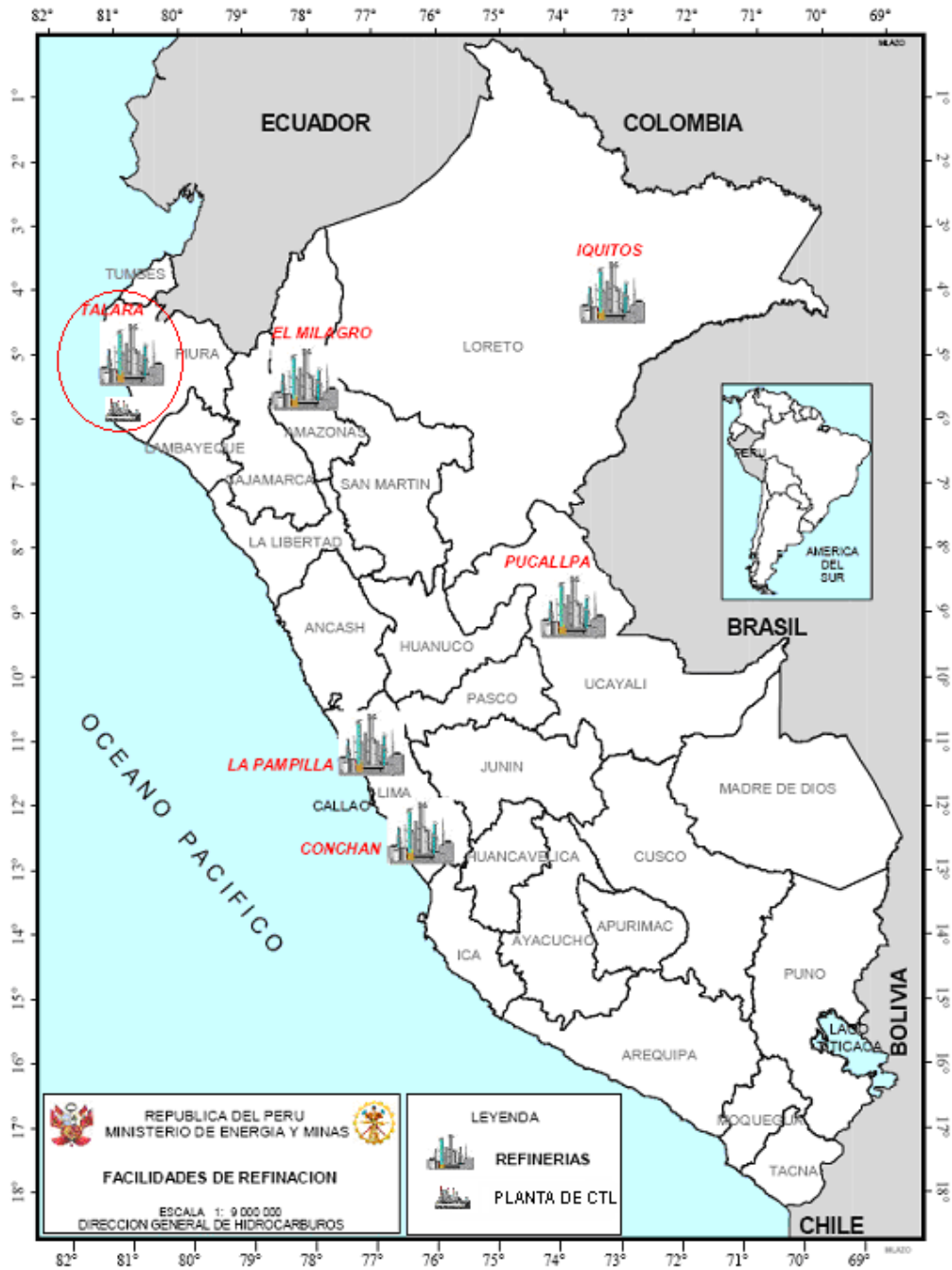
Fuente: Decreto Supremo 015-2006-EM Reglamento para la protección ambiental en las actividades de hidrocarburos.

Apéndice Nº 8. Calificación de subfactores para localización de la planta de CTL

Nº	Factores	Subfactores	Peso relativo del subfactor	Alternativas de localización								Observación
				Lima		Ancash		La Libertad		Piura		
				P	I	P	I	P	I	P	I	
1	Mercado	- Distribución actual y futura de productos.	0.2	4	0.8	3	0.6	3	0.6	4	0.8	Los centros de distribución de combustibles de mayor importancia se encuentran en Lima y Piura.
		- Distancias y costos de transporte. Productos para consumo y/o refinación.	0.5	4	2	2	1	2	1	4	2	El producto de la planta de CTL sería distribuido a una refinería.
		- Precio actual (tendencia) de los productos.	0.1	3	0.3	1	0.1	1	0.1	3	0.3	Los centros de mayor distribución tienen menor impacto de precios sobre el consumo de combustibles.
		- Productos sustitutos.	0.2	1	0.2	4	0.8	4	0.8	4	0.8	Se considera que Lima tiene una enorme influencia del gas de Camisea como sustituto de combustibles.
		Puntaje promedio por alternativa	1	-	3.3	-	2.5	-	2.5	-	3.9	-
2	Materia prima	- Cercanos a las fuentes de materia prima con grandes reservas.	0.5	1	0.5	2	1	3	1.5	4	2	La fuente principal de materia prima considerada está ubicada en Colombia.
		- Disponibilidad y costos de transporte.	0.5	1	0.5	2	1	3	1.5	4	2	Esta pronosticado que la materia prima será importado desde Colombia y transportado por mar.
		Puntaje promedio por alternativa	1	-	1	-	2	-	3	-	4	-
3	Transporte	- Cercanía a refinerías.	0.5	4	2	1	0.5	1	0.5	5	2.5	Lima y Piura tienen las principales refinerías del país.
		- Vía terrestre y marina.	0.2	4	0.8	3	0.6	3	0.6	5	1	Los lugares seleccionados se encuentran en el litoral del país. Los accesos pueden ser por vía terrestre y marina.
		- Costos de transporte.	0.3	2	0.6	3	0.9	3	0.9	4	1.2	Los costos de transporte serán mejor en las zona mas cercana a la materia prima.
		Puntaje promedio por alternativa	1	-	3.4	-	2	-	2	-	4.7	-
4	Mano de obra	- Disponibilidad	0.3	4	1.2	4	1.2	4	1.2	4	1.2	La mano de obra del país es considerada buena.
		- Costo de mano de obra	0.3	4	1.2	4	1.2	4	1.2	4	1.2	El costo es proporcional al nivel de capacitación.
		- Niveles de capacitación	0.3	5	1.5	4	1.2	4	1.2	4	1.2	La mano de obra esta muy bien capacitada.
		- Comportamientos locales de la mano de obra (social y político)	0.1	4	0.4	3	0.3	3	0.3	4	0.4	A través de la tendencia del recurso humano la empresa debe ver las nuevas necesidades de los trabajadores.
		Puntaje promedio por alternativa	1	-	4.3	-	3.9	-	3.9	-	4	-
5	Política ambiental, legal y tributaria	- Normas y reglamentos de control ambiental.	0.3	2	0.6	3	0.9	3	0.9	4	1.2	El control ambiental es mas riguroso en áreas cercanas a zonas urbanas.
		- Existencia de cuerpos de agua que pueden resultar afectados.	0.3	3	0.9	3	0.9	3	0.9	3	0.9	Existe normativas de calidad para la disposición de aguas industriales y domésticas.
		- Existencia de comunidades indígenas u otras restricciones gubernamentales y legales para el uso de terrenos.	0.2	3	0.6	3	0.6	3	0.6	4	0.8	Se tienen obligaciones tributarias sobre los terrenos usados.
		- Regímenes impositivos y regalías.	0.2	2	0.4	3	0.6	3	0.6	4	0.8	Las regalías son entregadas al estado para su distribución
Puntaje promedio por alternativa	1	-	2.5	-	3	-	3	-	3.7	-		
6	Disponibilidad de servicios básicos	- Disponibilidad en cantidad y calidad (agua, energía, etc.)	0.5	3	1.5	3	1.5	3	1.5	3	1.5	El proyecto debe considerar el tratamiento de agua para uso industrial y doméstico.
		- Régimen tarifario	0.3	3	0.9	3	0.9	3	0.9	3	0.9	El costo de uso de agua es el mismo en las áreas propuestas.
		- Interconexión a red de información nacional e internacional.	0.2	4	0.8	3	0.6	3	0.6	3	0.6	El acceso a las tecnologías de información es libre, pero se tienen mas facilidades en la capital.
		Puntaje promedio por alternativa	1	-	3.2	-	3	-	3	-	3	-

NOTA: P = Puntaje asignado, I = Calificación por subfactor.

Apéndice Nº 9. Ubicación propuesta para la planta de CTL en el Perú



Fuente: Ministerio de Energía y Minas. Perú.
Elaboración: Propia.

Apéndice Nº 10. Calidad del carbón colombiano

Zona	Área o sector	Clasificación internacional	Base	Análisis próximo (%), base húmeda					Tipo	Análisis último (%), base húmeda						
				Hu	Cz	MV	CF	HHV		C	H	N	O	S	Cz	Hu
La Guajira	Cerrejón	Bituminosos altos volátiles A, B, C.	ROM	11.9	6.9	35.9	45.2	11586	T	66.3	3.6	1.4	9.5	0.4	6.9	11.9
Cesar	La Loma	Bituminoso alto volátil C.	ROM	10.3	5.6	36.8	47.3	11616	T	66.8	5.3	1.3	10.1	0.6	5.6	10.3
	La Jagua de Ibirico	Bituminoso alto volátil B.	ROM	7.1	5.3	35.7	51.8	12606	T	72.0	5.5	1.7	7.8	0.6	5.3	7.1
Córdova - Norte de Antioquia	Alto San Jorge	Bituminoso alto volátil C. Sub-bituminoso A, B, C.	BCA	14.5	9.2	37.5	38.7	9280	T	ND	ND	ND	ND	1.3	9.2	14.5
	Salazar	Bituminoso alto volátil A.	ROM	3.8	9.5	36.8	50.0	12762	TM	ND	ND	ND	ND	0.6	9.5	3.8
	Tasajero	Bituminoso alto volátil A.	ROM	2.8	10.2	34.8	52.2	13326	TM	72.6	5.4	1.6	6.6	0.9	10.2	2.8
	Zulia	Bituminoso alto volátil A.	ROM	3.4	11.9	35.3	49.5	12967	M	70.5	5.6	1.5	5.9	1.3	11.9	3.4
	Catatumbo	Bituminosos altos volátiles A, B, C.	BCA	4.3	8.6	39.2	47.9	12316	T	ND	ND	ND	ND	1.0	8.6	4.3
Santander	San Luis: - Térmicos	Bituminoso medio volátil a	BAC	1.2	18.7	30.5	49.6	12284	T	ND	ND	ND	ND	2.0	18.7	1.2
	- Metalúrgicos	bituminoso alto volátil A.	BAC	1.2	10.1	29.1	59.7	13893	M	ND	ND	ND	ND	2.2	10.1	1.2
	Páramo de Almorzadero	-	BCA	5.2	4.7	14.2	75.9	12889	AT	ND	ND	ND	ND	0.8	4.7	5.2
Boyacá	Checua - Lenguazaque	Bituminoso alto volátil A, medio y bajo volátil.	ROM	3.6	10.0	25.2	61.3	13439	TM	75.8	4.7	1.7	3.5	0.8	10.0	3.6
	Suesca - Albarracín	Bituminoso alto volátil A.	ROM	4.7	12.2	33.7	49.4	12420	T	ND	ND	ND	ND	1.1	12.2	4.7
	Sogamoso - Jericó	Bituminoso alto volátil A, B, medio y bajo volátil.	ROM	4.3	9.6	30.2	56.0	13099	TM	72.9	4.9	1.6	5.6	1.2	9.6	4.3
Antioquia - Caldas	Venecia - Fredonia	Bituminoso alto volátil C.	ROM	11.6	8.1	40.1	40.2	10426	T	59.2	4.9	1.5	14.1	0.5	8.1	11.6
	Amagá - Angelópolis	Bituminoso alto volátil C.	ROM	13.2	12.0	36.7	38.2	9682	T	54.8	4.7	1.4	13.4	0.6	12.0	13.2
	Bolombolo	Bituminoso alto volátil B y C.	BCA	8.5	7.9	37.7	45.9	11113	T	56.9	5.5	1.4	18.8	1.1	7.9	8.5
	Titiribí	Bituminoso alto volátil A, B y C.	ROM	7.3	7.9	38.0	46.8	11767	T	66.8	5.2	1.6	10.6	0.7	7.9	7.3
Valle del Cauca - Cauca	Yumbo - Asnazú	Bituminoso bajos y medios volátiles	ROM	2.7	22.4	28.1	46.8	11088	TM	62.4	4.8	1.3	3.5	2.9	22.4	2.7
	Río Dinde - Quebrada Honda	Bituminoso alto volátil A.	ROM	2.8	20.6	36.7	39.8	11138	T	60.8	5.4	1.3	5.1	4.0	20.6	2.8

NOTA: Hu = Humedad, Cz= Cenizas, MV = Material Volátil, CF = Carbón fijo, HHV = Valor calorífico alto (Btu/Lb).
 Tipo de carbón: T = Térmico, M = Metalúrgico, A = Antracitas.

Fuente: Análisis y evaluación técnica y económica de la producción de combustibles líquidos a partir de carbón para el caso Colombiano. UPME-ANH-Unión Temporal CTL. Setiembre 2007.

Apéndice Nº 11. Introducción a Aspen Plus®

Es un simulador estacionario orientado a la industria química y petroquímica. Modela y simula cualquier tipo de proceso para el cual hay un flujo continuo de materiales y energía de una unidad de proceso a otra.

El paquete de simulación se divide en tres bloques fundamentales:

- **Graphic User Interface:** Es el entorno gráfico de modelado. Posee un sistema experto que va guiando en la construcción de un modelo
- **Propiedades físicas:** Banco de datos con modelos termodinámicos y propiedades de un gran número de componentes orgánicos, inorgánicos, electrolitos y sólidos. Las propiedades más empleadas son: Coeficientes de fugacidad, entalpías, densidades, entropías, energías libres. Las propiedades se deben seleccionar según el tipo de componentes y condiciones de operación de trabajo tales como mezclas ideales, hidrocarburos y gases de hidrocarburos, mezclas no polares, mezclas polares, aminas y petróleo.
- **Simulation Engine:** Es el núcleo del programa, escrito en Fortran, es el que soporta todo el modelo desde la lectura del archivo de entrada que describe el proceso hasta su resolución por algoritmos numéricos.

Tiene una librería de modelos que está dividido en las siguientes categorías: Alimentaciones y productos, mezcladores y separadores, flashes y cambiadores, separaciones rigurosas (destilación, extracción, absorción), reactores, bombas y compresores, tuberías, sólidos y cristalización.

Los algoritmos de resolución disponibles son:

De simulación: Broyden, Wegstein, Newton, Secante, directo.

De optimización: SQP (Programación cuadrática).

De regresión: Britt-Luecke, Deming (WLS).

El modelado en Aspen Plus es realizado a través de los siguientes pasos:

- ✓ Definir el flowsheet del proceso, aquí las unidades de operación del proceso y las corrientes que fluyen entre las diferentes unidades quedan establecidas.
- ✓ Especificar los componentes químicos del proceso.
- ✓ Elegir los modelos termodinámicos del banco de Aspen para representar las propiedades físicas.
- ✓ Especificar los caudales de flujo y las condiciones termodinámicas de las corrientes de alimentación del proceso.
- ✓ Especificar las condiciones de operación para las unidades del flowsheet.
- ✓ (Opcional) Imponer condiciones de diseño de especificación, variar una expresión para alcanzar la especificación.
- ✓ (Opcional) Realizar estudios de sensibilidad o “case studies”.
- ✓ (Opcional) Introducir sentencias Fortran para adecuar el modelo de la librería al modelo necesitado.

Aspen Plus ha sido empleado para modelar procesos en industrias químicas y petroquímicas, refino de petróleo, procesamiento de gas y aceites, combustibles sintéticos, generación de energía, metales y minerales, industrias del papel y la pulpa, farmacéuticas y biotecnología.

Otras tareas que permite realizar el simulador Aspen Plus son:

- Cálculos de costos de la planta.
- Optimizaciones del proceso.
- Generación de resultados de forma gráfica y en tablas.
- Exportar los resultados a hojas de cálculo.
- Operaciones con electrolitos.
- Operaciones con sólidos.

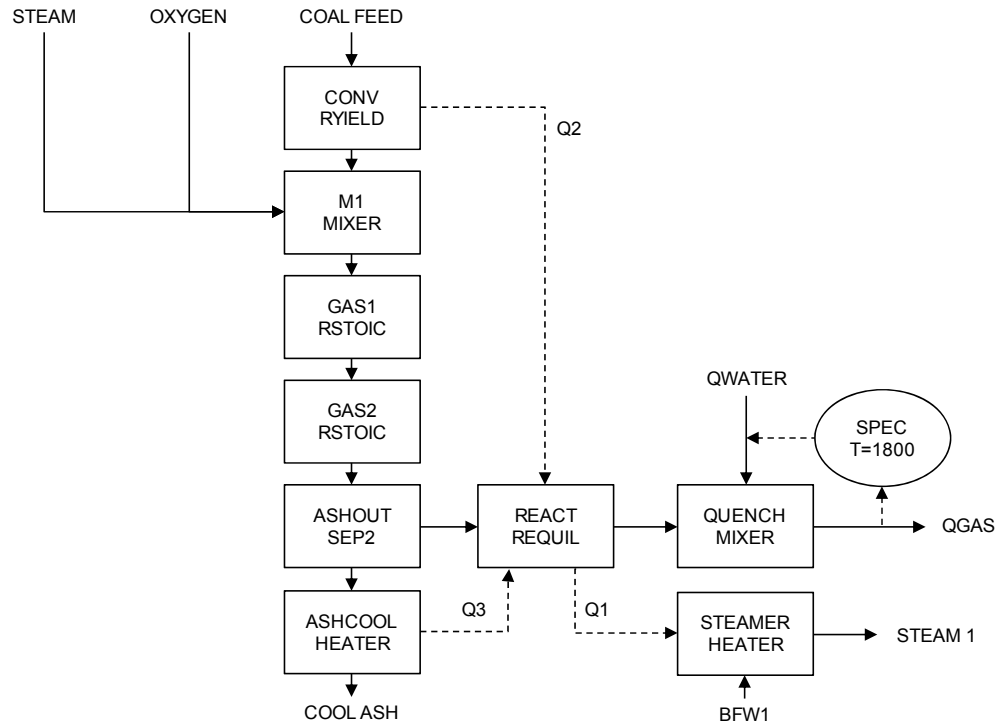
Mayor detalle del uso del simulador podremos encontrarlo en los manuales citados en la parte de Bibliografía.

Apéndice Nº 12. Reactores químicos disponibles en el simulador de procesos Aspen Plus®

Modelo	Descripción	Propósito	Utilidad
RSTOIC	Reactor estequiométrico	Modela reactores estequiométricos con extensión o conversión específica	Reactores donde la cinética es desconocida pero la estequiometría y la extensión son conocidas
RYIELD	Reactor de producción	Modela reactor con una producción específica	Reactores donde la estequiometría y la cinética son desconocidas o poco importantes pero la distribución de los rendimientos es conocida
REQUIL	Reactor de equilibrio	Realiza equilibrio químico y de fases por cálculos estequiométricos	Reactores con simultáneos equilibrios químicos y de fases
RGIBBS	Reactor de equilibrio con minimización de energía de Gibbs	Realiza equilibrio químico y de fases por minimización de energía de Gibbs	Reactores con simultáneos equilibrios químicos y de fases. Cálculo de equilibrios de fase para soluciones con sólidos y sistemas vapor-líquido-sólido
RCSTR	Reactor continuo de tanque agitado	Modela un reactor de tanque agitado	Reactores de tanque agitado con una, dos, o tres fases con reacciones de equilibrio o controladas en alguna fase basado en estequiometría o cinética
RPLUG	Reactor de flujo de pistón	Modela una reactor de flujo de pistón	Reactores de flujo pistón con una, dos, o tres fases con reacciones de equilibrio o controladas en alguna fase o basados en estequiometría o cinética
RBATCH	Reactor batch	Modela reactores batch o semicontínuos	Reactores batch o semicontínuos con una, dos, o tres fases con reacciones de equilibrio o controladas en alguna fase basado en estequiometría o cinética

Fuente: Introduction to Aspen Plus®. Based on Aspen Plus® 10.1. December 1999.Slide 66.

Apéndice Nº 13. Diagrama de flujo Aspen del modelo de gasificador con entrada de carbón sólido



Fuente: Aspen Modeling of the Tri-State Indirect Liquefaction Process by R. Barker, J. Begovich, J. Clinton and P. Johnson. Oak Ridge National Laboratory. Tennessee. USA. 1983. Pag.12.

Apéndice Nº 14. Planta de CTL modelo para la simulación - Composición del carbón de diseño.

FUENTE	Pittsburgh Nº 8 / Indiana Co., PA	
TIPO	Bituminoso medio volátil	
Análisis Próximo (%peso)		
	Base húmeda	Base seca
Humedad	6.0	0.0
Cenizas	9.9	10.5
Material Volátil	35.9	38.2
Carbón Fijo	48.2	51.3
HHV, Btu/lb	12450	13245
Total	100.0	100.0
Análisis Ultimo (%peso)		
	Base húmeda	Base seca
Humedad	6.00	0.00
Carbón	69.36	73.79
Hidrógeno	4.52	4.81
Nitrógeno	1.21	1.29
Azufre	2.89	3.07
Cenizas	9.94	10.57
Oxígeno	6.08	6.47
Total	100.00	100.00

Fuente: Technical and Economic Assessment of Small-Scale Fischer-Tropsch Liquids Facility. Concept 2. Page 23. DOE/NETL-2007 1253. February 2007.

Apéndice Nº 15. Planta de CTL modelo para la simulación - Composición de las corrientes del proceso.

Fracción Mol	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	Lodo	Aire	Aire	Oxígeno	Escoria	Oxígeno	Syngas	Syngas	Azufre	Syngas
Ar	0	0.0094	0.0094	0.0320	0	0	0.0089	0.0096	0	0.0100
CH ₄	0	0	0	0	0	0	0.0006	0.0007	0	0.0007
CO	0	0	0	0	0	0	0.4300	0.4604	0	0.4799
CO ₂	0	0.0003	0.0003	0	0	0	0.1314	0.1415	0	0.1115
COS	0	0	0	0	0	0	0.0003	0	0	0
H ₂	0	0	0	0	0	0	0.3433	0.3688	0	0.3871
H ₂ O	1.0000	0.0104	0.0104	0	0	0	0.0673	0.0013	0	0.0009
H ₂ S	0	0	0	0	0	0	0.0083	0.0083	0	0
N ₂	0	0.7722	0.7722	0.0180	0	0.0500	0.0088	0.0094	0	0.0099
NH ₃	0	0	0	0	0	0	0.0010	0.0002	0	0
O ₂	0	0.2077	0.2077	0.9500	0	0.9500	0	0	0	0
SO ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Total	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.9999	1.0002	0.0000	1.0000
Flujo (lbmol/hr)	9264	42061	32616	10010	0	167	35808	33329	0	31379
Flujo (lb/hr)	166893	1213637	941123	322141	0	5313	739890	694234	0	622347
Flujo de sólidos (lb/hr)	333218	0	0	0	37461	0	0	0	10209	0
Temperatura (°F)	60	59	59	207	300	90	322	102	355	112
Presión (psia)	1050	14	14	1025	798	375	798	720	25	719
Densidad (lb/ft3)	-	0.075	0.075	4.606	-	2.062	1.966	2.487	-	2.324
Peso molecular	-	28.85	28.85	32.18	-	31.80	20.66	20.83	-	19.83

Fracción Mol	11	12	13	14	15	16	17	18	19
	Agua	CO2	Líquidos FT	Reciclo	Vapor	Reciclo	H2	H2	H2
H ₂	0	0	0.007700	0.585180	0	0.513483	1.000000	1.000000	1.000000
N ₂	0	0	0.005800	0.299800	0	0.227290	0	0	0
O ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H ₂ S	0	0	0	0	0	0.000137	0	0	0
CO	0	0	0.001151	0.061660	0	0.076390	0	0	0
CO ₂	0	1.000000	0.050741	0.003920	0	0.014650	0	0	0
H ₂ O	1.000000	0	0.056187	0	1.000000	0.160850	0	0	0
NH ₃	0	0	0	0	0	0	0	0	0
COS	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CH ₄	0	0	0.001032	0.035270	0	0.007200	0	0	0
C ₂ H ₄	0	0	0.000480	0.010660	0	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0	0	0.000139	0.002540	0	0	0	0	0
C ₃ H ₆	0	0	0.000719	0.000800	0	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0.000135	0.000110	0	0	0	0	0
IC ₄ H ₈	0	0	0.000042	0	0	0	0	0	0
NC ₄ H ₈	0	0	0.000815	0.000050	0	0	0	0	0
IC ₄ H ₁₀	0	0	0.000010	0	0	0	0	0	0
NC ₄ H ₁₀	0	0	0.000219	0.000010	0	0	0	0	0
C ₅ H ₁₀	0	0	0.000921	0	0	0	0	0	0
NC ₅ H ₁₂	0	0	0.000325	0	0	0	0	0	0
IC ₅ H ₁₂	0	0	0.000033	0	0	0	0	0	0
C ₆ H ₁₂	0	0	0.001248	0	0	0	0	0	0
NC ₆ H ₁₄	0	0	0.000402	0	0	0	0	0	0
IC ₆ H ₁₄	0	0	0.000041	0	0	0	0	0	0
C ₇ H ₁₄	0	0	0.001431	0	0	0	0	0	0
C ₇ H ₁₆	0	0	0.000653	0	0	0	0	0	0
C ₈ H ₁₆	0	0	0.001712	0	0	0	0	0	0
C ₉ H ₁₈	0	0	0.000784	0	0	0	0	0	0
C ₉ H ₁₈	0	0	0.002089	0	0	0	0	0	0
C ₉ H ₂₀	0	0	0.000945	0	0	0	0	0	0
C10 - C20 Olefinas	0	0	0.059154	0	0	0	0	0	0
C10 - C20 Parafinas	0	0	0.026271	0	0	0	0	0	0
C7-300HC	0	0	0	0	0	0	0	0	0
3-350HC	0	0	0	0	0	0	0	0	0
350-5HC	0	0	0	0	0	0	0	0	0
500+HC	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C7-300HT	0	0	0	0	0	0	0	0	0
3-350HT	0	0	0	0	0	0	0	0	0
350-5HT	0	0	0	0	0	0	0	0	0
500+HT	0	0	0	0	0	0	0	0	0
OXVAP	0	0	0.000198	0	0	0	0	0	0
OXHC	0	0	0.002285	0	0	0	0	0	0
OXH2O	0	0	0.000725	0	0	0	0	0	0
C21-C29 Mezcla Parafina/Olefina	0	0	0.161721	0	0	0	0	0	0
C30+Ceras	0	0	0.613892	0	0	0	0	0	0
Total	1.000000	1.000000	1.000000	1.000000	1.000000	1.000000	1.000000	1.000000	1.000000
Flujo (lbmol/hr)	522	10033	111	5442	1227	7215	160		415
Flujo (lb/hr)	9407	441533	59792	67849	22112	95274	322		837
Flujo de sólidos (lb/hr)	0	0	0	0	0	0	0		0
Temperatura (°F)	240	100	488	1706	850	1780	100	100	100
Presión (psia)	325	265	304	375	615	355	600	600	120
Densidad de la corriente (lb/ft3)	56.237	2.138	42.391	0.200	1.022	0.194	0.197	0.197	0.040
Vol. Líquido @ 60°F (ft3/hr)	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Peso molecular	18.02	44.01	537.66	12.47	18.02	13.2	2.02	2.02	2.02

Fuente: Technical and Economic Assessment of Small-Scale Fischer-Tropsch Liquids Facility. Concept 2. Pages 40, 41 y 42. DOE/NETL-20071253. February 2007.

Planta de CTL modelo para la simulación - Composición de las corrientes del proceso.

Fracción Mol	20	21	22	23	24	25	26	27
	Líquidos FT	Líquidos FT	Líquidos FT	Nafta	Destilado	FG	FG	FG
H ₂	0	0	0	0	0	0.389451	0.389451	0.389451
N ₂	0	0	0	0	0	0.354406	0.354406	0.354406
O ₂	0	0	0	0	0	0	0	0
H ₂ S	0	0	0	0	0	0.000211	0.000211	0.000211
CO	0	0	0	0	0	0.072891	0.072891	0.072891
CO ₂	0	0	0	0	0	0.007290	0.007290	0.007290
H ₂ O	0	0	0	0	0	0.001037	0.001037	0.001037
NH ₃	0	0	0	0	0	0	0	0
COS	0	0	0	0	0	0	0	0
CH ₄	0	0	0	0	0	0.045342	0.045342	0.045342
C ₂ H ₄	0	0	0	0	0	0.012702	0.012702	0.012702
C ₂ H ₆	0	0	0	0	0	0.008913	0.008913	0.008913
C ₃ H ₆	0	0	0	0	0	0.033052	0.033052	0.033052
C ₃ H ₈	0	0	0	0	0	0.020058	0.020058	0.020058
IC ₄ H ₈	0	0	0	0	0	0.001362	0.001362	0.001362
NC ₄ H ₈	0	0	0	0	0	0.025880	0.025880	0.025880
IC ₄ H ₁₀	0	0	0	0	0	0.010571	0.010571	0.010571
NC ₄ H ₁₀	0	0	0	0	0	0.016612	0.016612	0.016612
C ₅ H ₁₀	0.000571	0	0	0.114465	0	0.000022	0.000022	0.000022
NC ₅ H ₁₂	0.042554	0	0	0.083495	0	0.000007	0.000007	0.000007
IC ₅ H ₁₂	0.000000	0	0	0.056398	0	0.000001	0.000001	0.000001
C ₆ H ₁₂	0.183911	0	0	0.000000	0	0.000018	0.000018	0.000018
NC ₆ H ₁₄	0.055172	0	0	0.156873	0	0.000006	0.000006	0.000006
IC ₆ H ₁₄	0.006131	0	0	0.081914	0	0	0	0
C ₇ H ₁₄	0.142293	0	0	0	0	0.000015	0.000015	0.000015
C ₇ H ₁₆	0.060982	0	0	0	0	0.000007	0.000007	0.000007
C ₈ H ₁₆	0.118067	0	0	0	0	0.000013	0.000013	0.000013
C ₈ H ₁₈	0.050600	0	0	0	0	0.000006	0.000006	0.000006
C ₉ H ₁₈	0.097952	0	0	0	0	0.000012	0.000012	0.000012
C ₉ H ₂₀	0.041979	0	0	0	0	0.000005	0.000005	0.000005
C10 - C20 Olefinas	0.081255	0.584636	0.025897	0	0	0.000047	0.000047	0.000047
C10 - C20 Parafinas	0.034823	0.250559	0.011099	0	0	0.000020	0.000020	0.000020
C7-300HC	0	0	0	0.173512	0	0	0	0
3-350HC	0	0	0	0.045721	0	0	0	0
350-5HC	0	0	0	0	0.264090	0	0	0
500+HC	0	0	0	0	0.385986	0	0	0
C7-300HT	0	0	0	0.233266	0	0	0	0
3-350HT	0	0	0	0.054356	0	0	0	0
350-5HT	0	0	0	0	0.240683	0	0	0
500+HT	0	0	0	0	0.109241	0	0	0
OXVAP	0	0	0	0	0	0.000004	0.000004	0.000004
OXHC	0.083710	0.164805	0	0	0	0.000020	0.000020	0.000020
OXH2O	0	0	0	0	0	0.000014	0.000014	0.000014
C21-C29 Mezcla Parafina/Olefina	0	0	0.272644	0	0	0.000005	0.000005	0.000005
C30+Ceras	0	0	0.690360	0	0	0	0	0
Total	1.000000	1.000000	1.000000	1.000000	1.000000	1.000000	1.000000	1.000000
Flujo (lbmol/hr)	208	114	100	401	268	2164	1736	1715
Flujo (lb/hr)	21649	20157	61971	42663	60589	42988	34481	34065
Flujo de sólidos (lb/hr)	0	0	0	0	0	0	0	1
Temperatura (°F)	100	100	100	128	236	90	90	385
Presión (psia)	50	50	50	40	20	20	20	460
Densidad de la corriente (lb/ft3)	43.055	46.129	51.397	40.769	43.599	0.067	0.067	1.000
Vol. Líquido @ 60°F (ft3/hr)	487.04	417.04	1189.19	997	1250.83	-	-	-
Peso molecular	104.3	176.49	617.86	106.52	226.04	19.86	19.86	19.86

Fuente: Technical and Economic Assessment of Small-Scale Fischer-Tropsch Liquids Facility. Concept 2. Page 40, 41 y 42. DOE/NETL-20071253. February 2007.

Apéndice Nº 16. Aspen Plus – Componentes empleados en la simulación de la planta de CTL.

Nº	Component ID	Type	Component Name	Formula	Nº	Component ID	Type	Component Name	Formula
1	N2	CONV	NITROGEN	N2	45	NC11H24	CONV	N-UNDECANE	C11H24
2	O2	CONV	OXYGEN	O2	46	C12H24	CONV	1-DODECENE	C12H24-2
3	H2	CONV	HYDROGEN	H2	47	NC12H26	CONV	N-DODECANE	C12H26
4	S	CONV	SULFUR	S	48	C13H26	CONV	1-TRIDECENE	C13H26-2
5	AR	CONV	ARGON	AR	49	NC13H28	CONV	N-TRIDECANE	C13H28
6	H2O	CONV	WATER	H2O	50	C14H28	CONV	1-TETRADECENE	C14H28-2
7	COAL	NC	-	-	51	NC14H30	CONV	N-TETRADECANE	C14H30
8	C	SOLID	CARBON-GRAPHITE	C	52	C15H30	CONV	1-PENTADECENE	C15H30-2
9	ASH	NC	-	-	53	NC15H32	CONV	N-PENTADECANE	C15H32
10	CL2	CONV	CHLORINE	CL2	54	C16H32	CONV	1-HEXADECENE	C16H32-2
11	HCL	CONV	HYDROGEN-CHLORIDE	HCL	55	NC16H34	CONV	N-HEXADECANE	C16H34
12	CO	CONV	CARBON-MONOXIDE	CO	56	C17H34	CONV	1-HEPTADECENE	C17H34-D1
13	CO2	CONV	CARBON-DIOXIDE	CO2	57	NC17H36	CONV	N-HEPTADECANE	C17H36
14	NO2	CONV	NITROGEN-DIOXIDE	NO2	58	C18H36	CONV	1-OCTADECENE	C18H36-1
15	NO	CONV	NITRIC-OXIDE	NO	59	NC18H38	CONV	N-OCTADECANE	C18H38
16	SO2	CONV	SULFUR-DIOXIDE	O2S	60	C19H38	CONV	1-NONADECENE	C19H38-D1
17	SO3	CONV	SULFUR-TRIOXIDE	O3S	61	NC19H40	CONV	N-NONADECANE	C19H40
18	H3N	CONV	AMMONIA	H3N	62	C20H40	CONV	1-EICOSENE	C20H40-D1
19	H2S	CONV	HYDROGEN-SULFIDE	H2S	63	NC20H42	CONV	N-EICOSANE	C20H42
20	COS	CONV	CARBONYL-SULFIDE	COS	64	NC21H44	CONV	N-HENEICOSANE	C21H44
21	CH4	CONV	METHANE	CH4	65	NC22H46	CONV	N-DOCOSANE	C22H46
22	C2H4	CONV	ETHYLENE	C2H4	66	NC23H48	CONV	N-TRICOSANE	C23H48
23	C2H6	CONV	ETHANE	C2H6	67	NC24H50	CONV	N-TETRACOSANE	C24H50
24	C3H6	CONV	PROPYLENE	C3H6-2	68	NC25H52	CONV	N-PENTACOSANE	C25H52
25	C3H8	CONV	PROPANE	C3H8	69	NC26H54	CONV	N-HEXACOSANE	C26H54
26	IC4H8	CONV	ISOBUTYLENE	C4H8-5	70	NC27H56	CONV	N-HEPTACOSANE	C27H56
27	NC4H8	CONV	1-BUTENE	C4H8-1	71	NC28H58	CONV	N-OCTACOSANE	C28H58
28	IC4H10	CONV	ISOBUTANE	C4H10-2	72	NC29H60	CONV	N-NONACOSANE	C29H60
29	NC4H10	CONV	N-BUTANE	C4H10-1	73	NC30H62	CONV	N-TRIACONTANE	C30H62
30	C5H10	CONV	1-PENTENE	C5H10-2	74	ALKYLATE	CONV	2,2,4-TRIMETHYLPENTANE	C8H18-13
31	NC5H12	CONV	N-PENTANE	C5H12-1	75	ISOMERAT	CONV	2,2-DIMETHYL-BUTANE	C6H14-4
32	IC5H12	CONV	2-METHYL-BUTANE	C5H12-2	76	OXVAP	CONV	ETHANOL	C2H6O-2
33	C6H12	CONV	1-HEXENE	C6H12-3	77	OXHC	CONV	1-PENTANOL	C5H12O-1
34	NC6H14	CONV	N-HEXANE	C6H14-1	78	C5H10-1	CONV	CYCLOPENTANE	C5H10-1
35	IC6H14	CONV	2-METHYL-PENTANE	C6H14-2	79	C6H12-1	CONV	CYCLOHEXANE	C6H12-1
36	C7H14	CONV	1-HEPTENE	C7H14-7	80	C7H14-6	CONV	METHYLCYCLOHEXANE	C7H14-6
37	NC7H16	CONV	N-HEPTANE	C7H16-1	81	C8H16-8	CONV	ETHYLCYCLOHEXANE	C8H16-8
38	C8H16	CONV	1-OCTENE	C8H16-16	82	C9H18-1	CONV	N-PROPYLCYCLOHEXANE	C9H18-1
39	NC8H18	CONV	N-OCTANE	C8H18-1	83	C10H20-1	CONV	N-BUTYLCYCLOHEXANE	C10H20-1
40	C9H18	CONV	1-NONENE	C9H18-3	84	C6H6	CONV	BENZENE	C6H6
41	NC9H20	CONV	N-NONANE	C9H20-1	85	C7H8	CONV	TOLUENE	C7H8
42	C10H20	CONV	1-DECENE	C10H20-5	86	C8H10-1	CONV	O-XYLENE	C8H10-1
43	NC10H22	CONV	N-DECANE	C10H22-1	87	C9H12-1	CONV	N-PROPYLBENZENE	C9H12-1
44	C11H22	CONV	1-UNDECENE	C11H22-2	88	C10H14-1	CONV	N-BUTYLBENZENE	C10H14-1

Elaboración: Propia.

Apéndice Nº 17. Aspen Plus – Propiedades empleadas en la simulación de la planta de CTL.

Property Method & Model			Nota	
Process type	ALL		-	
Base Method	PENG-ROB		-	
Property Method	PENG-ROB		-	
Properties / Parameters / Pure component	Hcomb	COAL	-	
	Btu/Lb	13245	HHV en base seca	
Properties / Advanced / NC Props	Property model for the selected non conventional component	Component	COAL	
		Enthalpy	HCOALGEN	Option code value: 6, 1, 1, 1.
		Density	DCOALIGT	-
		Required component attributes for	PROXANAL	-
			ULTANAL	-
			SULFANAL	-
		Component	ASH	-
		Enthalpy	HCOALGEN	Option code value: 1, 1, 1, 1.
	Density	DCOALIGT	-	
Required component attributes for the selected models		PROXANAL	-	
		ULTANAL	-	
		SULFANAL	-	

Elaboración: Propia.

Apéndice N° 18. Aspen Plus – Definición de parámetros y variables en el simulador.

Apéndice N° 18.1. Simulación de la alimentación de carbón, agua y oxígeno

Streams

COAL-IN	Flow:	333218 lb/hr =	151 tph =	3627 tpd
	Pressure:	866	psia	
	Temperature:	60	°F	
	Composition:	Coal		
WATER-IN	Flow:	166893 lb/hr =	76 tph =	1817 tpd
	Pressure:	866	psia	
	Temperature:	60	°F	
	Composition:	H ₂ O		
O2-IN	Flow:	322141 lb/hr =	146 tph =	3507 tpd
	Pressure:	866	psia	
	Temperature:	207	°F	
	Composition:	O ₂ , N ₂ y Ar		

Blocks

DECOMP	RYIELD			
	Pressure:	866	psia	
	Temperature:	60	°F	
	Yield:	Component yields		
	PDS:	CIPSD		
Component attribute:	ASH (Proxanal, ultanal, sulfur)			
PUMP1	PUMP			
	Discharge pressure:	866	psia	
	Efficiency pump:	0.65		
	Efficiency driver:	1		
M1	MIXER			
	ΔP:	0	psi	

Elaboración: Propia.

Apéndice N° 18.2. Simulación del reactor de gasificación

Blocks

GASIFR1	RSTOIC			
	ΔPressure:	17	psi	
	Outlet temperature :	2372	°F	
	Reactions:	<u>Nº</u>	<u>Frac. Conversion</u>	<u>Stoichiometric</u>
		1	0.00122	$C + 2 H_2 \rightarrow CH_4$
		2	0	$2 C + 2 H_2 \rightarrow C_2H_4$
		3	0	$10 C + 10 H_2 \rightarrow C_{10}H_{20}$
		4	0	$6 C + 3 H_2 \rightarrow C_6H_6$
		5	0.14000	$C + O_2 \rightarrow CO_2$
		6	0.31000	$2 C + O_2 \rightarrow 2 CO$
		7	0.53000	$C + H_2O \rightarrow CO + H_2$
		Total	0.98122	
GASIFR2	RSTOIC			
	ΔPressure:	17	psi	
	Outlet temperature :	2372	°F	
	Reactions:	<u>Nº</u>	<u>Frac. Conversion</u>	<u>Stoichiometric</u>
		1	1	$2 H_2 + O_2 \rightarrow 2 H_2O$
SEP-ASH	SEPARATOR			
	ΔPressure:	17	psi	
	Outlet temperature :	2372	°F	
GASIFREQ	RGIBBS			
	ΔPressure:	17	psi	
	Outlet temperature :	1800	°F	
	Products:	All components as a products		
	Inerts:	Ar, Hydrocarbons		
COOLASH	COOLER			
	ΔPressure:	16.3	psi	
	Outlet temperature :	300	°F	

Elaboración: Propia.

Apéndice N° 18.3. Simulación del enfriamiento y amortiguación del Syngas

Blocks

COOLGAS1	COOLER		
	ΔPressure:	16.3	psi
	Outlet temperature :	1600	°F
COOLGAS2	COOLER		
	ΔPressure:	16.3	psi
	Outlet temperature :	1100	°F
COOLGA21	COOLER		
	ΔPressure:	16.3	psi
	Outlet temperature :	600	°F
COOLGAS3	COOLER		
	ΔPressure:	16.3	psi
	Outlet temperature :	102	°F

Elaboración: Propia.

Apéndice N° 18.4. Simulación de la eliminación del agua agria y gases ácidos

Blocks

SEPSOURW	FLASH		
	ΔPressure:	17	psi
	Outlet temperature :	100	°F
AGR	SEPARATOR		
	Feed Flash:		
	ΔPressure:	17	psi
	Outlet stream conditions :		
	Outlet stream:	ACWASTE	
	Substream:	MIXED	
	Component ID	Specification	Value
	S, HCL, NO2, NO3, SO2, SO3, NH3, H2S, COS.	Split fraction	1

Elaboración: Propia.

Apéndice N° 18.5. Simulación del reactor de Fischer-Tropsch

Blocks

HEATER1	HEATER		
	ΔPressure:	16.3	psi
	Outlet temperature :	420	°F
TURBINE1	ISENTROPIC TURBINE		
	Discharge pressure:	500	psia
	Efficiency isentropic:	0.72	
	Efficiency driver:	0.98	
HEATER2	HEATER		
	ΔPressure:	16.3	psi
	Outlet temperature :	420	°F
TURBINE2	ISENTROPIC TURBINE		
	Discharge pressure:	325	psia
	Efficiency isentropic:	0.72	
	Efficiency driver:	0.98	
FT-REACT	REQUIL		
	ΔPressure:	21	psi
	Outlet temperature :	488	°F
	FT-Reactions:	1. Paraffins	
		$(2n + 1) H_2 + n CO \rightarrow C_nH(2n+2) + n H_2O$	
		2. Olefins	
		$2n H_2 + n CO \rightarrow C_nH(2n) + n H_2O$	
		3. Water gas shift reaction	
		$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$	
		4. Alcohols	
		$2n H_2 + n CO \rightarrow C_nH(2n+2)O + (n-1) H_2O$	

Streams

STEAM2	Flow:	9407	lb/hr
	Pressure:	325	psia
	Temperature:	240	°F
	Composition:	H2O	

Elaboración: Propia.

Simulación del reactor de Fischer-Tropsch:

FT-Reactions:	Nº	Specification type	Generation	Unit	Stoichiometric
	1	Molar extent	500	lbmol/hr	3 H2 + CO <--> CH4 + H2O
	2	Temp. Approach	488	°F	CO + H2O <--> CO2 + H2
	3	Molar extent	100	lbmol/hr	4 H2 + 2 CO <--> C2H4 + 2 H2O
	4	Molar extent	38	lbmol/hr	5 H2 + 2 CO <--> C2H6 + 2 H2O
	5	Molar extent	12	lbmol/hr	6 H2 + 3 CO <--> C3H6 + 3 H2O
	6	Molar extent	1.8	lbmol/hr	7 H2 + 3 CO <--> C3H8 + 3 H2O
	7	Molar extent	0.0094	lbmol/hr	8 H2 + 4 CO <--> IC4H8 + 4 H2O
	8	Molar extent	0.88	lbmol/hr	8 H2 + 4 CO <--> NC4H8 + 4 H2O
	9	Molar extent	0.0022	lbmol/hr	9 H2 + 4 CO <--> IC4H10 + 4 H2O
	10	Molar extent	0.1574	lbmol/hr	9 H2 + 4 CO <--> NC4H10 + 4 H2O
	11	Molar extent	0.7	lbmol/hr	10 H2 + 5 CO <--> C5H10 + 5 H2O
	12	Molar extent	30	lbmol/hr	11 H2 + 5 CO <--> NC5H12 + 5 H2O
	13	Molar extent	0.0074	lbmol/hr	11 H2 + 5 CO <--> IC5H12 + 5 H2O
	14	Molar extent	110	lbmol/hr	12 H2 + 6 CO <--> C6H12 + 6 H2O
	15	Molar extent	32	lbmol/hr	13 H2 + 6 CO <--> NC6H14 + 6 H2O
	16	Molar extent	3.8	lbmol/hr	13 H2 + 6 CO <--> IC6H14 + 6 H2O
	17	Molar extent	86	lbmol/hr	14 H2 + 7 CO <--> C7H14 + 7 H2O
	18	Molar extent	36	lbmol/hr	15 H2 + 7 CO <--> NC7H16 + 7 H2O
	19	Molar extent	68	lbmol/hr	16 H2 + 8 CO <--> C8H16 + 8 H2O
	20	Molar extent	30	lbmol/hr	17 H2 + 8 CO <--> NC8H18 + 8 H2O
	21	Molar extent	58	lbmol/hr	18 H2 + 9 CO <--> C9H18 + 9 H2O
	22	Molar extent	26	lbmol/hr	19 H2 + 9 CO <--> NC9H20 + 9 H2O
	23	Molar extent	25	lbmol/hr	20 H2 + 10 CO <--> C10H20 + 10 H2O
	24	Molar extent	10	lbmol/hr	21 H2 + 10 CO <--> NC10H22 + 10 H2O
	25	Molar extent	25.4	lbmol/hr	22 H2 + 11 CO <--> C11H22 + 11 H2O
	26	Molar extent	10.2	lbmol/hr	23 H2 + 11 CO <--> NC11H24 + 11 H2O
	27	Molar extent	25.8	lbmol/hr	24 H2 + 12 CO <--> C12H24 + 12 H2O
	28	Molar extent	10.3	lbmol/hr	25 H2 + 12 CO <--> NC12H26 + 12 H2O
	29	Molar extent	26.2	lbmol/hr	26 H2 + 13 CO <--> C13H26 + 13 H2O
	30	Molar extent	10.4	lbmol/hr	27 H2 + 13 CO <--> NC13H28 + 13 H2O
	31	Molar extent	26.6	lbmol/hr	28 H2 + 14 CO <--> C14H28 + 14 H2O
	32	Molar extent	10.5	lbmol/hr	29 H2 + 14 CO <--> NC14H30 + 14 H2O
	33	Molar extent	26	lbmol/hr	30 H2 + 15 CO <--> C15H30 + 15 H2O
	34	Molar extent	10.6	lbmol/hr	31 H2 + 15 CO <--> NC15H32 + 15 H2O
	35	Molar extent	26	lbmol/hr	32 H2 + 16 CO <--> C16H32 + 16 H2O
	36	Molar extent	10.7	lbmol/hr	33 H2 + 16 CO <--> NC16H34 + 16 H2O
	37	Molar extent	26	lbmol/hr	34 H2 + 17 CO <--> C17H34 + 17 H2O
	38	Molar extent	10.8	lbmol/hr	35 H2 + 17 CO <--> NC17H36 + 17 H2O
	39	Molar extent	26	lbmol/hr	36 H2 + 18 CO <--> C18H36 + 18 H2O
	40	Molar extent	10.9	lbmol/hr	37 H2 + 18 CO <--> NC18H38 + 18 H2O
	41	Molar extent	26	lbmol/hr	38 H2 + 19 CO <--> C19H38 + 19 H2O
	42	Molar extent	11	lbmol/hr	39 H2 + 19 CO <--> NC19H40 + 19 H2O
	43	Molar extent	26	lbmol/hr	40 H2 + 20 CO <--> C20H40 + 20 H2O
	44	Molar extent	11	lbmol/hr	41 H2 + 20 CO <--> NC20H42 + 20 H2O
	45	Molar extent	14	lbmol/hr	43 H2 + 21 CO <--> NC21H44 + 21 H2O
	46	Molar extent	14	lbmol/hr	45 H2 + 22 CO <--> NC22H46 + 22 H2O
	47	Molar extent	14	lbmol/hr	47 H2 + 23 CO <--> NC23H48 + 23 H2O
	48	Molar extent	14	lbmol/hr	49 H2 + 24 CO <--> NC24H50 + 24 H2O
	49	Molar extent	14	lbmol/hr	51 H2 + 25 CO <--> NC25H52 + 25 H2O
	50	Molar extent	14	lbmol/hr	53 H2 + 26 CO <--> NC26H54 + 26 H2O
	51	Molar extent	14	lbmol/hr	55 H2 + 27 CO <--> NC27H56 + 27 H2O
	52	Molar extent	14	lbmol/hr	57 H2 + 28 CO <--> NC28H58 + 28 H2O
	53	Molar extent	14	lbmol/hr	59 H2 + 29 CO <--> NC29H60 + 29 H2O
	54	Molar extent	350	lbmol/hr	61 H2 + 30 CO <--> NC30H62 + 30 H2O
	55	Molar extent	0.205	lbmol/hr	4 H2 + 2 CO <--> OXVAP + H2O
	56	Molar extent	126	lbmol/hr	10 H2 + 5 CO <--> OXHC + 4 H2O

Apéndice N° 18.6. Reciclo de gas residual e hidrógeno

Blocks

COMPR-1	POLYTROPIC COMPRESSOR using ASME method			
	Discharge pressure:	375	psia	
	Efficiency polytropic:	0.72		
	Efficiency driver:	0.98		
COMPR-2	POLYTROPIC COMPRESSOR using ASME method			
	Discharge pressure:	375	psia	
	Efficiency polytropic:	0.72		
	Efficiency driver:	0.98		
ATR	RSTOIC			
	ΔPressure:	17	psi	
	Outlet temperature :	1700	°F	
	Reactions:	Nº	Frac. Conversion	Stoichiometric
		1	1 of CH4	2 CH4 + 0.5 O2 + H2O --> 2 CO + 5 H2
		2	1 of CH4	CH4 + H2O --> CO + 3 H2
		3	0.99 of H2O	CO + H2O --> CO2 + H2
		Reactions occur in series		
M5	MIXER			
	ΔPressure:	0	psi	

Streams

STEAM1	Flow:	22112	lb/hr =	10	tph =	241	tpd
	Pressure:	615	psia				
	Temperature:	650	°F				
	Composition:	H2O					
O2-IN1	Flow:	5313	lb/hr =	2	tph =	58	tpd
	Pressure:	375	psia				
	Temperature:	90	°F				
	Composition:	O2 y N2					

Elaboración: Propia.

Apéndice N° 18.7. Simulación del fraccionamiento de productos
 Apéndice N° 18.7.1. Separación de gas del reactor FT

Blocks

SEP-CO2	SEPARATOR		
	Feed Flash:		
	ΔPressure:	17	psi
	Outlet stream conditions :		
	Outlet stream:	CO2	
	Substream:	MIXED	
	Component ID	Specification	Value
	CO2	Split fraction	1
<hr/>			
COOLGAS4	COOLER		
	ΔPressure:	16.3	psi
	Outlet temperature :	100	°F
SEP-LIQ1	FLASH		
	ΔPressure:	17	psi
	Outlet temperature :	100	°F
	Key component in 2nd liquid phase:	H2O	
S1	SPLITTER		
	ΔPressure:	0	psi
	Stream:	FEED-ATR	
	Split fraction:	0.5	
SEP-H2	SEPARATOR		
	Feed Flash:		
	ΔPressure:	17	psi
	Outlet stream conditions :		
	Outlet stream:	HIDROGEN	
	Substream:	MIXED	
	Component ID	Specification	Value
	H2	Split fraction	1
<hr/>			
S2	SPLITTER		
	ΔPressure:	0	psi
	Stream:	H2-REC	
	Split fraction:	0.7	

Apéndice N° 18.7.2. Separación de líquido del reactor FT

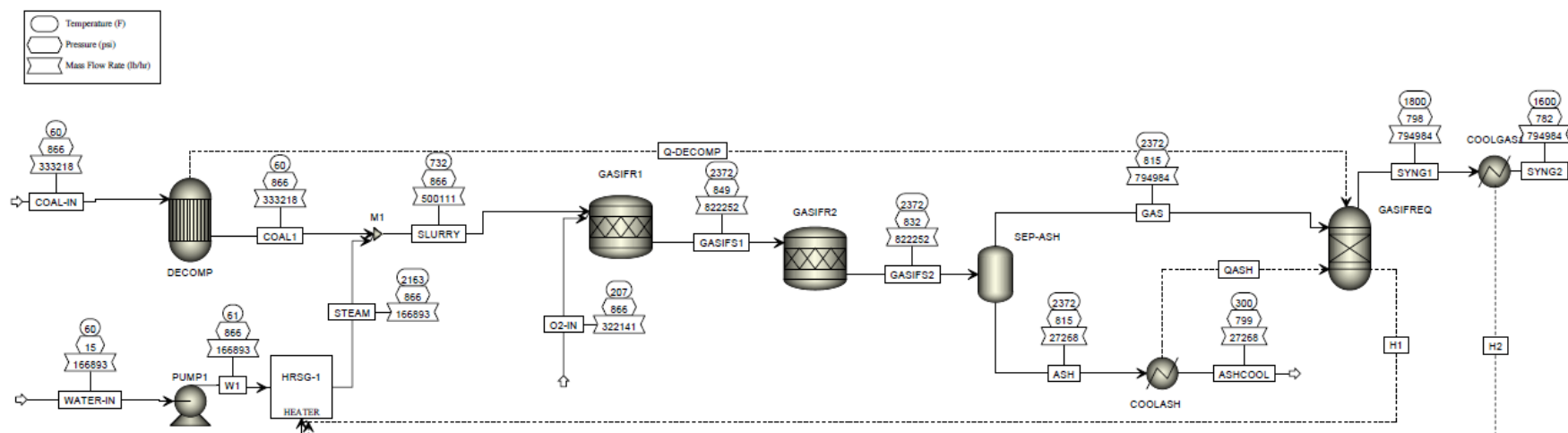
Blocks

COOLLIQ1	COOLER		
	ΔPressure:	16.3	psi
	Outlet temperature :	200	°F
SEP-LIQ2	FLASH		
	ΔPressure:	17	psi
	Heat duty :	0	Btu/hr

Apéndice N° 18.7.3. Fraccionamiento de productos finales

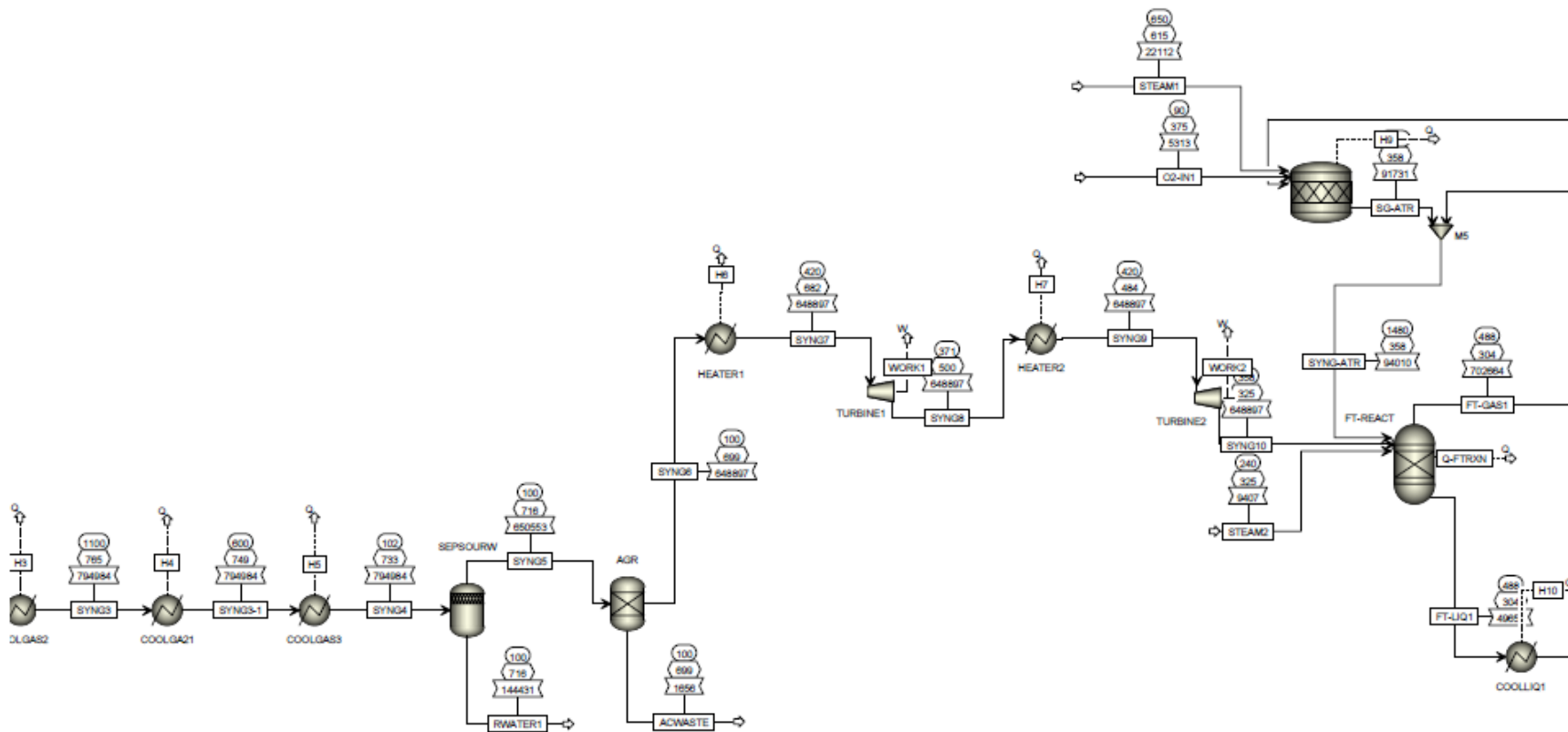
M4	MIXER		
	ΔPressure:	0	psi
FRAC1	SEPARATOR		
	Feed Flash:		
	ΔPressure:	0	psi
	Outlet stream conditions :		
	Outlet stream:	LP-FGAS	
	Substream:	MIXED	
	Component ID	Specification	Value
	N2, O2, H2, AR, CO, CO2, H2S, COS,		
	CH4, C2H6, C3H6, C3H8, IC4H8,	Split fraction	1
	NC4H10		
	C5H10	Split fraction	0.99742
	NC5H12, IC5H12	Split fraction	0.3596
FRAC2	SEPARATOR		
	Feed Flash:		
	ΔPressure:	0	psi
	Outlet stream conditions :		
	Outlet stream:	NAPHT	
	Substream:	MIXED	
	Component ID	Specification	Value
	C5H10, NC5H12, IC5H12, C6H12,		
	NC6H14, IC6H14, C7H14, NC7H16,	Split fraction	1
	C8H16, C9H18, NC9H20, C10H20,		
	NC10H22		
FRAC3	SEPARATOR		
	Feed Flash:		
	ΔPressure:	0	psi
	Outlet stream conditions :		
	Outlet stream:	DISTILL	
	Substream:	MIXED	
	Component ID	Specification	Value
	C11H22, NC11H24, C12H24,		
	NC12H26, C13H26, NC13H28,	Split fraction	1
	C14H28, NC14H30, C15H30,		
	NC15H32, C16H32, NC16H34,		
	C17H34, NC17H36, C18H36,		
	NC18H38, C19H38, NC19H40		
FRAC4	SEPARATOR		
	Feed Flash:		
	ΔPressure:	0	psi
	Outlet stream conditions :		
	Outlet stream:	DISTILL	
	Substream:	MIXED	
	Component ID	Specification	Value
	C20H40, NC20H42, NC21H44,		
	NC22H46, NC23H48, NC24H50,	Split fraction	1
	NC25H52, NC26H54, NC27H56,		
	NC28H58, NC29H60, NC30H62,		
	OXVAP. OXHC		

Apéndice N° 19. Diagrama de flujo de la simulación de la planta de CTL en Aspen Plus – Caso peruano. Hoja N° 1.



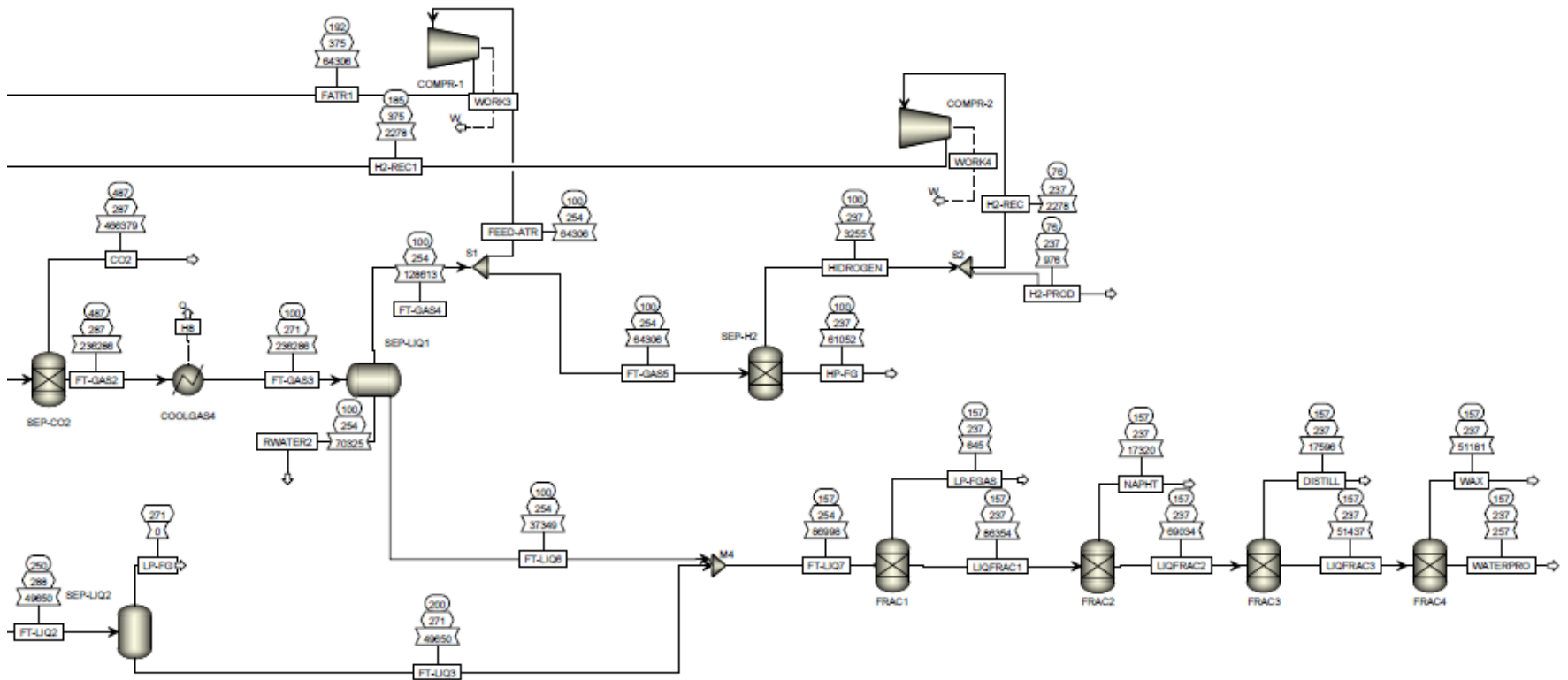
Elaboración: Propia.

Diagrama de flujo de la simulación de la planta de CTL en Aspen Plus – Caso peruano. Hoja N° 2.



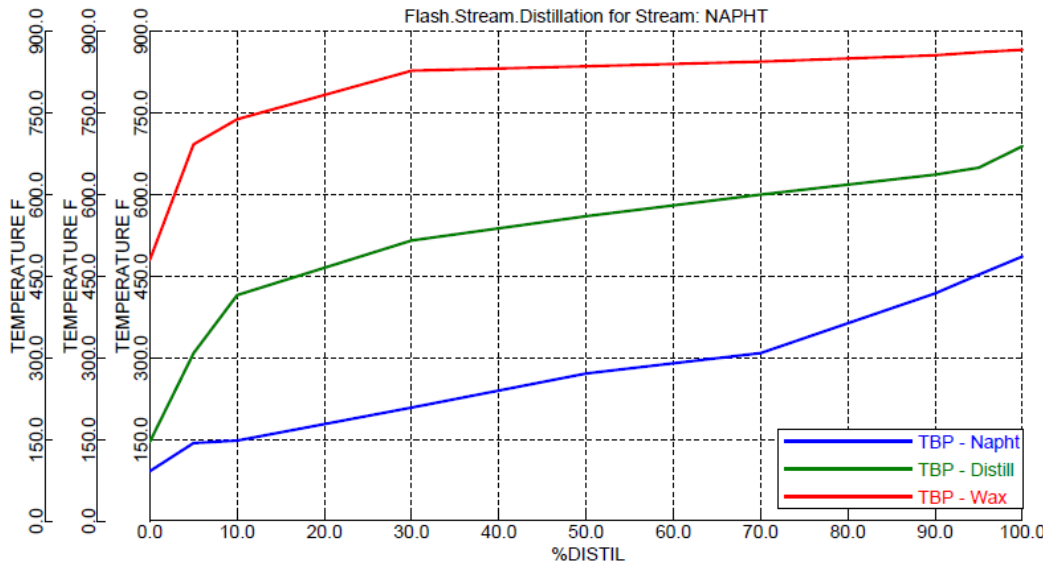
Elaboración: Propia.

Diagrama de flujo de la simulación de la planta de CTL en Aspen Plus – Caso peruano. Hoja N° 3.



Elaboración: Propia.

Apéndice Nº 20. Curva TBP de los productos crudos Nafta, Destilado y Cera.



Elaboración: Propia.

Apéndice Nº 21. Lista detallada de equipos de la planta de CTL

Apéndice Nº 21.1. MANEJO DEL CARBÓN

Recepción y manejo

No. Equipo	Descripción	Tipo	Condición de Diseño	Cantidad
1	Bottom Trestle Dumper and Receiving Hoppers	N/A	100 T	2
2	Feeder	Vibratory	100 tph	2
3	Conveyor No. 1	54" belt	1000 tph	2
4	Conveyor No. 2	54" belt	1000 tph	2
5	As-Received Coal Sampling System	Two-stage	N/A	2
6	Reclaim Hopper	N/A	40 T	2
7	Feeder	Vibratory	100 tph	2
8	Conveyor No. 3	48" belt	100 tph	2
9	Crusher Tower	N/A	100 tph	2
10	Coal Surge Bin w/ Vent Filter	Compartment	200 T	4
11	Crusher	Granulator reduction	6"x0 - 3"x0	4
12	Crusher	Impactor reduction	3"x0 - 1¼"x0	4
13	As-Fired Coal Sampling System	Swing hammer	-	2
14	Conveyor No. 4	48" belt	100 tph	2
15	Coal Silo w/ Vent Filter and Slide Gates	N/A	2500 T	2

Fuente: Technical and Economic Assessment of Small-Scale Fischer-Tropsch Liquids Facilities. DOE/NETL-2007/1253. Febrero 2007.

Apéndice N° 21.2. PREPARACIÓN Y ALIMENTACIÓN DEL CARBÓN
Preparación del lodo e inyección

No. Equipo	Descripción	Tipo	Condición de Diseño	Cantidad
1	Vibratory Feeder	-	100 tph	2
2	Conveyor No. 1	Belt	100 tph	2
3	Conveyor No. 2	Belt	100 tph	2
4	Rod Mill Feed Hopper	Vertical, double hopper	100 T	2
5	Vibratory Feeder		100 tph	4
6	Weight Feeder	Belt	100 tph	4
7	Rod Mill	Rotary	100 tph	4
8	Slurry Water Storage Tank with Agitator	Field erected	100000 gal	4
9	Slurry Water Pumps	Horizontal, centrifugal	1200 gpm	4
10	Rod Mill Product Tank with Agitator	Field erected	100000 gal	4
11	Rod Mill Product Pumps	Horizontal, centrifugal	2000 gpm	4
12	Slurry Storage Tank with Agitator	Field erected	350000 gal	4
13	Centrifugal Slurry Pumps	Horizontal, centrifugal	3000 gpm	4
14	Positive Displacement Slurry Pumps	Progressing cavity	500 gpm	4
15	Slurry Blending Tank with Agitator	Field erected	100000 gal	4
16	Slurry Blending Tank Pumps	Horizontal, centrifugal	450 gpm	4

Apéndice N° 21.3. ALIMENTACIÓN DE AGUA
Sistema de condensado y alimentación de agua

No. Equipo	Descripción	Tipo	Condición de Diseño	Cantidad
1	Condensate Storage Tank	Vertical, cylindrical, outdoor	20000 gal	2
2	Condensate Pumps	Vertical canned	400 gpm @ 400 ft	2
3	Deaerator (integral with HRSG)	Horizontal spray type	200000 lb/h 200°F to 240°F	2
4	Low-Pressure Feed Pump	Horizontal centrifugal single stage	200 gpm/1000 ft	1
5	High-Pressure Feed Pump	Barrel type, multi-staged, centrifugal	400 gpm @ 5500 ft & 600 gpm @ 1700 ft	2

Otros equipos

No. Equipo	Descripción	Tipo	Condición de Diseño	Cantidad
1	Auxiliary Boiler	Shop fabricated, water tube	400 psig, 650°F 70000 lb/h	1
2	Service Air Compressors	Reciprocating, single stage, double acting, horizontal	100 psig, 750 cfm	1
3	Instrument Air Dryers	Duplex, regenerative	750 cfm	1
4	Service Water Pumps	Horizontal centrifugal, double suction	200 ft, 1200 gpm	2
5	Closed Cycle Cooling Water Pumps	Horizontal, centrifugal	70 ft, 500 gpm	1
6	Fire Service Booster Pump	Two-stage horizontal centrifugal	250 ft, 1200 gpm	1
7	Engine-Driven Fire Pump	Vertical turbine, diesel engine	350 ft, 1000 gpm	1
8	Raw Water Pumps	SS, single suction	60 ft, 300 gpm	1
9	Filtered Water Pumps	SS, single suction	160 ft, 120 gpm	1
10	Filtered Water Tank	Vertical, cylindrical	15000 gal	1
11	Makeup Demineralizer	Anion, cation, and mixed bed	70 gpm	1
12	Sour Water Stripper System	Vendor supplied	50000 lb/h sour water	1
13	Liquid Waste Treatment System	Vendor supplied	200 gpm	1

Fuente: Technical and Economic Assessment of Small-Scale Fischer-Tropsch Liquids Facilities. DOE/NETL-2007/1253. Febrero 2007.

Apéndice N° 21.4. GASIFICADOR Y ACCESORIOS

Gasificación

No. Equipo	Descripción	Tipo	Condición de Diseño	Cantidad
1	Gasifier and Associated Equipment	Pressurized slurry-feed, entrained bed	2500 dry tpd / 815 psia	2
2	Syngas Cooler	Vertical Downflow Radiant Heat Exchanger with Outlet Quench Chamber	400000 lb/hr syngas	2
3	Syngas Scrubber	Vertical, upflow	400000 lb/h	2
4	Flare Stack	Self-supporting, carbon steel, stainless steel top, pilot ignition	400000 lb/h, medium-Btu gas	2

Planta de separación de aire

No. Equipo	Descripción	Tipo	Condición de Diseño	Cantidad
1	Air Compressor	Centrifugal, multi-stage	100000 scfm, 199 psia discharge pressure	2
2	Cold Box	Vendor Design	2000 tpd O ₂	2
3	Oxygen Compressor	Centrifugal, multi-stage	30000 scfm, 1000 psia discharge pressure	2
4	Nitrogen Compressor	Centrifugal, multi-stage	50000 scfm, 303 psia discharge pressure	2

Apéndice N° 21.5. LIMPIEZA DEL SYNGAS

No. Equipo	Descripción	Tipo	Condición de Diseño	Cantidad
1	COS Hydrolysis Reactor	Packed bed	750 psia, 410°F	2
2	Mercury Removal	Sulfated Carbon Bed	500000 lb/hr syngas, 750 psia	2
3	Acid Gas Absorber	Packed bed	8.5 ft OD x 104 ft	2
4	Acid Gas Stripper	Packed bed	8.5 ft OD x 96 ft	2
5	Lean/Rich Exchanger	Shell & tube	140 x 10 ⁶ Btu/h (total)	2
6	Stripper Reboiler	Shell & tube	40 x 10 ⁶ Btu/h	2
7	Lean Pump	Horizontal, centrifugal	3000 gpm, 1000 hp	2
8	Rich Pump	Horizontal, centrifugal	2000 gpm, 100 hp	2
9	Syngas Expansion Turbine-Generator	RotoFlow	450000 lb/hr 6000 kW	2
10	Sulfur Plant	Claus plant	110 long tpd	1

Proceso Fischer-Tropsch

No. Equipo	Descripción	Tipo	Condición de Diseño	Cantidad
1	Sulfur Polisher	ZnO Packed Bed	500000 lb/hr Syngas, 719 psia	2
2	FT Synthesis Reactors	Slurry Reactors	800000 lb/hr Syngas, 350 psia	2
3	CO ₂ Removal Process	Proprietary Amine	5200 tpd CO ₂	1
4	Hydrocarbon Recovery	Fractionator	175000 lb/hr	1
5	Hydrogen Recovery	PSA	1850 lb/hr H ₂	1
6	Recycle Compressor	Reciprocal	70000 lb/hr	1
7	Autothermal Reactor	Self-heating Catalytic	35,000 lb/hr	1
8	Naphtha Hydrotreating	Catalytic Bed	21000 lb/hr	1
9	Distillate Hydrotreating	Catalytic Bed	21000 lb/hr	1
10	Wax Hydrotreating	Catalytic bed	65000 lb/hr	1

Apéndice N° 21.6. TURBINAS DE COMBUSTIÓN Y AUXILIARES

No. Equipo	Descripción	Tipo	Condición de Diseño	Cantidad
1	34 MWe Gas Turbine Generator	Axial flow, single spool based on GE LM2500	2200°F rotor inlet temp.; 18.0:1 pressure ratio, 154 lb/sec	1
2	Enclosure	Sound attenuating	85 dB at 3 ft	1
3	Air Inlet Filter/Silencer	Two-stage	3.0 in. H ₂ O pressure drop, dirty	1
4	Starting Package	Electric motor, torque converter drive, turning gear	500 hp, time from turning gear to full load ~30 minutes	1
5	Mechanical Package	CS oil reservoir and pumps, dual vertical cartridge filters, air compressor	-	1
6	Oil Cooler	Air-cooled, fin fan	-	1
7	Electrical Control Package	Distributed control system	1 sec. update time 8 MHz clock speed	1
8	Generator Glycol Cooler	Air-cooled, fin fan	-	1
9	Compressor Wash Skid	-	-	1

Apéndice N° 21.7. CALDERAS DE RECUPERACIÓN DEL CALOR RESIDUAL

No. Equipo	Descripción	Tipo	Condición de Diseño	Cantidad
1	Heat Recovery Steam Generator	Drum, multi-pressure, with economizer section and integral deaerator	HP-1015 psia/ 1000°F 200000 lb/h IP-385 psia/1000°F 200000 lb/h	1
2	Stack	Carbon steel plate, type 409 stainless steel liner	213 ft high x 10 ft dia.	1

Apéndice N° 21.8. GENERADOR DE TURBINA A VAPOR Y AUXILIARES

No. Equipo	Descripción	Tipo	Condición de Diseño	Cantidad
1	76 MW Steam Turbine Generator	Multi-pressure	1000 psig 1000°F/1000°F	1
2	Bearing Lube Oil Coolers	Plate and frame	-	2
3	Bearing Lube Oil Conditioner	Pressure filter closed loop	-	1
4	Control System	Digital electro-hydraulic	1000 psig	1
5	Generator Coolers	Plate and frame	-	2
6	Hydrogen Seal Oil System	Closed loop	-	1
7	Surface Condenser	Single pass, divided waterbox	100000 lb/h steam @ 2.4 in. Hga	1

Apéndice N° 21.9. SISTEMA DE ENFRIAMIENTO CON AGUA

No. Equipo	Descripción	Tipo	Condición de Diseño	Cantidad
1	Circ. Water Pumps	Vertical wet pit	20000 gpm @ 60 ft	2
2	Cooling Tower	Mechanical draft	20000 gpm	2

Fuente: Technical and Economic Assessment of Small-Scale Fischer-Tropsch Liquids Facilities. DOE/NETL-2007/1253. Febrero 2007.

Apéndice N° 21.10. RECUPERACIÓN Y MANEJO DE ESCORIA

No. Equipo	Descripción	Tipo	Condición de Diseño	Cantidad
1	Slag Quench Tank	Water bath	8 tph	2
2	Slag Crusher	Roll	8 tph	2
3	Slag Depressurizer	Proprietary	8 tph	2
4	Slag Handling Tank	Horizontal, weir	4 tph	4
5	Slag Conveyor	Drag chain	4 tph	4
6	Slag Separation Screen	Vibrating	4 tph	2
7	Coarse Slag Conveyor	Belt/bucket	4 tph	2
8	Fine Ash Storage Tank	Vertical	10000 gal	2
9	Fine Ash Transfer Pumps	Horizontal/centrifugal	50 gpm	4
10	Storage Bin	Vertical	1000 T	2
11	Unloading Equipment	Telescoping chute	20 tph	2

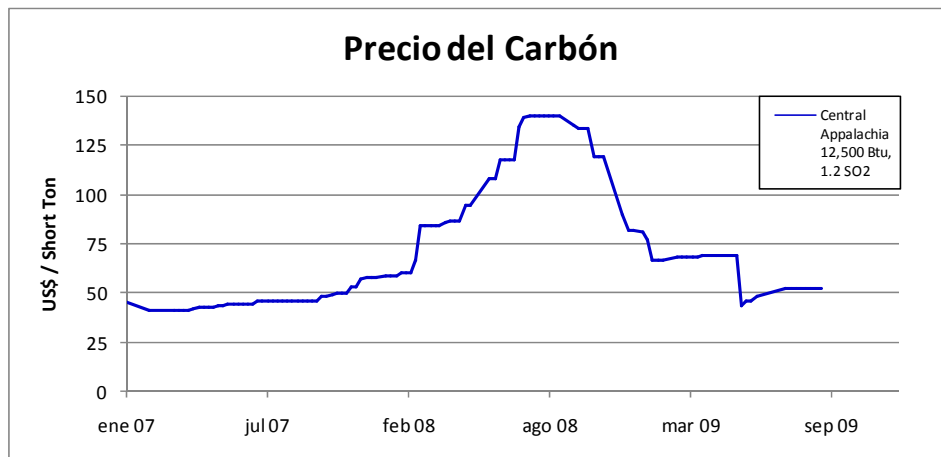
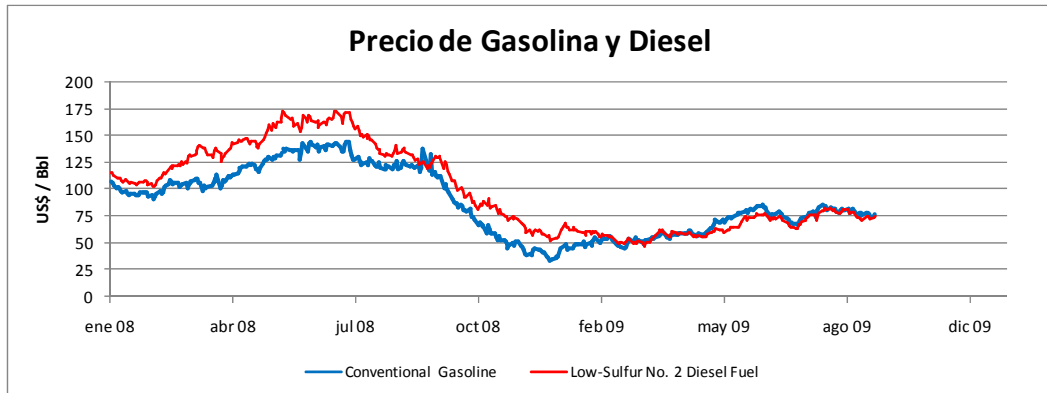
Fuente: *Technical and Economic Assessment of Small-Scale Fischer-Tropsch Liquids Facilities.* DOE/NETL-2007/1253. Febrero 2007.

Apéndice N° 22. Propiedades del agua de proceso y enfriamiento

Propiedad	Agua de Proceso	Agua de Enfriamiento
Sólidos totales disueltos (TDS)	200 μ S/cm	1250 μ S/cm
Sólidos totales suspendidos	No permitido	No permitido
Dureza	100 mg/l como CaCO ₃	75 mg/l como CaCO ₃
Alcalinidad	100 ppm	350 ppm
Sulfatos	4 ppm	50 ppm
Cloruros	10 ppm	200 ppm
Sílica	30 mg/l	30 mg/l
Aluminio	No permitido	No permitido
Hierro	0.25 mg/l	0.25 mg/l
Calcio	70 mg/l	25 mg/l
Magnesio	25 mg/l	45 mg/l
Fosfato	0.4 mg/l	6.0 mg/l (orto)
Amoniaco	< 1 mg/l	19 mg/l
Cloro	< 0.1 mg/l	< 0.1 mg/l
pH	8.0	8.0

Fuente: *Technical and Economic Assessment of Small-Scale Fischer-Tropsch Liquids Facilities.* DOE/NETL-2007/1253. Febrero 2007.

Apéndice Nº 23. Precio de la Gasolina, Diesel y Carbón



Fuente: Energy Information Administration. Coal News and Market.
<http://www.eia.doe.gov/cneaf/coal/page/coalnews/coalmar.html#spot>
 Elaboración: Propia.

Apéndice Nº 24. Matriz de clasificación de costos estimados

CARACTERÍSTICA	PRINCIPAL	SECUNDARIA			
		DEFINICIÓN DEL NIVEL DE PROYECTO	FINALIDAD DE USO	METODOLOGÍA	RANGO DE PRECISIÓN ESPERADA
Clase 5	0% a 2%	Conceptual	Capacidad de manufactura, modelos paramétricos, juicio o analogía	L: -20% a -50% H: +30% a +100%	1
Clase 4	1% a 15%	Estudio de factibilidad	Equipos, manufactura o modelos paramétricos	L: -15% a -30% H: +20% a +50%	2 a 4
Clase 3	10% a 40%	Presupuesto, autorización o control	Unidades semidetalladas, costos con niveles de ensambleje	L: -10% a -20% H: +10% a +30%	3 a 10
Clase 2	30% a 70%	Control	Costos de unidades detalladas	L: -5% a -15% H: +5% a +20%	4 a 20
Clase 1	50% a 100%	Verificación de estimados	Costos de unidades detalladas	L: -3% a -10% H: +3% a +15%	5 a 100

Fuente: ACE International Recommended Practice No. 18R-97. Cost Estimate Classification System – As Applied in Engineering, Procurement, and Construction for the Process Industries.

Apéndice Nº 25. Inflación de Estados Unidos de América

HISTÓRICO DE LA INFLACIÓN DE ESTADOS UNIDOS DE AMÉRICA													
AÑO	ENE	FEB	MAR	ABR	MAY	JUN	JUL	AGO	SEP	OCT	NOV	DIC	PROM
2009	0.03%	0.24%	-0.38%	-0.74%	-1.28%	-1.43%	-2.10%	-	-	-	-	-	-0.81%
2008	4.28%	4.03%	3.98%	3.94%	4.18%	5.02%	5.60%	5.37%	4.94%	3.66%	1.07%	0.09%	3.85%
2007	2.08%	2.42%	2.78%	2.57%	2.69%	2.69%	2.36%	1.97%	2.76%	3.54%	4.31%	4.08%	2.85%
2006	3.99%	3.60%	3.36%	3.55%	4.17%	4.32%	4.15%	3.82%	2.06%	1.31%	1.97%	2.54%	3.24%

Fuente: http://www.inflationdata.com/inflation/Inflation_Rate/HistoricalInflation.aspx

Apéndice Nº 26. Factores que afectan el costo de manufactura

FACTOR	DESCRIPCIÓN
Costos Directos	
Materia prima	Costo de almacenar los químicos requeridos por el proceso
Tratamiento de residuos	Costo del tratamiento de residuos para proteger el medio ambiente
Servicios	Costo de corrientes de servicios requeridos por el proceso
Mano de obra operativa	Costo del personal requerido para las operaciones de la planta
Mano de obra de oficina y supervisión	Costo del personal administrativo / ingeniería de apoyo
Mantenimiento y reparación	Costo de mano de obra y materiales asociados con el mantenimiento
Suministros de operación	Costo de suministros que apoyan la operación diaria y que no se consideran como materia prima.
Cargas de laboratorio	Costo de pruebas especiales y de rutina requeridas para el control de calidad del producto.
Patentes y regalías	Costo por uso de patentes o licencias
Costos Fijos	
Depreciación	Costos asociados con la planta física (edificios equipos, etc.). Gasto operativo legal para propósito de impuestos.
Impuestos locales y seguros	Costos asociados propiamente con impuestos y obligaciones de seguros.
Costo de gastos generales	Toma todos los costos asociados con la operación de las instalaciones auxiliares que apoyan el proceso de manufactura. Involucran servicios, protección contra incendios y seguridad, servicios médicos, etc.
Gastos Generales	
Costos de administración	Costos para administración. Incluye salarios, otra administración y otras actividades relacionadas.
Costos de venta y distribución	Costo de ventas y mercadeo requerido para vender los productos químicos. Incluye salario y otros costos.
Investigación y desarrollo	Costo de actividades de investigación relacionadas al proceso. Incluye salarios y fondos para equipos de investigación y suministros, etc.

Fuente: *Plant Design and Economics for Chemical Engineers. Fourth Edition by Max S. Peters and Klaus D. Timmerhaus. 1991.*

Apéndice Nº 27. Fórmulas de evaluación del flujo de caja y ganancias

DESCRIPCIÓN		FÓRMULA
Gastos	= Costos de Manufactura + Depreciación	= COM + d
Impuestos	= (Ingreso - Gastos)(Tasa de impuesto)	= (R - COM - d)(t)
Ganancias despues de impuestos	= Ingreso - Gastos - Impuesto	= (R - COM - d)(1 - t)
Flujo de caja despues de impuesto	= Ganancia Neta + Depreciación	= (R - COM - d)(1 - t) + d
Variables:		
t	Tasa de impuesto	
COM	Costo de manufactura excluyendo depreciación	
d	Depreciación (Depende del método usado)	
R	Ingreso por ventas	

Fuente: *Plant Design and Economics for Chemical Engineers. Fourth Edition by Max S. Peters and Klaus D. Timmerhaus. 1991.*

Apéndice Nº 28. Consumo de combustibles derivados del petróleo en el Perú

CONSUMO (MBPD)	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008
Diesel 2	58.2	54.8	50.1	49.2	54.2	63.7	58.6	59.6	64.9	72.9
GLP	12.9	13.6	14.1	16.1	17.5	18.3	21.4	23.6	26.4	30.3
Gasolinas	27.8	25.4	23.0	23.1	21.8	21.7	20.0	20.0	21.0	21.7
Residuales	28.3	26.8	23.2	24.3	22.3	27.1	23.8	20.2	17.4	19.3
Turbo	8.2	7.3	7.6	4.3	3.0	2.9	2.0	4.5	3.6	3.7
Kerosene	13.3	13.8	15.1	17.6	11.8	6.9	4.5	1.8	1.2	0.9
Asfaltos	2.2	1.6	1.7	1.9	1.3	2.4	1.6	2.0	2.3	2.7
Otros (1)	4.2	4.4	5.1	3.6	3.0	2.1	2.2	2.3	2.3	2.4
Hidrocarburos Líquidos	155.1	147.7	139.9	140.2	135.1	145.3	134.2	134.0	139.2	153.8

CONSUMO PRONÓSTICADO (MBPD)	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018
Diesel 2	68.2	70.0	71.7	73.5	75.2	77.0	78.7	80.5	82.2	84.0
GLP	29.8	31.7	33.6	35.5	37.4	39.3	41.1	43.0	44.9	46.8
Gasolinas	19.8	19.5	19.3	19.0	18.8	18.6	18.4	18.2	18.1	17.9
Residuales	19.9	19.6	19.3	19.0	18.8	18.5	18.3	18.1	17.9	17.7
Turbo	2.5	2.3	2.1	1.9	1.7	1.6	1.4	1.3	1.1	1.0
Kerosene	1.6	1.2	0.9	0.7	0.5	0.4	0.3	0.2	0.2	0.1
Asfaltos	2.3	2.4	2.4	2.5	2.6	2.6	2.7	2.8	2.8	2.9
Otros (1)	2.2	2.1	2.0	2.0	1.9	1.9	1.8	1.8	1.8	1.7
Hidrocarburos Líquidos	146.4	148.8	151.4	154.1	156.9	159.8	162.8	165.9	169.0	172.1

(1) Incluye: Solventes y Acido Naftenico.

Fuente: MEM. Plan Referencial de Hidrocarburos 2007-2016 y Anuario Estadístico 2009.

Apéndice Nº 29. Producción de combustibles derivados del petróleo en el Perú

PRODUCCIÓN (MBPD)	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008
Residuales	47.7	50.2	52.8	48.2	48.9	47.8	48.7	40.3	40.2	37.9
Gasolinas	25.9	25.4	23.7	23.1	23.0	22.4	20.1	20.4	21.9	21.6
Diesel 2	37.3	33.8	36.9	37.5	38.0	40.7	48.6	51.1	54.9	57.7
GLP	8.2	8.5	8.1	8.4	8.4	12.8	24.1	25.3	25.7	28.9
Naftas	9.8	10.4	12.7	9.9	9.8	18.5	33.7	32.4	33.5	33.7
Solventes	0.7	0.9	1.0	1.5	2.0	2.0	1.9	1.4	1.4	1.2
Kerosene	13.5	14.3	14.9	15.0	10.8	7.0	4.8	2.6	2.2	1.6
Turbo	8.5	7.7	7.7	8.0	8.5	9.3	9.6	10.2	11.4	12.1
Asfaltos	2.5	1.8	1.9	2.1	1.4	2.4	1.7	2.3	2.5	3.0
Otros	4.3	5.0	6.3	10.8	13.2	13.3	21.2	18.0	18.1	19.7
Total	158.3	158.0	166.0	164.3	164.1	176.1	214.2	204.2	211.7	217.4

PRODUCCIÓN PRONÓSTICADA (MBPD)	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018
Residuales	37.9	37.9	37.9	37.9	37.9	37.9	37.9	37.9	37.9	37.9
Gasolinas	21.6	21.6	21.6	21.6	21.6	21.6	21.6	21.6	21.6	21.6
Diesel 2	58.3	60.9	63.6	66.2	68.9	71.5	71.5	71.5	71.5	71.5
GLP	30.6	33.3	36.0	38.7	41.4	44.1	44.1	44.1	44.1	44.1
Naftas	33.7	33.7	33.7	33.7	33.7	33.7	33.7	33.7	33.7	33.7
Solventes	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2
Kerosene	1.6	1.6	1.6	1.6	1.6	1.6	1.6	1.6	1.6	1.6
Turbo	12.1	12.1	12.1	12.1	12.1	12.1	12.1	12.1	12.1	12.1
Asfaltos	3.0	3.0	3.0	3.0	3.0	3.0	3.0	3.0	3.0	3.0
Otros	19.7	19.7	19.7	19.7	19.7	19.7	19.7	19.7	19.7	19.7
Total	219.7	225.0	230.4	235.7	241.1	246.4	246.4	246.4	246.4	246.4

Fuente: MEM. Plan Referencial de Hidrocarburos 2007-2016 y Anuario Estadístico 2009.

Apéndice Nº 30. Producción de combustibles derivados del petróleo en las refinерías del Perú

PRODUCCIÓN EN REFINERÍAS (MBPD)	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008
GLP	6.5	6.8	6.3	6.7	6.7	7.3	7.3	6.3	6.5	6.7
Gasolinas	25.9	25.4	23.7	23.1	23.0	22.4	20.1	20.4	21.9	21.6
Naftas	7.3	7.6	9.9	7.1	7.2	11.7	16.1	14.6	16.4	14.9
Solventes	0.6	0.9	0.9	1.3	1.8	1.7	1.6	1.2	1.1	0.9
Kerosene	13.5	14.3	14.9	15.0	10.8	7.0	4.8	2.6	2.2	1.6
Turbo	8.5	7.7	7.7	8.0	8.5	9.3	9.6	10.2	11.4	12.1
Diesel 2	37.3	33.8	36.9	37.5	38.0	40.0	46.2	48.2	52.1	53.3
Residuales	47.7	50.2	52.8	48.2	48.9	47.8	48.7	40.3	40.2	37.9
Asfaltos	2.5	1.8	1.9	2.1	1.4	2.4	1.7	2.3	2.5	3.0
Otros	4.3	5.0	6.3	10.8	13.2	13.3	21.2	18.0	18.1	19.7
Total	154.0	153.5	161.3	159.7	159.5	162.7	177.2	164.1	172.3	171.8

PRODUCCIÓN EN PLANTAS DE FRACCIONAMIENTO (MBPD)	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008
GLP	1.7	1.8	1.7	1.7	1.7	5.5	16.7	19.0	19.2	22.1
Diesel	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.8	2.4	2.9	2.8	4.4
Solventes	0.1	0.0	0.2	0.2	0.2	0.3	0.3	0.3	0.3	0.3
Gasolina natural	2.5	2.7	2.8	2.8	2.7	6.8	17.6	17.9	17.2	18.8
Total	4.3	4.5	4.6	4.7	4.6	13.4	37.0	40.1	39.4	45.5

Fuente: MEM. Plan Referencial de Hidrocarburos 2007-2016 y Anuario Estadístico 2009.

Apéndice Nº 31. Déficit de abastecimiento de Diesel en el Perú

DÉFICIT (MBPD)	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008
Diesel 2	20.9	21.0	13.2	11.7	16.3	23.0	10.1	8.5	10.0	15.2
GLP	4.7	5.0	6.0	7.6	9.2	5.5	-2.7	-1.7	0.8	1.5
Gasolinas	1.9	0.0	-0.7	0.1	-1.2	-0.6	-0.1	-0.5	-0.8	0.1
Residuales	-19.5	-23.4	-29.6	-23.9	-26.6	-20.7	-24.9	-20.1	-22.8	-18.7

DÉFICIT PRONOSTICADO (MBPD)	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018
Diesel 2	10.0	9.1	8.2	7.3	6.4	5.5	7.2	8.9	10.7	12.4
GLP	-0.8	-1.6	-2.4	-3.2	-4.0	-4.8	-2.9	-1.0	0.9	2.7
Gasolinas	-1.8	-2.1	-2.3	-2.6	-2.8	-3.0	-3.2	-3.4	-3.5	-3.7
Residuales	-18.0	-18.3	-18.6	-18.9	-19.1	-19.4	-19.6	-19.8	-20.0	-20.2

Nota: Déficit = Consumo – Producción. Valores positivos representan un déficit.

Fuente: MEM. Plan Referencial de Hidrocarburos 2007-2016 y Anuario Estadístico 2009.

Apéndice Nº 32. Importación de crudos y derivados en el Perú

IMPORTACIÓN (MBPD equivalentes)	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008
Petróleo	61.0	74.1	73.8	83.4	82.8	95.9	101.2	110.2	96.9
Diesel 2	25.4	16.6	13.6	18.8	24.8	15.8	15.3	19.2	27.3
GLP	5.4	6.5	7.8	9.6	7.5	2.0	0.3	2.8	3.9
Gasolinas / Nafta	1.2	1.0	1.1	0.9	1.0	2.3	2.0	2.0	2.5
Kero / Turbo	1.1	0.9	4.1	3.2	0.0	0.0	0.0	0.0	1.3
Material de corte	1.4	0.4	1.5	4.0	2.0	0.6	0.5	0.6	0.9
Aceites y grasas lubricantes	1.3	1.3	1.4	1.6	1.6	1.9	2.0	2.3	2.3
Otros productos	0.0	0.0	0.0	0.7	0.1	0.9	0.1	0.0	0.3
Total	96.9	100.9	103.4	122.1	119.8	119.5	121.4	137.2	135.4

Fuente: MEM. Plan Referencial de Hidrocarburos 2007-2016 y Anuario Estadístico 2009.

Apéndice Nº 33. Reservas probadas de GN y LGN

RESERVAS PROBADAS GN Y LGN	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008
Gas Natural (TCF)										
Noroeste	0.30	0.26	0.34	0.34	0.36	0.38	0.51	0.49	0.48	0.47
Selva Central	0.29	0.28	0.28	0.27	0.25	0.24	0.22	0.21	0.19	0.20
Selva Sur (1)	8.11	8.11	8.11	8.11	8.11	10.87	11.20	11.15	11.15	11.00
Nuevos Descubrimientos(2)										
Total	8.69	8.65	8.72	8.72	8.72	11.49	11.93	11.84	11.82	11.67
LGN (MMBIs)										
Selva Central	14.3	15.7	13.3	12.3	10.5	9.1	7.7	6.5	5.4	4.1
Selva Sur (1)	566.5	566.5	566.5	566.5	566.5	708.9	687.7	675.0	668.7	646.2
Nuevos Descubrimientos(2)										
Total	580.8	582.2	579.8	578.8	577.0	718.0	695.4	681.5	674.1	650.3

RESERVAS PROBADAS GN Y LGN - PRONÓSTICO	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018
Gas Natural (TCF)										
Noroeste	0.46	0.44	0.42	0.40	0.39	0.37	0.35	0.33	0.32	0.30
Selva Central	0.19	0.18	0.18	0.17	0.16	0.16	0.15	0.14	0.14	0.13
Selva Sur (1)	10.90	10.51	10.06	9.60	9.10	8.60	8.07	7.53	7.34	6.92
Nuevos Descubrimientos(2)		3.00	3.50	4.00	4.50	5.00	5.50	6.00	6.50	7.00
Total	11.55	14.13	14.16	14.17	14.15	14.13	14.07	14.00	14.30	14.35
LGN (MMBIs)										
Selva Central	3.0	2.0	1.1	1.1	1.1	1.1	1.1	1.1	0.0	0.0
Selva Sur (1)	622.4	597.0	570.2	543.3	509.5	476.3	443.9	412.3	390.9	362.1
Nuevos Descubrimientos(2)		150.0	200.0	250.0	300.0	350.0	400.0	450.0	500.0	550.0
Total	625.4	749.0	771.3	794.4	810.6	827.4	845.0	863.4	890.9	912.1

Nota: (1) Comprende las reservas probadas del Lote 88 (Camisea) y del Lote 56 (Pagoreni).

(2) Se considera que se tendrá un descubrimiento de 3 TCF de gas natural el año 2010 con un crecimiento de 0.5 TCF por año.

Fuente: MEM. Plan Referencial de Hidrocarburos 2007-2016 y Anuario Estadístico 2009.

Apéndice Nº 34. Reservas probadas de petróleo crudo

RESERVAS PROBADAS DE PETRÓLEO	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008
En Producción (MMBIs)	309.8	323.4	399.6	374.1	352.5	379.3	382.9	415.8	447.4	419.4
Nuevos Descubrimientos (1)										
Total	309.8	323.4	399.6	374.1	352.5	379.3	382.9	415.8	447.4	419.4

RESERVAS PROBADAS DE PETRÓLEO - PRONÓSTICO	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018
En Producción (MMBIs)	391.4	363.5	335.5	307.6	279.6	251.7	223.7	195.8	167.8	139.8
Nuevos Descubrimientos (1)										
Total	391.4	363.5	335.5	307.6	279.6	251.7	223.7	195.8	167.8	139.8

(1) Se incluyen las reservas del lote 67.

Fuente: MEM. Plan Referencial de Hidrocarburos 2007-2016 y Anuario Estadístico 2009.

Apéndice N° 35. Proyectos de CTL en el mundo

Localización	Nombre	Compañía	Capacidad	Materia prima	Productos	Inicio Operación	Fuente
Wellsville, OH, USA.	CTL Facility Wellsville Medicine Bow CTL Facility	Baard Energy, L.L.C.	53000 BPD	Carbón y biomasa	Jet Fuel y Diesel Gasolina	2013	http://pnp.uschamber.com/2009/03/baard-energy-coal-to-liquids-plant.html
Wyoming, USA.		DKRW Advanced Fuels/Rentech/GE .	15000 - 20000 BPD	Carbón		2013	http://www.dkrwenergy.com/fw/main/Medicine-Bow-111.html
Maelstrom, MT, USA.		US Air Force	20000 - 30000 BPD	Carbón subbituminoso/lignito	Plan	NETL Perspective on Fischer-Tropsch. August 12-14, 2008, St.Louis, MO.	
Oakland, IL, USA.		American Clean Coal Fuels	25000 BPD	Carbón bituminoso/biomasa	Plan	NETL Perspective on Fischer-Tropsch. August 12-14, 2008, St.Louis, MO.	
LA, USA.		Synfuel, Inc./GE/Haldoe-Topsoe/NACC/Exxon Mobil		Carbón Lignito	Plan	NETL Perspective on Fischer-Tropsch. August 12-14, 2008, St.Louis, MO.	
MS, USA.		Silverado Green Fuel Inc./Choctaw Co.		Carbón Lignito	Plan	NETL Perspective on Fischer-Tropsch. August 12-14, 2008, St.Louis, MO.	
KY, USA.		Fuel Frontiers Inc./Westinghouse SS&W, Muhlenberg Co.	13000 BPD	Carbón subbituminoso	Plan	NETL Perspective on Fischer-Tropsch. August 12-14, 2008, St.Louis, MO.	
AK, USA.		AIDEA/ANRTL/CPC	80000 BPD	Carbón subbituminoso	Plan	NETL Perspective on Fischer-Tropsch. August 12-14, 2008, St.Louis, MO.	
Gilbert, WV, USA.		Mingo Co./Rentech	3000 - 27000 BPD	Carbón subbituminoso	Plan	NETL Perspective on Fischer-Tropsch. August 12-14, 2008, St.Louis, MO.	
Gilberton, PA, USA.		WMP/Shell/Shell/DOE	5000 BPD	Carbón antracita	Ingeniería	NETL Perspective on Fischer-Tropsch. August 12-14, 2008, St.Louis, MO.	
MT, USA.		Rentech/Peabody	10000 - 30000 BPD	Carbón subbituminoso/lignito	Plan	NETL Perspective on Fischer-Tropsch. August 12-14, 2008, St.Louis, MO.	
IL, USA.		Rentech/Peabody	10000 - 30000 BPD	Carbón bituminoso	Plan	NETL Perspective on Fischer-Tropsch. August 12-14, 2008, St.Louis, MO.	
IL, USA.		Rentech	1800 BPD	Carbón bituminoso	Plan	NETL Perspective on Fischer-Tropsch. August 12-14, 2008, St.Louis, MO.	
Natchez, MS, USA.		Rentech/Adams Co.	1600 - 20000 BPD	Carbón, petcoke y biomasa	Ingeniería	NETL Perspective on Fischer-Tropsch. August 12-14, 2008, St.Louis, MO.	
ND, USA.		Headwaters/NACC/GRE	32000 BPD	Carbón Lignito	Plan	NETL Perspective on Fischer-Tropsch. August 12-14, 2008, St.Louis, MO.	
WV, USA.		Headwaters/Consol		Carbón bituminoso	Plan	NETL Perspective on Fischer-Tropsch. August 12-14, 2008, St.Louis, MO.	
Benwood, WV, USA.	Consol/SES	6500 BPD	Carbón bituminoso	Ingeniería	NETL Perspective on Fischer-Tropsch. August 12-14, 2008, St.Louis, MO.		
Inner Mongolia, China	Shenhua DCL	Shenhua	24000 BPD	Carbón	Gasolina y Diesel	2009	http://www.chinadaily.com.cn/bizchina/2009-01/22/content_7419616.htm
China		Lu'an Group/West Hawk	3000 BPD	Carbón		Plan	NETL Perspective on Fischer-Tropsch. August 12-14, 2008, St.Louis, MO.
China		Yankuang	40000 BPD	Carbón		Plan	NETL Perspective on Fischer-Tropsch. August 12-14, 2008, St.Louis, MO.
China		Sasol JV	80000 BPD	Carbón		Plan	NETL Perspective on Fischer-Tropsch. August 12-14, 2008, St.Louis, MO.
China	Shell/Shenhua	70000 - 80000 BPD	Carbón	Plan	NETL Perspective on Fischer-Tropsch. August 12-14, 2008, St.Louis, MO.		
Alberta, Canada	Fox Creek	Alter NRG	40000 BPD	Carbón	Gasolina y Diesel	Plan	http://www.alternrg.com/target_markets/coal_to_liquids
Colombia	Likuen project	Likuen	50000 BPD	Carbón	Gasolina y Diesel	Plan	http://www.likuen.com/spip.php?article11
Spreetal, Germany	Schwarze Pumpe	Syntroleum Corporation/Sustec Industries AG	3000 BPD	Carbón Lignito	Diesel	Plan	http://www.syntroleum.com/
Assam, India		Coal India/Sasol	44000 BPD	Carbón		Plan	http://economictimes.indiatimes.com/
Waterberg, South Africa	Waterberg Sasol II / Sasol III	Sekoko Energy	6000 BPD	Carbón	Gasolina y Diesel	2016	http://www.miningweekly.com/
South Africa		Sasol	160000 BPD	Carbón		1980 / 1983	Sasol's CTL Experience
Adelaide, Australia	Arckaringa	Altona Resources	15000 BPD	Carbón		Plan	http://www.altonaenergy.com/Projects.html
Melbourne, Australia	LaTrobe Valley	ROYAL Dutch Shell/Anglo American	60000 BPD	Carbón		Plan	http://royaldutchshellplc.com/
Indonesia		Pertamina/Accelton	76000 BPD	Carbón		Plan	NETL Perspective on Fischer-Tropsch. August 12-14, 2008, St.Louis, MO.
Philippines		Headwaters	60000 BPD	Carbón		Plan	NETL Perspective on Fischer-Tropsch. August 12-14, 2008, St.Louis, MO.
New Zeland		L&M Group	50000 BPD	Carbón		Plan	NETL Perspective on Fischer-Tropsch. August 12-14, 2008, St.Louis, MO.

Elaboración: Propia.

Apéndice Nº 36. Producción de carbón en Colombia por departamentos

		PRODUCCIÓN DE CARBÓN, Toneladas por día					
DEPARTAMENTO	EMPRESA	2004	2005	2006	2007	2008	2009
GUAJIRA	CERREJON ZONA NORTE	40093	51458	52062	52061	49134	47143
	CONSORCIO CERREJON - AREA PATILLA	15804	13373	14185	15037	12392	13884
	CARBONES COLOMBIANOS DEL CERREJON - AREA LA COMUNIDAD	1641	2018	2286	2011	2993	3583
	CARBONES DEL CERREJON - AREA LA COMUNIDAD	6303	4869	8097	7665	11370	13639
	CARBONES DEL CERREJON - AREA OREGANAL	3227	2748	3022	5609	11379	13029
TOTAL GUAJIRA		67068	74466	79653	82382	87267	91277
CESAR	DRUMMOND LTD - AREA LA LOMA	55886	58805	59232	62735	58461	49441
	DRUMMOND LTD - EL DESCANSO	0	0	0	0	0	1980
	CARBOANDES S.A.	1077	1876	3604	892	0	0
	CARBONES DEL TESORO S.A.	0	0	0	3314	5053	3130
	CARBONES DE LA JAGUA	6521	5031	5322	7192	6877	8386
	CONSORCIO MINERO UNIDO S.A.	2926	3697	4050	1511	0	983
	C.I. PRODECO S.A.	1673	4116	7887	10206	12835	15495
	COMPAÑÍA CARBONES DEL CESAR S.A.	211	1983	4002	4004	3550	3506
	NORCARBON S.A. - AREA LA DIVISA	90	410	1159	1067	973	133
	EMCARBON S.A.	0	0	0	0	4263	5194
TOTAL CESAR		68384	75916	85256	90922	92011	88248
CORDOBA	CARBONES DEL CARIBE - AREA LA GUACAMAYA	959	502	1403	1318	1347	1456
ANTIOQUIA	ANTIOQUIA	961	1338	1171	631	1104	2791
BOYACA	BOYACA	3290	3507	4812	6233	6095	6565
CASANARE	CASANARE	0	0	0	0	0	2
CUNDINAMARCA	CUNDINAMARCA	2504	3223	2943	4890	6573	4934
SANTANDER	SANTANDER	1	0	431	319	487	317
NORTE DE SANTANDER	NORTE DE SANTANDER	3506	3845	5291	4634	5697	5228
VALLE DEL CAUCA	VALLE DEL CAUCA	490	576	309	136	216	0
CAUCA	CAUCA	73	121	79	49	27	27
TOTAL OTROS DEPARTAMENTOS		11785	13111	16439	18209	21547	21321
TOTAL COLOMBIA		147236	163493	181348	191513	200825	200847

Fuente: Anuario Estadístico Minero. SIMCO. Colombia.
Elaboración: Propia.