

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA

FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y TEXTIL



**“ESTUDIO TÉCNICO – ECONÓMICO DE PREFACTIBILIDAD DE UN
PROCESO DE TRANSFORMACIÓN PARA EL INCREMENTO DE
OCTANAJE DE GASOLINAS EN REFINERÍAS DE LA SELVA DEL PERÚ”**

**TESIS PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE:
INGENIERO QUÍMICO**

**PRESENTADO POR:
MARÍA ELENA AMANQUI RODRIGUEZ
JOSÉ LUIS AGUILAR ALCOSER**

LIMA – PERÚ

2011

ÍNDICE

Dedicatoria.....	ii
Agradecimiento.....	iii
Índice.....	iv
Resumen.....	x
Índice de tablas.....	xii
Índice de figuras.....	xv
Lista de abreviaturas.....	xvii
Introducción.....	1
Capítulo 1 – Estudio del problema.....	4
1.1 Planteamiento del problema.....	4
1.2 Formulación del problema.....	5
1.3 Objetivos.....	5
1.3.1 Objetivo general.....	5
1.3.2 Objetivos específicos.....	5
1.4 Justificación del problema.....	6
Capítulo 2 – Estudio de mercado de gasolinas en la selva del Perú.....	8
2.1 Definición del producto.....	8
2.1.1 Composición de la gasolina.....	8
2.1.2 Clasificación de las gasolinas.....	8
2.1.2.1 Gasolina natural.....	8
2.1.2.2 Gasolina primaria.....	9
2.1.2.3 Gasolina de cracking o refinado.....	9
2.1.2.4 Gasolina de High Octane Blend Stock (HOGBS).....	9
2.1.3 Características físicas de las gasolinas.....	9
2.1.3.1 Densidad de las gasolinas.....	9
2.1.3.2 Presión de vapor de las gasolinas.....	10
2.1.3.3 Curva de destilación (destilación atmosférica).....	10

2.1.3.4 Contenido de gomas.....	11
2.1.3.5 Contenido de azufre.....	11
2.1.3.6 Color de las gasolinas.....	12
2.1.4 Características químicas de las gasolinas.....	12
2.1.4.1 Octanaje (número de octano).....	12
2.1.4.2 Contenido de compuestos de elevadores de octanaje.....	13
2.1.4.3 Contenido de aromáticos, olefinas y benceno.....	15
2.1.5 Usos de las gasolinas.....	15
2.2 Análisis de la demanda.....	15
2.2.1 Proyecciones optimista y pesimista de la demanda.....	19
2.3 Análisis de la oferta.....	20
2.3.1 Proyecciones optimista y pesimista de la oferta.....	21
2.4 Análisis del precio.....	23
2.4.1 Proyección del precio.....	25
2.5 Estudio de la comercialización del producto.....	25
2.6 Conclusiones del estudio de mercado.....	28
Capítulo 3 – Estudio técnico del proyecto.....	29
3.1 Determinación del tamaño óptimo del proyecto.....	29
3.1.1 Procesos de transformación para incremento de octanaje de gasolinas.....	30
3.1.1.1 Reformado catalítico.....	30
3.1.1.2 Isomerización.....	31
3.1.1.3 Alquilación.....	33
3.1.1.4 Craqueo catalítico fluidizado (FCC).....	33
3.1.2 Comparación de los procesos de transformación.....	35
3.1.3 Selección del proceso de transformación a desarrollar.....	37
3.2 Determinación de la localización óptima del proyecto.....	39
3.3 Ingeniería del proyecto.....	41
3.3.1 Evaluación de la materia prima.....	41
3.3.2 Selección del tipo de proceso de isomerización.....	43
3.3.2.1 Condiciones de equilibrio termodinámico.....	43

3.3.2.2 Catalizador de isomerización.....	44
3.3.3 Selección del esquema de proceso de isomerización.....	46
3.3.3.1 Isomerización directa en un paso.....	46
3.3.3.2 Isomerización directa en un paso con pre-fraccionamiento.....	46
3.3.3.3 Isomerización con deisohexanizador (DIH) y recicló.....	46
3.3.3.4 Isomerización con recicló de nC ₅ (con DIP y DP).....	47
3.3.3.5 Isomerización con recicló de nC ₅ , nC ₆ y metilpentanos.....	47
3.3.4 Descripción del proceso.....	48
3.3.4.1 Primera unidad de separación de productos.....	51
3.3.4.2 Segunda unidad de separación de productos.....	52
3.3.4.3 Unidad de isomerización.....	53
3.3.4.4 Tercera unidad de separación de productos.....	54
3.3.4.5 Unidades de enfriamiento – Chillers.....	55
3.3.5 Balance global de materia y energía del proceso.....	56
3.3.6 Requerimiento de insumos.....	60
3.3.6.1 Hidrógeno.....	60
3.3.6.2 Propano.....	60
3.3.7 Requerimiento de servicios industriales.....	60
3.3.7.1 Agua de enfriamiento.....	60
3.3.7.2 Energía eléctrica.....	61
3.3.7.3 Vapor de agua.....	62
3.3.7.4 Combustible.....	63
3.3.7.5 Agua desionizada.....	63
3.3.8 Requerimiento de mano de obra.....	64
3.3.9 Dimensionamiento de los principales equipos del proceso.....	65
3.3.9.1 Tanques de almacenamiento.....	65
3.3.9.1.1 Introducción.....	65
3.3.9.1.2 Características del dimensionamiento y diseño mecánico.....	66
3.3.9.1.3 Especificaciones del diseño.....	68
3.3.9.2 Reactor de isomerización.....	69
3.3.9.2.1 Introducción.....	69
3.3.9.2.2 Catalizador.....	70

3.3.9.2.3 Características del dimensionamiento y diseño mecánico.....	71
3.3.9.2.4 Especificaciones del diseño.....	73
3.3.9.3 Columnas de destilación de platos.....	74
3.3.9.3.1 Introducción.....	74
3.3.9.3.2 Método de resolución – diseño básico.....	76
3.3.9.3.3 Características generales del diseño hidráulico.....	77
3.3.9.3.4 Características generales del diseño mecánico.....	79
3.3.9.3.5 Especificaciones del diseño.....	81
3.3.9.4 Acumuladores de reflujo.....	84
3.3.9.4.1 Introducción.....	85
3.3.9.4.2 Características del dimensionamiento y diseño mecánico.....	85
3.3.9.4.3 Especificaciones del diseño.....	86
3.3.9.5 Equipos de transmisión de calor.....	88
3.3.9.5.1 Introducción.....	88
3.3.9.5.2 Intercambiadores de calor de carcasa y tubos.....	89
3.3.9.5.3 Características generales de los intercambiadores de carcasa y tubos.....	92
3.3.9.5.4 Especificaciones del diseño.....	95
3.3.9.6 Equipos impulsores de fluidos.....	105
3.3.9.6.1 Introducción.....	105
3.3.9.6.2 Bombas.....	106
3.3.9.6.3 Compresores.....	107
3.3.9.6.4 Especificaciones del diseño.....	108
3.3.10 Calidad de los productos obtenidos.....	110
 Capítulo 4 – Estudio económico del proyecto.....	 111
4.1 Valorización económica del monto de inversión.....	111
4.1.1 Capital fijo.....	111
4.1.2 Capital de trabajo.....	114
4.2 Estimación de los costos de operación.....	115
4.2.1 Costos de producción o de manufactura.....	116
4.2.1.1 Costos directos.....	116

4.2.1.2 Cargos fijos.....	122
4.2.2 Gastos generales.....	122
4.3 Valoración económica de los ingresos.....	124
4.4 Estudio del rendimiento económico.....	127
4.4.1 Valor actual neto (V.A.N.).....	129
4.4.2 Tasa interna de retorno (T.I.R.).....	130
4.4.3 Relación beneficio/costo (B/C).....	130
4.4.4 Período de recupero de la inversión (Pay Out Time).....	132
4.4.5 Resumen de indicadores de rentabilidad.....	133
4.5 Análisis de sensibilidad.....	133
4.5.1 Sensibilidad a los precios de venta.....	133
4.5.2 Sensibilidad al precio de la materia prima.....	134
4.5.3 Sensibilidad múltiple.....	136
Capítulo 5 – Aspectos ambientales del proyecto.....	137
5.1 Emisiones atmosféricas.....	137
5.2 Residuos líquidos.....	138
5.3 Residuos sólidos.....	138
5.4 Ruido.....	139
Capítulo 6 – Conclusiones y recomendaciones.....	140
6.1 Conclusiones.....	140
6.2 Recomendaciones.....	142
Bibliografía.....	143
Anexos.....	147

Anexo A	: Glosario.....	148
Anexo B	: Cálculo del número de octano (RON) de una mezcla multicomponente de hidrocarburos.....	156
Anexo C	: Nuevo enfoque para la caracterización de mezclas de petróleo usado en el modelamiento de procesos de separación.....	159
Anexo D	: Caracterización de la materia prima.....	178
Anexo E	: Diagramas de flujo de procesos de transformación.....	184
Anexo F	: Esquemas de proceso de isomerización.....	188
Anexo G	: Simulación de la planta de isomerización usando el simulador de procesos industriales “Chemcad” v.6.1.4 Resultados Finales.....	190
Anexo H	: Diseño de los equipos de proceso.....	205
Anexo H.1	: Tanques de almacenamiento.....	205
Anexo H.2	: Reactor de isomerización.....	210
Anexo H.3	: Columnas de destilación de platos.....	226
Anexo H.4	: Acumuladores de reflujo.....	254
Anexo H.5	: Equipos de transmisión de calor.....	264
Anexo H.6	: Equipos impulsores de fluidos.....	338
Anexo I	: Costo de los equipos de proceso.....	345
Anexo J	: Datos económicos de los procesos de transformación.....	373

RESUMEN

El diagnóstico actual de la comercialización de gasolinas en la selva del Perú demuestra que hay deficiencias en la producción de éstas debido a que sólo cuentan con procesos de destilación primaria para la obtención de gasolinas bases de 60 a 65 octanos, a diferencia de las refinerías de la costa que como mínimo tienen unidades de craqueo catalítico que permiten la conversión de productos pesados en destilados medios como son las gasolinas comerciales.

La ausencia de un proceso de transformación que permita el incremento de octanaje de gasolinas ocasiona que las refinerías de la selva se encuentren imposibilitadas de producirlas; por lo que se encuentran obligadas a efectuar mezclas con gasolinas de alto octanaje provenientes de las importaciones y/o de las unidades de conversión de las refinerías de la costa.

De acuerdo a lo anterior, el presente proyecto de tesis propone una alternativa de producción de gasolinas que consistirá en un estudio técnico – económico de prefactibilidad de un proceso de transformación para el incremento del octanaje de las gasolinas de la selva del Perú. En el desarrollo de los temas se buscará responder cuestiones de qué tecnología de proceso de transformación es la más adecuada y cuál sería su estudio técnico (dónde, cuánto, cuándo, cómo y con qué producir lo que se desea), su estudio económico (cuál será el monto de lo necesario para la realización del proyecto, cuál será el costo total de la operación de la planta y otros indicadores útiles para realizar tal estudio) y sus aspectos ambientales por considerar como resultado de su implementación en la zona seleccionada.

El cuerpo del informe consta de 6 capítulos que a su vez contienen subcapítulos donde se sustentan lo dicho en el párrafo anterior.

En el Capítulo 1, se plantea el problema y se explica la problemática que confrontan las refinerías de la selva del Perú y la justificación del proyecto.

En el capítulo 2, se presenta un estudio de mercado de gasolinas en la selva del Perú. Consta básicamente de la determinación de la demanda y oferta, el análisis de los precios y el estudio de la comercialización.

En el Capítulo 3, se realiza un estudio técnico del proyecto con el objetivo de analizar y determinar el tamaño óptimo, la localización óptima y la ingeniería del mismo, es decir comprende todo aquello que tenga relación con el funcionamiento y la operatividad del propio proyecto.

En el Capítulo 4, se realiza un estudio económico del proyecto con el objetivo de ordenar y sistematizar la información de carácter monetario que proporciona el capítulo anterior y elaborar los cuadros analíticos que sirven de base para evaluar la viabilidad económica del proyecto. Además se realiza un análisis de sensibilidad con el objetivo de observar como se modifican los resultados al variar el valor de alguno de los parámetros que intervienen en el cálculo.

En el Capítulo 5, se expone los aspectos ambientales que pudieran causar una afectación al medio ambiente producto de las actividades que se llevarán a cabo en las instalaciones de la planta proyectada.

Finalmente en el Capítulo 6, se presentan las conclusiones y recomendaciones resultantes del presente proyecto de tesis.

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 2.1 Concentraciones máximas de aditivos.....	14
Tabla 2.2 Comportamiento de la demanda y variables explicativas.....	18
Tabla 2.3 Demanda proyectada optimista y pesimista.....	19
Tabla 2.4 Proyección optimista y pesimista de la oferta.....	22
Tabla 2.5 Proyección de la demanda potencial insatisfecha.....	23
Tabla 3.1 Características de la carga y productos del reformado catalítico.....	31
Tabla 3.2 Características de la carga y productos de la isomerización.....	32
Tabla 3.3 Rendimiento típico de la alquilación con carga de buteno.....	34
Tabla 3.4 Rendimientos típicos y productos del FCC.....	35
Tabla 3.5 Tabla comparativa de los procesos de transformación.....	36
Tabla 3.6 Método de factores ponderados para la elección de la ubicación de la planta	41
Tabla 3.7 Composición volumétrica de la gasolina natural de Aguaytía.....	42
Tabla 3.8 Flujos y composiciones de la carga al proceso.....	42
Tabla 3.9 Sistema reaccionante para la isomerización de C ₅ /C ₆	53
Tabla 3.10 Balance global de materia y energía.....	57
Tabla 3.11 Necesidades de agua de enfriamiento	61
Tabla 3.12 Requerimientos eléctricos.....	61
Tabla 3.13 Necesidades de vapor de agua	62
Tabla 3.14 Necesidad de operadores de los equipos de la planta.....	64
Tabla 3.15 Organización operativa de la planta.....	64
Tabla 3.16 Tanque de materia prima	68
Tabla 3.17 Tanque de gasolina isomerizada.....	69
Tabla 3.18 Tanque de gasolina no isomerizada.....	69
Tabla 3.19 Reactor de isomerización.....	73
Tabla 3.20 Columna de destilación de platos D-130.....	82
Tabla 3.21 Columna de destilación de platos D-150.....	83
Tabla 3.22 Columna de destilación de platos D-310.....	84

Tabla 3.23 Acumulador de reflujo F – 132.....	86
Tabla 3.24 Acumulador de reflujo F – 152.....	87
Tabla 3.25 Acumulador de reflujo F – 312.....	88
Tabla 3.26 Nomenclatura TEMA de intercambiadores de calor.....	92
Tabla 3.27 Intercambiador de calor E-120.....	95
Tabla 3.28 Intercambiador de calor E-220.....	96
Tabla 3.29 Intercambiador de calor E-320.....	97
Tabla 3.30 Intercambiador de calor E-330.....	97
Tabla 3.31 Intercambiador de calor E-131.....	98
Tabla 3.32 Intercambiador de calor E-151.....	99
Tabla 3.33 Intercambiador de calor E-311.....	100
Tabla 3.34 Intercambiador de calor E-430.....	101
Tabla 3.35 Intercambiador de calor E-530.....	101
Tabla 3.36 Intercambiador de calor E-133.....	102
Tabla 3.37 Intercambiador de calor E-153.....	103
Tabla 3.38 Intercambiador de calor E-313.....	103
Tabla 3.39 Intercambiador de calor E-410.....	104
Tabla 3.40 Intercambiador de calor E-510.....	105
Tabla 3.41 Bomba L-110.....	108
Tabla 3.42 Bomba L-140.....	108
Tabla 3.43 Bomba L-210.....	109
Tabla 3.44 Compresor G-420.....	109
Tabla 3.45 Compresor G-520.....	109
Tabla 3.46 Calidad de los productos obtenidos.....	110
Tabla 4.1 Costo de equipos (puesto en FOB)	112
Tabla 4.2 Monto de inversiones.....	115
Tabla 4.3 Resumen de precios.....	116
Tabla 4.4 Valores proyectados del precio del petróleo crudo WTI.....	117
Tabla 4.5 Valores de precios del propano.....	119
Tabla 4.6 Costo anual de insumos y reactivos.....	119
Tabla 4.7 Costo anual de servicios industriales.....	120
Tabla 4.8 Costos de operación.....	123

Tabla 4.9 Precios finales.....	126
Tabla 4.10 Ingresos anuales.....	127
Tabla 4.11 Estado de ganancias y pérdidas proyectado.....	128
Tabla 4.12 Flujo de caja proyectado.....	128
Tabla 4.13 Evolución de la rentabilidad.....	132
Tabla 4.14 Resumen de indicadores de rentabilidad.....	133
Tabla 4.15 Sensibilidad a los precios de venta.....	134
Tabla 4.16 Sensibilidad al precio de la materia prima.....	135
Tabla 4.17 Resultado de la sensibilidad múltiple.....	136

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1 Carga destinada a la elaboración de gasolinas comerciales.....	7
Figura 1.2 Carga acumulada destinada a la elaboración de gasolinas comerciales.....	7
Figura 2.1 Equipo para la determinación de la presión de vapor Reid.....	10
Figura 2.2 Modelo de la curva de destilación.....	11
Figura 2.3 Carga de NFCC _{importada} + NFCC _{costa→selva}	16
Figura 2.4 Consumo de gasolina de 84 y 90 octanos en el periodo 2007 – 2010.....	17
Figura 2.5 Consumo de gasolina de 84 octanos por localidad.....	17
Figura 2.6 Consumo de gasolina de 90 octanos por localidad.....	18
Figura 2.7 Demanda proyectada optimista y pesimista.....	20
Figura 2.8 Producción de gasolina de 84 y 90 octanos en el periodo 2007 – 2010.....	21
Figura 2.9 Oferta proyectada optimista y pesimista.....	22
Figura 2.10 Comportamiento del precio del crudo WTI.....	23
Figura 2.11 Comportamiento del precio marcador UNL 87 y UNL 93.....	24
Figura 2.12 Proyección del precio marcador UNL 87.....	25

Figura 2.13 Plantas de venta de combustibles en la selva del Perú.....	26
Figura 2.14 Participación en ventas de gasolina 84 y 90 en la selva – 2010...	27
Figura 2.15 Eje de comercialización Iquitos – Pucallpa.....	27
Figura 3.1 Producción de gasolina natural en planta procesadora de Aguaytía 2009 y 2010.....	38
Figura 3.2 Curvas de equilibrio termodinámico.....	43
Figura 3.3 Estimación comparativa de los catalizadores de isomerización...	45
Figura 3.4 Diagrama de bloques.....	49
Figura 3.5 Diagrama de flujo de proceso.....	50
Figura 3.6 Funcionamiento general de una columna de platos.....	75
Figura 3.7 Componentes principales en un intercambiador de carcasa y tubo.	90
Figura 4.1 Estructura general de la paridad de importación.....	124
Figura 4.2 Paridad de importación vs. Octanaje.....	126
Figura 4.3 V.A.N. acumulado y período de recupero de la inversión.....	132
Figura 4.3 V.A.N. al 15% vs. Δ Precio de venta.....	134
Figura 4.4 V.A.N. al 15% vs. Δ Precio de materia prima.....	135
Figura 4.5 V.A.N. al 15% vs. Δ Precio.....	136

LISTA DE ABREVIATURAS

2,2 DMB	2,2-dimetilbutano
2,2 DMP	2,2-dimetilpentano
2,3 DMB	2,3-dimetilbutano
2MP	2-metilpentano
3MP	3-metilpentano
Al ₂ O ₃	Trióxido de aluminio o alúmina
A _o	Factor de frecuencia
API	American Petroleum Institute
ASME	American Society of Mechanical Engineers
ASTM	American Society for Testing and Materials
atm	Atmósfera
B/C	Relación beneficio-costo
Bbl	Barriles
B _i	Beneficio en el año i
BPD	Barriles por día
BWG	Birmingham Wire Gauge
C ₂	Parafinas de 2 átomos de carbono
C ₂ ⁻	Productos del craqueo de hidrocarburos con 3 átomos de carbono
C ₃	Parafinas de 3 átomos de carbono
C ₃ /C ₄	Parafinas de 3 y 4 átomos de carbono
C ₄	Parafinas de 4 átomos de carbono
C ₄ ⁻	Productos del craqueo de hidrocarburos con 5 átomos de carbono
C ₄ ⁼	Butilenos
C ₄ -C ₆	Corte de hidrocarburos desde 4 átomos de carbono hasta 6
C ₄ -C ₉	Corte de hidrocarburos desde 4 átomos de carbono hasta 9
C ₅	Parafinas de 5 átomos de carbono
C ₅ ⁻	Productos del craqueo de hidrocarburos con 6 átomos de carbono
C ₅ /C ₆	Parafinas de 5 y 6 átomos de carbono
C ₅ ⁺	Parafinas de 5 átomos de carbono a más
C ₆	Parafinas de 6 átomos de carbono
C ₆ ⁻	Productos del craqueo de hidrocarburos con 7 átomos de carbono
C ₆ – C ₁₁	Corte de hidrocarburos desde 6 átomos de carbono hasta 11
C ₇	Parafinas de 7 átomos de carbono
C ₇ ⁺	Parafinas de 7 átomos de carbono a más
CaO	Óxido de calcio
CE	Costo de equipos (puesto en el terreno)
CEPCI	Índice de costo de la Chemical Engineering

CH	Ciclohexano
C_i	Concentración de la especie i
C_i	Costo en el año i (en evaluación económica)
CIP	Carriage and Insurance Paid to
Cl	Cloruro orgánico
CNA	Consumo Nacional Aparente
CO ₂	Dióxido de carbon
cP	Centipoise
D	Depreciación
DIH	Deisohexanizador
DIP	Deisopentanizador
DP	Despentanizador
E_A	Energía de activación
EG	Egresos
EIA	Energy Information Administration
EPA	Environmental Protection Agency
E/S	Estaciones de servicio
FNF	Flujo Neto de Fondo
FOB	Free On Board
ft	Pie (feet)
FUG	Fenske Underwood Gilliland
gal/h	Galones por hora
GAS	Gasolina
GASCON	Unidad de concentración de gases
GLP	Gas licuado de petróleo
GN	Gas natural
GNL	Gas natural licuado
GNV	Gas natural vehicular
GOV	Gasóleo pesado de vacío
h	Hora
H ⁺	Ión hidruro
H ₂	Hidrógeno
H ₂ O	Agua
H ₂ S	Ácido sulfhídrico
H ₂ SO ₄	Ácido sulfúrico
HAS	Hidrocarburo Acíclico Saturado
HC	Hidrocarburo
HCO	Aceite cíclico pesado
HF	Ácido fluorhídrico
hp	Hourse power
H _w	Entalpía del agua

Hz	Hertz
IBL	Battery limits investment
iC ₄	Isobutano
iC ₅	Isopentano
ICF	Inversión capital fijo
in	Pulgada (inche)
ING	Ingresos
INV	Monto de inversión total
i-O	iso-olefina
K	Temperatura absoluta Kelvin
k	Constante de velocidad
K	Constante de equilibrio (en ecuaciones de velocidad de reacción)
kg	Kilogramo
kg/h	Kilogramo por hora
kg/l	Kilogramo por litro
kg/m ³	Kilogramo por metro cúbico
kJ/kg	Kilojoule por kilogramo
kJ/mol	Kilojoule por mol
kmol/h	Kilomol por hora
kpa	Kilopascal
kV	Kilovoltio
kwh	Kilowatt por hora
LCO	Aceite cíclico liviano
LGN	Líquidos de gas natural
LHHW	Langmuir Hinshelwood Hougen Watson
M	Mil
m	Metro
m ²	Metro cuadrado
m ³	Metro cúbico
m ³ /h	Metros cúbicos por hora
MBPD	Miles de barriles por día
MCH	Metilciclohexano
MCP	Metilciclopentano
MEM	Ministerio de Energía y Minas de Perú
MGO	Gasoil marino
MgO	Óxido de magnesio
min	Minutos
MM	Millones
mm	Milímetro
MMBPD	Millones de barriles por día
MMBtu	Millón de unidades térmicas británicas (10 ⁶ Btu)

MMJ/h	Millón de unidades Joule (10^6 J) por hora
MMPCD	Millones de pies cúbicos diarios
MMT	Metilciclopentadienil Tricarbonil Manganeso
MMTPA	Millones de toneladas por año
MMUS\$	Millones de dólares americanos
MON	Motor Octane Number.
Mscf	Miles de pies cúbicos estándar
MTBE	Metil-Ter-Butil-Éter
n	Rendimiento térmico
n-C ⁺ / i-C ⁺	Ión carbonio
nC ₅	Normal pentano
nC ₆	Normal hexano
nC ₇	Normal heptano
NFCC	Nafta de la Unidad Craqueo Catalítico Fluidizado
NH ₃	Amoniaco
Ni	Níquel
n-O	n-olefina
n-P	n-parafina
NTP	Norma técnica peruana
°C	Grados centígrados
°F	Grados Fahrenheit
Of	Oferta
PCI	Poder calorífico inferior
Pd	Paladio
PFR	Reactor de flujo pistón (Plug Flow Reactor)
PI	Petróleo industrial
PPI	Precio de Paridad de Importación
Pt	Platino
Pt/Al ₂ O ₃ -Cl	Platino sobre alúmina clorada
PVR	Presión de Vapor Reid
Q	Calor
r	Ecuación de velocidad de reacción
rpm	Revoluciones por minuto
R	Constante universal de los gases
RBN	Research Blending Number.
REP	Red de Energía del Perú
RON	Research Octane Number.
Std	Estándar
SiO ₂	Óxido de silicio o Sílice
SNMPE	Sociedad Nacional de Minería, Petróleo y Energía

T	Temperatura
t	Tasa impositiva
t/ha	Tonelada métrica por hectárea
TAME	Ter-Amil-Metil-Éter
TBP	True boiling point, punto de ebullición verdadero
TD	Tasa de descuento
TEMA	Standards of the Tubular Exchanger Manufacturers Association
TEP	Tetraetilo de Plomo
TIR	Tasa interna de retorno
TK	Tanque
UDV	Unidad de Destilación a Vacío
UNL	Lead o gasolina sin plomo
UOP	Universal oil product
US\$	Dólares americanos
US\$/Bbl	Dólares americanos por barril
US\$/gal	Dólares americanos por galón
US\$/kg	Dólares americanos por kilogramo
US\$/m ³	Dólares americanos por metro cúbico
US\$/Mscf	Dólares americanos por miles de pies cúbicos estándar
US\$/TM	Dólares americanos por tonelada métrica
USGC	Costa del Golfo de los Estados Unidos
V	Número de vehículos gasolineros
v	Versión
VAN	Valor actual neto
VS	Valor de rescate
w	Watts
wt%	Porcentaje en peso
WTI	West Texas Intermediate
ZrO ₂ -SO ₄ ⁻²	Óxido de zirconio sulfatado
ΔH	Entalpía de reacción
φ	Fracción vaporizada

INTRODUCCIÓN

El uso de carburantes por el ser humano es, sin duda, uno de los rasgos de su condición humana, prueba de esto es que una vez ocurrida la conquista del fuego por los primitivos, su evolución entra en una vertiginosa carrera hasta el presente. Cuando la señora Bertha Benz, en 1888, hizo el primer viaje interurbano en automóvil, tuvo que parar en una farmacia para comprar bencina, el carburante del Benz Patent Motorwagen, conocido como el primer automóvil. La bencina, en aquella época se vendía en farmacias para combatir a los piojos. Al popularizarse el automóvil aparecieron latas especiales para gasolina, que se compraban en ferreterías, farmacias y bodegas. Tuvieron que pasar 17 años hasta que en EE.UU. apareciera la primera gasolinera en Saint Louis, Missouri. Para entonces la gasolina ya tenía otros nombres ("petrol", "gasoil", "gas", etc.), y era un producto fabricado expresamente como carburante.

Hoy las gasolinas, dependiendo del petróleo crudo del que provienen, contienen diversos hidrocarburos desde el pentano (C_5H_{12}) hasta el dodecano ($C_{12}H_{26}$) siendo el benceno uno de sus componentes. Originalmente, la gasolina se obtenía por destilación separando los hidrocarburos más livianos, que no alcanzaban el octanaje que requieren los motores modernos.

En los años 30 se descubrió que el plomo tetraetílico subía el octanaje de la gasolina y se usó para ese fin. Sin embargo, además de ser contaminante, el plomo obstruye los convertidores catalíticos que reducen la contaminación de los gases de escape. Así, a partir de los años 80, se empezó a disminuir la concentración del plomo en la producción de las gasolinas.

Hoy la mayoría de las gasolinas no contienen plomo y su octanaje se obtiene por tecnologías de transformación, además se usan nuevos aditivos no tóxicos, como el MMT, un compuesto de manganeso, que eleva el octanaje sin obstruir los catalizadores.

Asimismo, el fortalecimiento de la legislación en materia de control de emisiones contaminantes a la atmósfera ha obligado a mejorar la calidad de la gasolina, por lo cual es conveniente adicionarle hidrocarburos ramificados para aumentar el número de octano. Estos compuestos pueden ser obtenidos por craqueo catalítico, alquilación, isomerización y reformación; procesos que transforman la estructura molecular de los hidrocarburos aumentando su octanaje.

En el Perú nuestras refinerías, La Pampilla y Talara, usan el proceso de craqueo catalítico para elevar el octanaje de las gasolinas y hoy ninguna de nuestras gasolinas destinadas para el parque automotor contienen plomo.

Las gasolinas utilizadas en el sector transporte en el Perú han tenido un crecimiento moderado en el periodo 1994 - 1996, para luego descender en un promedio de 3,3% anual en el periodo 1997 - 2004 debido a que los consumidores optaron por el Diesel y GLP; la disminución se acentuó en el año 2005 con una caída en la demanda del orden de 8,3%, debido a los siguientes factores: alta volatilidad e inestabilidad de los precios de las gasolinas (efecto de la temporada de huracanes en el Golfo de los Estados Unidos) y por la oferta más económica del GLP en el sector automotor.

En el año 2006, el consumo de las gasolinas fue de 20,1 MBPD, lo que significa un ligero incremento con respecto al año anterior 0,6%, al igual que en el caso del Diesel 2, el incremento de la actividad económica explica este aumento de las ventas en las gasolinas en el año 2006, a pesar del inicio de la comercialización del Gas Natural Vehicular (GNV) que está empezando a desplazar a los combustibles tradicionales utilizados en el transporte terrestre.

En el periodo 2007 - 2008, se manifestó una tasa de crecimiento de 3.5% de la demanda de gasolinas y una disminución del consumo de GLP y diesel, debido a la inclusión del gas natural vehicular (GNV) en el parque automotor, el cual ha empezado a ocupar parte del mercado del GLP.

En el año 2009, el consumo de gasolinas fue de 26,43 MBPD, debido a las actuales políticas sobre el precio de los combustibles, orientadas a incrementar el consumo de gasolinas, disminuyendo su precio respecto al diesel, esperándose que se incremente la demanda del 2010 en adelante.

Es importante tener en cuenta que el cambio de la matriz energética es gradual en la medida que se intensifique la cultura gasífera en el país y que no todos los consumidores de un sector energético se van a trasladar al GLP y/o GNV, por un tema de percepción de seguridad por encima del ahorro. Bajo ese escenario el parque automotor será aun demandante de gasolinas en la medida que se modernice el parque automotor y se sostenga el crecimiento de indicadores económicos del país, sostenido en los sectores energéticos, minero, turístico y agro exportador.

Enfocándonos en la selva amazónica peruana, las gasolinas que se venden son de 84, 90, 95 y 100LL octanos, este ultimo diseñada exclusivamente para su uso en motores de aviación alternativos o movidos a pistón. Las tres primeras gasolinas son obtenidas mezclando gasolinas del orden de 65 octanos con gasolinas o naftas de alto octanaje; la gasolina 100LL es 100% isoctano, es decir, que no detonará porque tiene 0% de heptano; y LL indica que contiene aditivos, en este caso es bajo en plomo. El consumo promedio diario de estas gasolinas en miles de barriles por día (MBPD) en los últimos tres años es de 2,62 para la gasolina de 84 octanos, 0,59 para la de 90 octanos, 0,0011 para la de 95 octanos y 0,0063 para la de 100LL, haciendo un total de 3,2174 MBPD de gasolina que se consume en esa región.

Existe un escaso consumo de gasolinas, debido a las limitaciones técnicas para la producción de gasolinas en la zona, es decir, hay una principal desventaja en las refinerías de la selva, ya que no cuentan con unidades para elevar el octanaje, a diferencia de las refinerías de la costa que cuentan con unidades como el craqueo catalítico. La ausencia de una unidad de transformación ocasiona que las refinerías de la selva se encuentren imposibilitadas de producir gasolinas comerciales.

En ese sentido el proyecto de tesis a presentar a continuación se orientará a crear una demanda de gasolinas transformadas para las refinerías de la selva del Perú, las que estarán destinadas a utilizarlas como una corriente más en el pool o mezcla de gasolinas para obtener un producto de especificación y de acuerdo a la nueva legislación vigente.

CAPÍTULO 1

ESTUDIO DEL PROBLEMA

1.1 Planteamiento del problema

La actividad de refinación en la selva amazónica consiste en la transformación del petróleo, gasolinas naturales u otras fuentes de hidrocarburos en productos, tales como: GLP, gasolinas, kerosene, combustible de aviación, diesel y residuales.

Las instalaciones de las refinerías se encuentran diseñadas para realizar operaciones de recepción de crudo o cargas de productos refinados, refinación de crudo, almacenamiento, transferencia, mezcla, agregado de aditivos y despacho de hidrocarburos refinados.

En el caso de la selva, existen 4 refinerías, de las cuales 2 son operadas por Petroperú, una por Maple y la otra por Pluspetrol - Perú. Estas son: Shiviayacu (Pluspetrol - Perú), El Milagro (Petroperú), Iquitos (Petroperú) y Pucallpa (Maple).

Estas refinerías a excepción de Shiviayacu (que no opera regularmente) confrontan el problema que no son autosuficientes en la producción de gasolinas comerciales (gasolinas de 84 y 90 octanos), tienen limitaciones técnicas para la producción de las mismas, y tal como se señaló en la introducción, una de las principales desventajas de estas refinerías es que sólo cuentan con procesos de destilación primaria, a diferencia de las refinerías de la costa que cuentan como mínimo con unidades de craqueo catalítico para incrementar la producción de gasolinas comerciales.

Actualmente, la gasolina producida en la selva se encuentra en el orden de 60 a 65 octanos, por lo que se deben utilizar procedimientos de mezclas de estas últimas con gasolinas de alto octanaje, lo que conlleva a ello a la importación (proveedores externos) o al transporte de nafta craqueada desde la refinería de Talara hacia la refinería de Iquitos (en el caso de Petroperú) para su

utilización en la formulación de gasolinas comerciales destinadas al parque automotor de la región amazónica del Perú.

1.2 Formulación del problema

Por todo lo anteriormente planteado, surge la iniciativa de proponer una alternativa de producción de gasolinas que se utilizarán como una corriente más en el pool o mezcla de gasolinas comerciales en la selva del Perú. Por lo que el presente proyecto de tesis propone un estudio técnico-económico de prefactibilidad de un proceso de transformación para el incremento de octanaje de gasolinas en refinerías de la selva del Perú.

1.3 Objetivos

1.3.1 Objetivo general

Realizar un estudio técnico-económico de prefactibilidad de un proceso de transformación para el incremento de octanaje de gasolinas en la selva del Perú.

1.3.2 Objetivos específicos

- Identificación del producto o los productos que se pretenderá elaborar.
- Determinación y cuantificación de la demanda y oferta de gasolinas en la selva del Perú.
- Realizar el análisis de los precios y el estudio de la comercialización de gasolinas en la selva del Perú.
- Seleccionar una tecnología de proceso de transformación para el incremento de octanaje de gasolinas.
- Identificación y cuantificación de la materia prima requerida para el proceso de transformación a seleccionar.
- Definir la ubicación física de la planta a construir una vez seleccionada la tecnología a desarrollar.
- Realizar la simulación de la tecnología seleccionada, balances de materia y energía mediante un simulador de proceso industrial.
- Dimensionar los equipos de producción del proceso de transformación seleccionada.

- Cuantificar los productos finales que se conseguirá con la tecnología seleccionada.
- Estimar el monto de inversión requerida para la construcción de la planta, los costos de operación de la misma y de los ingresos provenientes del volumen de producción.
- Calcular los indicadores de rentabilidad que demostrarán la factibilidad económica de la planta.
- Realizar un análisis de sensibilidad de las variables que más influyen en los indicadores de rentabilidad.
- Identificación de los aspectos ambientales de la tecnología seleccionada a desarrollar.

1.4 Justificación del problema

Teniendo en cuenta la situación de las actuales refinerías ubicadas en la selva del Perú según lo planteado en el apartado 1.1 con respecto a la elaboración de las gasolinas comerciales, en el caso de Petroperú estas se formulan mezclando gasolina natural (proveedor Maple) o nafta primaria proveniente de la unidad de destilación primaria, HAS (proveedor Maple) y nafta craqueada importada o transportada desde la refinería de Talara hacia la refinería de Iquitos.

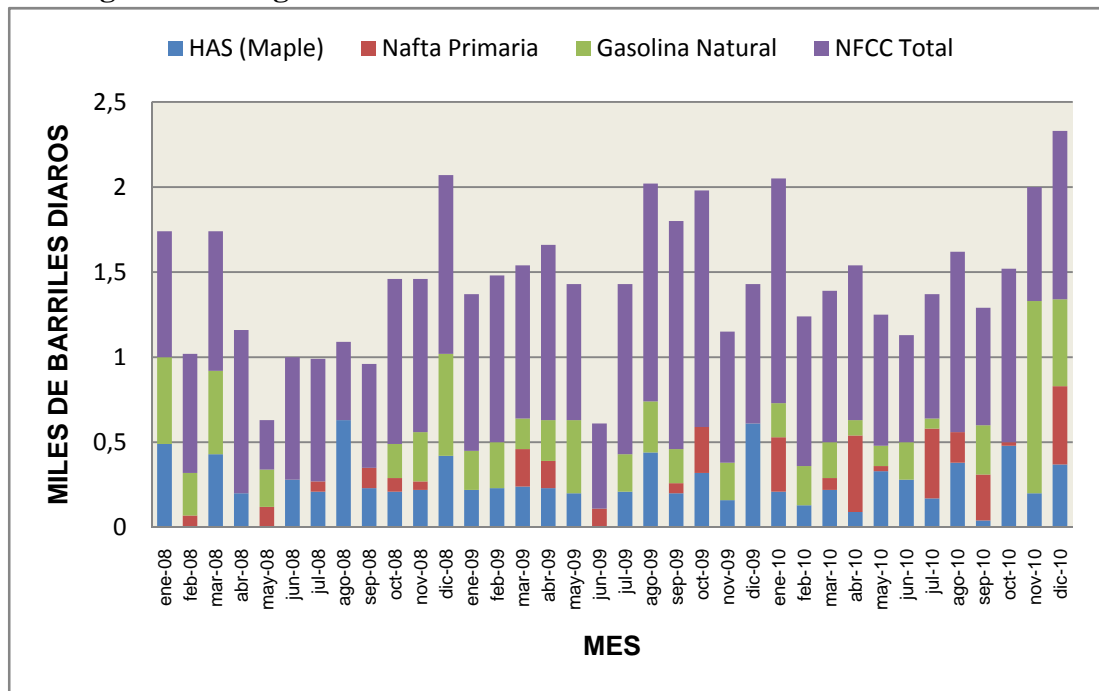
En la figura 1.1 y 1.2 se observan las cargas destinadas al blending para la elaboración de gasolinas comerciales en la selva del Perú; en promedio la proporción de nafta craqueada importada o transportada ($NFCC_{Total}$) con respecto a la nafta primaria y/o gasolina natural más la carga de hidrocarburo acíclico saturado (HAS Maple) es mayor.

Del párrafo anterior se concluye que hay una dependencia creciente en la adquisición de nafta craqueada importada o transportada desde la costa hacia la selva.

A todo esto, la elaboración del diseño de un proceso de transformación de gasolinas para elevar su octanaje que será puesta en marcha se justifica, debido a la necesidad que tienen las refinerías de esa zona para su uso en la

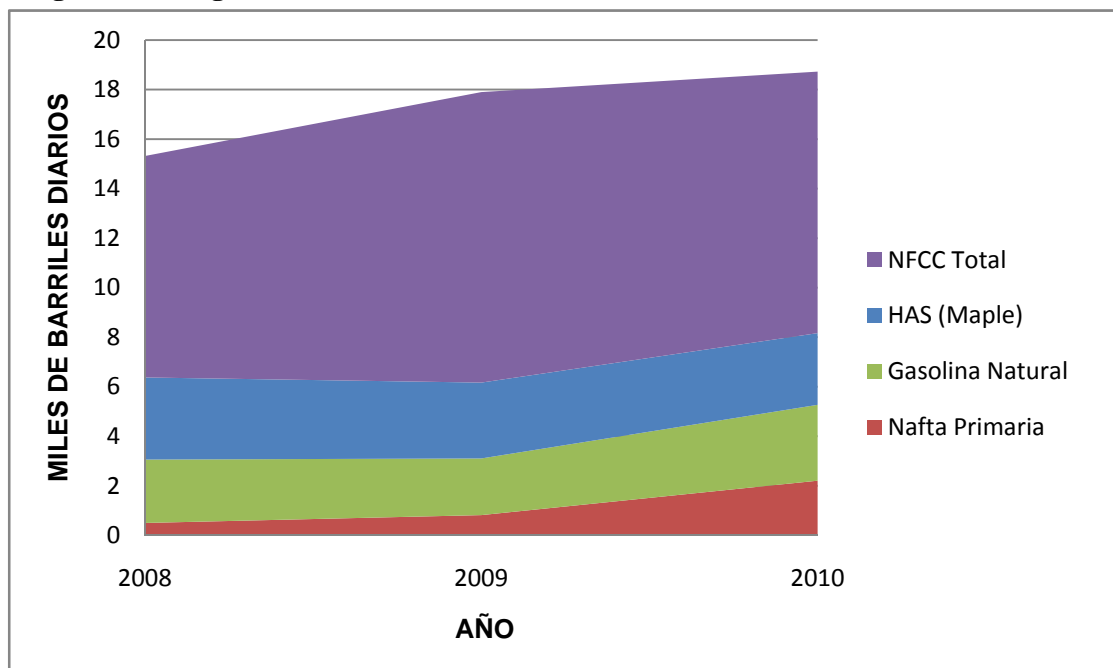
producción de gasolinas destinadas al parque automotor y eliminar la dependencia de nafta craqueada en el suministro de materia prima para la formulación de gasolinas de 84 y 90 octanos.

Figura 1.1 Carga Destinada a la Elaboración de Gasolinas Comerciales



Fuente: Estadística Mensual del Ministerio de Energía y Minas del Perú

Figura 1.2 Carga Acumulada Destinada a la Elaboración de Gasolinas Comerciales



Fuente: Estadística Mensual del Ministerio de Energía y Minas del Perú

CAPÍTULO 2

ESTUDIO DE MERCADO DE GASOLINAS EN LA SELVA DEL PERÚ

1.5 Definición del producto

La gasolina es una mezcla compleja volátil de hidrocarburos líquidos con un intervalo de ebullición de 50 a 200 °C, predominando las parafinas (hidrocarburos alifáticos) en muchos tipos de ellas. Es llamado comúnmente como carburante, cuya combustión en presencia de aire permite el funcionamiento de los motores de combustión interna de encendido por chispa eléctrica.

1.5.1 Composición de la gasolina

En la destilación del petróleo crudo, la gasolina es el primer corte o fracción que se obtiene, conformada por una mezcla de hidrocarburos comprendidos entre el butano C₄ y el decano C₁₀.

En una gasolina, existen 5 tipos de compuestos que pueden estar presentes, siendo estos las parafinas normales o ramificadas, ciclopentanos, ciclohexanos, benceno y sus derivados. De estos componentes, aquellos que se encuentren en mayor porcentaje determinaran las características de la gasolina.

Los hidrocarburos que conforman las gasolinas motor son las parafinas, isoparafinas, naftenos y aromáticos. Las isoparafinas y los aromáticos aportan el mayor octanaje a las gasolinas.

1.5.2 Clasificación de las gasolinas

Las gasolinas se pueden clasificar según su procedencia, en 4 tipos:

1.5.2.1 Gasolina natural

Es aquella extraída de los yacimientos de gas natural asociados, es decir, estos yacimientos albergan no solo gas natural sino cantidades menores de hidrocarburos en estado gaseoso, que condensan al ser llevados a la

superficie. El condensado obtenido recibe el nombre en función a las propiedades que presente, es por esta razón que si el condensado tiene propiedades similares a las gasolinas, entonces recibe el nombre de gasolina natural. En caso de no presentar características similares a otros productos del petróleo, recibe el nombre genérico de condensado de gas natural. Estas gasolinas tienen octanaje variable, que está en función a los tipos de hidrocarburos que la conforman, sin embargo, el contenido en hidrocarburos es más bajo que la gasolina de destilación.

1.5.2.2 Gasolina primaria

Es la primera fracción que se obtiene al destilar el crudo de petróleo a presión atmosférica. Contiene hidrocarburos comprendidos entre el butano C_4 y el decano C_{10} . Asimismo no contiene moléculas complejas aromático-nafténicas, puesto que presentan puntos de ebullición más altos que el límite superior del intervalo de ebullición de la gasolina. Está compuesta por parafinas, isoparafinas, naftenos y aromáticos en menor proporción.

1.5.2.3 Gasolina de cracking o refinado

Es aquella que proviene de una fracción de corte alto que se somete a otro proceso (cracking), el que se rompen las moléculas más grandes en otras más pequeñas, obteniendo así moléculas que entran dentro de la fracción gasolina. La composición ya no va a ser tan homogénea como en las dos anteriores, y va a depender de la composición inicial y del proceso utilizado.

1.5.2.4 Gasolina de High Octane Blend Stock (HOGBS)

Es una gasolina oxigenada, la cual ha sido aditivada por lo general con compuestos tipo Éter o Alcohol, para elevarle el octanaje.

1.5.3 Características físicas de las gasolinas

1.5.3.1 Densidad de las gasolinas

Esta propiedad es utilizada para los cálculos de peso del carburante con respecto al peso del agua; y varía con la temperatura. Lo más importante es emplear siempre gasolinas con la misma densidad. Variar el carburante puede repercutir en el rendimiento de un motor.

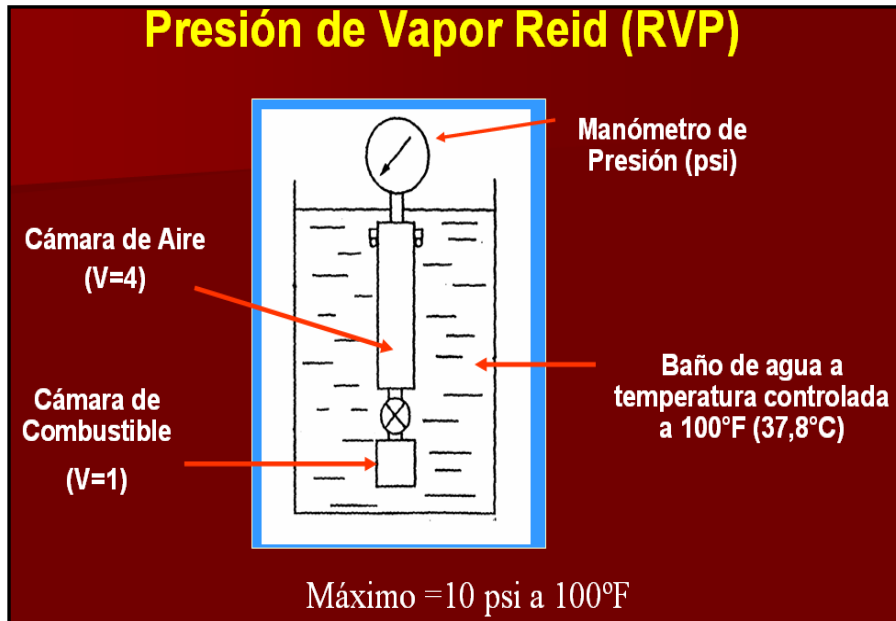
1.5.3.2 Presión de vapor de las gasolinas

La presión de vapor mide la tendencia de las moléculas a escaparse de una fase líquida, para generar una fase vapor en equilibrio termodinámico. Es una función creciente de la temperatura y es específica de cada cuerpo puro. La

presión de vapor de las gasolinas está relacionada con una magnitud llamada “Presión de Vapor Reid” (PVR), que viene hacer aproximadamente la presión de vapor verdadera de la gasolina, el cual determina la facilidad de encendido de los vehículos.

Su determinación se basa en el método establecido en la norma ASTM D-323.

Figura 2.1 Equipo para la Determinación de la Presión de Vapor Reid

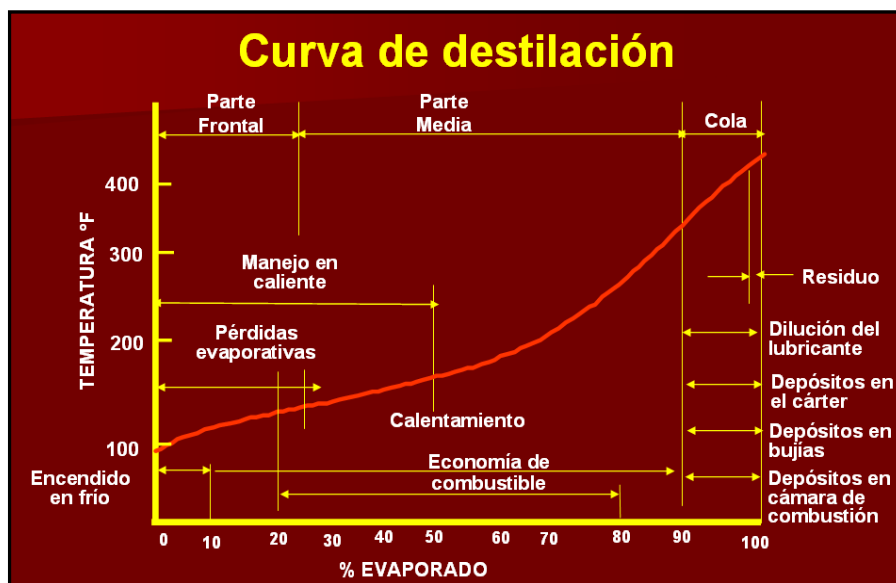


Fuente: Petroperú

1.5.3.3 Curva de destilación (destilación atmosférica)

Esta propiedad se relaciona con la composición de la gasolina, su volatilidad y su presión de vapor. Indica la temperatura a la cual se evapora un porcentaje determinado de gasolina, tomando una muestra de referencia. Esto se realiza empleando el procedimiento descrito en la norma ASTM D-86.

Figura 2.2 Modelo de la Curva de Destilación



Fuente: Petroperú

1.5.3.4 Contenido de gomas

Esta propiedad se encuentra relacionada en la medida de la estabilidad de la gasolina. Esta corresponde a una oxidación acelerada que produce la formación de barnices y polímeros, formando depósitos en el sistema de combustión. La especificación de goma existente en las gasolinas están limitadas a 5 mg/100 ml.

El ensayo empleado para determinar el contenido de gomas en una gasolina se realiza mediante el procedimiento descrito en la norma ASTM D-381.

1.5.3.5 Contenido de azufre

Esta propiedad se encuentra altamente relacionada con la cantidad poseída de azufre (S) presente en el producto. Dentro de la cantidad, se encuentran determinados promedios y estadísticas en la cual en producto no puede sobrepasar o resaltar, ya que si esto sucede la gasolina puede tener efectos corrosivos sobre las partes metálicas del motor y sobre los tubos de escape. A su vez, al salir por el tubo de escape, esta produce un alto grado de contaminación en el ambiente, produciendo a su vez las conocidas lluvias ácidas. La especificación de azufre en las gasolinas están limitadas a 0.1% en masa.

Su determinación se basa en el método establecido en la norma ASTM D-2622. Adicionalmente el efecto corrosivo que pueda ocasionar se determina con el ensayo de Corrosión a la Lámina de Cobre (ASTM D-130).

1.5.3.6 Color de las gasolinas

En gasolinas, es un criterio de identificación de octanaje, realizada de forma visual. Por otro lado, el color ASTM de las gasolinas no influye en su calidad, grado de fraccionamiento, octanaje u otro. En el mercado peruano, la coloración de las gasolinas es la siguiente: Amarillo para las gasolinas de 84 octanos, Violeta para las gasolinas de 90 octanos, Azul para las gasolinas de 95 octanos y sin colorante para las gasolinas de 97 octanos.

1.5.4 Características químicas de las gasolinas

1.5.4.1 Octanaje (número de octano)

El octanaje se la define como la principal propiedad de la gasolina ya que está altamente relacionada al rendimiento del motor del vehículo. El octanaje se refiere a la medida de la resistencia de la gasolina a ser comprimida en el motor. Esta se mide como el golpeteo o detonación que produce la gasolina comparada con los patrones de referencia conocidos de iso-octano y n-heptano, cuyos números de octano son 100 y cero respectivamente.

Con respecto a la combustión, esta, en condiciones normales se realiza de manera rápida y silenciosa, pero cuando el octanaje es inadecuado para el funcionamiento del motor, la combustión se produce de manera violenta causando una explosión o detonación que por su intensidad puede causar daños serios al motor del vehículo. Existen dos formas de medir el octanaje: el RON (Research Octane Number), y el MON (Motor Octane Number) los cuales difieren entre sí por las condiciones en las que se realizan las mediciones.

- **Research Octane Number (RON)**

El valor del RON, nos da a conocer el comportamiento de la gasolina en un motor corriendo a una baja velocidad de 600 revoluciones por minuto (rpm) y a una temperatura (entrada) de aire de 51,7 °C.

El ensayo empleado para la determinación del RON se realiza mediante el procedimiento descrito en la norma ASTM D-2699.

- **Motor Octane Number (MON)**

El valor del MON, nos da a conocer el comportamiento de la gasolina en un motor corriendo a una alta velocidad de 900 revoluciones por minuto (rpm) y a una temperatura (entrada) de aire de 149 °C.

El ensayo empleado para la determinación del MON se realiza mediante el procedimiento descrito en la norma ASTM D-2700.

1.5.4.2 Contenido de compuestos de elevadores de octanaje

Estos compuestos llamados aditivos son sustancias que se agregan a las gasolinas para incrementar su octanaje.

El aditivo más comúnmente conocido es el tetraetilo de plomo (TEP); este producto impide que la gasolina explote dentro de los cilindros del motor con demasiada rapidez. Desafortunadamente los efectos secundarios de utilizar este tipo de gasolina hacen que los convertidores catalíticos se obstruyan y sean

inoperables en minutos, sobre todo la mayor desventaja es que la Tierra se cubre de una delgada capa de plomo, el cual es tóxico para los seres vivos incluyendo al hombre.

Otro aditivo utilizado es el Metil-ter-butil-éter o MTBE, una molécula creada a partir del metanol. Sus propiedades son que pueden incrementar el índice de octano en las gasolinas y que es un oxigenado, lo que significa que le adhiere oxígeno a la reacción cuando hace combustión, idealmente un oxigenado reduce la cantidad de hidrocarburos que no son quemados y la cantidad de monóxido de carbono aunque no producen energía, pero por su estructura son antidetonantes por lo que son buenos substitutos de los aromáticos y reducen la formación de smog.

El problema con el MTBE es que es cancerígeno, altamente volátil y soluble en agua. Si los contenedores subterráneos de gasolina en las estaciones de servicio tienen alguna fuga y la gasolina que contiene MTBE se infiltra en mantos acuíferos el agua se contamina.

El MMT, siglas del metilciclopentadienil tricarbonil manganeso, es un compuesto órgano-metálico, reconocido como uno de los aditivos antidetonantes de las gasolinas más utilizados a nivel internacional, debido a que es inocuo para los sistemas de control de emisiones de los automóviles. Otros aditivos se fabrican a base de hierro y níquel asociados con una molécula orgánica, pero su uso ha sido limitado.

La agencia de protección del medio ambiente o EPA, por sus siglas en inglés Environmental Protection Agency, tiene límites para los elevadores de octanaje, en el cuadro siguiente se observan las cantidades máximas de aditivos oxigenados que se pueden utilizar.

Tabla 2.1 Concentraciones Máximas de Aditivos

Compuesto Oxigenado	Formula	Estructura	Contenido de Oxígeno % Masa	Blending Research Octane Number (BRON)	Concentración Máxima aprobado por la EPA	
					% Masa Oxígeno	% Volumen Oxigenado
Etanol (EtOH)	C ₂ H ₆ O	CH ₃ -CH ₂ -OH	34,73	129	3,70	10,0
Metil-ter-butil-éter (MTBE)	C ₅ H ₁₂ O	$\begin{array}{c} \text{CH}_3 \\ \\ \text{CH}_3\text{-O-C-CH}_3 \\ \\ \text{CH}_3 \end{array}$	18,15	118	2,74	15,0
Etil-ter-butil-éter (ETBE)	C ₆ H ₁₄ O	$\begin{array}{c} \text{CH}_3 \\ \\ \text{CH}_3\text{-CH}_2\text{-O-C-CH}_3 \\ \\ \text{CH}_3 \end{array}$	15,66	119	2,70	17,1
Ter-amil-metil-éter (TAME)	C ₆ H ₁₄ O	$\begin{array}{c} \text{CH}_3 \\ \\ \text{CH}_3\text{-O-C-CH}_2\text{-CH}_3 \\ \\ \text{CH}_3 \end{array}$	15,66	112	2,70	16,6

Fuente: <http://www.epa.org>

Además de los elevadores de octanaje hay otros aditivos que ayudan al mantenimiento y operación del motor como son los estabilizadores de la gasolina, los antioxidantes, los inhibidores de la corrosión, etc.

1.5.4.3 Contenido de aromáticos, olefinas y benceno

Los compuestos aromáticos son hidrocarburos insaturados que presentan uno o más anillos bencénicos en su molécula. Éstos eran utilizados en más de 40% en volumen del total de la gasolina pero ahora han sido reducidos a menos del 25%, son muy tóxicos pero con índices de octanaje muy deseables.

Las olefinas son hidrocarburos insaturados que presentan uno o más enlaces dobles en su estructura de carbono. Son sustancias muy reactivas, tóxicas y son limitados a porcentajes bajos en las gasolinas, oscilando entre 10 a 15% en volumen.

El benceno es un hidrocarburo aromático con un anillo de seis carbonos sin ramificaciones. Es una sustancia cancerígena, causante de una variedad de desordenes sanguíneos. El contenido de benceno en las gasolinas está en un máximo de 1% en volumen.

1.5.5 Usos de las gasolinas

Las gasolinas se usan a nivel industrial como carburantes en los motores de automóviles, de 4 tiempos, encendido por chispa, válvula de trabajo y carburador de aire. También se usa en motores de 2 tiempos y con otro tipo de válvulas.

También se usa como carburante de aviación, siendo análoga a la de automoción, con la salvedad de que requiere octanajes superiores a 100, ya que se requiere mucha potencia. Para medir el octanaje se usa como patrón una mezcla de iso-octano y plomo tetraetilo. El octanaje será 100 más la cantidad de plomo tetraetilo añadido.

1.6 Análisis de la demanda

El análisis de la demanda para el presente proyecto de tesis, estará expresado en la necesidad de las refinerías ubicadas en la región amazónica del Perú en obtener gasolinas o naftas de mayor octanaje a fin de enviarlo al pool o mezcla de gasolinas para obtener un producto de especificación (gasolinas de 84 y 90 octanos).

Se entiende por demanda al llamado Consumo Nacional Aparente (CNA), que es la cantidad de determinado bien o servicio que el mercado requiere, y se puede expresar como:

$$\text{Demanda} = \text{CNA} = \text{Producción nacional} + \text{Importaciones} - \text{Exportaciones}$$

Donde:

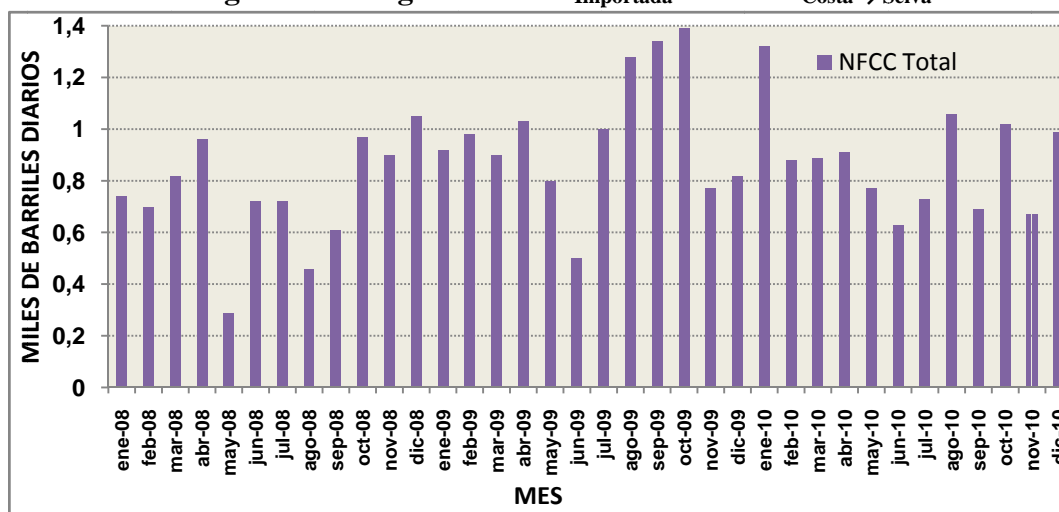
- Producción nacional = Producción local (Selva) de gasolinas o naftas de alto octano = 0
- Importaciones = NFCC importada + NFCC transportada desde la costa hacia la selva = Cargas a refinerías
- Exportaciones = 0

Por lo tanto:

$$\text{Demanda} = \text{CNA} = \text{NFCC}_{\text{importada}} + \text{NFCC}_{\text{Costa} \rightarrow \text{Selva}}$$

En la figura 2.3 se muestra el nivel de carga de NFCC que se utiliza para la elaboración de gasolinas comerciales en la selva del Perú.

Figura 2.3 Carga de NFCC Importada + NFCC Costa → Selva

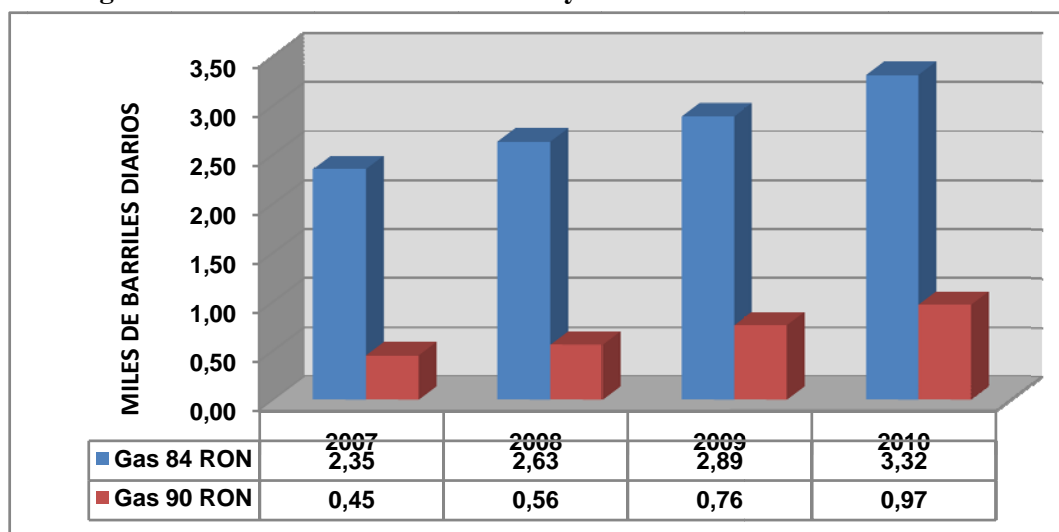


Fuente: Estadística Mensual del Ministerio de Energía y Minas del Perú

Además la pre-factibilidad del presente proyecto de tesis no solo depende de la necesidad de adquisición de NFCC para la elaboración de gasolinas de 84 y 90 octanos en la selva del Perú sino que también depende de la tendencia de la demanda de estas últimas gasolinas, que se traduce en los consumos.

En la figura 2.4 se muestra los consumos promedios totales de las gasolinas que se comercializan en la selva peruana en los años 2007 a 2010, observándose un aumento gradual en el consumo de dichos productos.

Figura 2.4 Consumo de Gasolina de 84 y 90 Octanos en el Período 2007 – 2010*

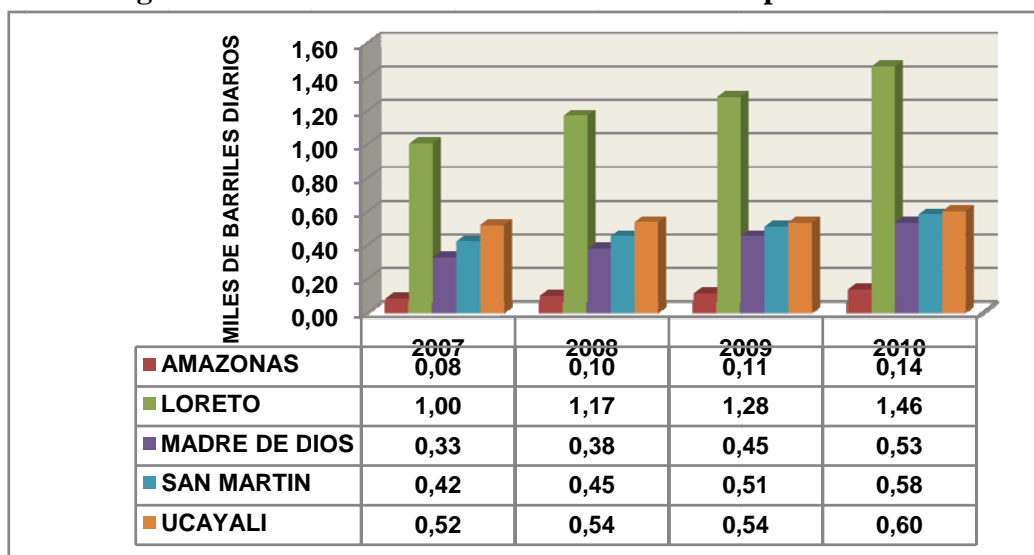


* Consumos en las localidades de Amazonas, Loreto, Madre de Dios, San Martín y Ucayali

Fuente: Osinergmin – SCOP DOCS

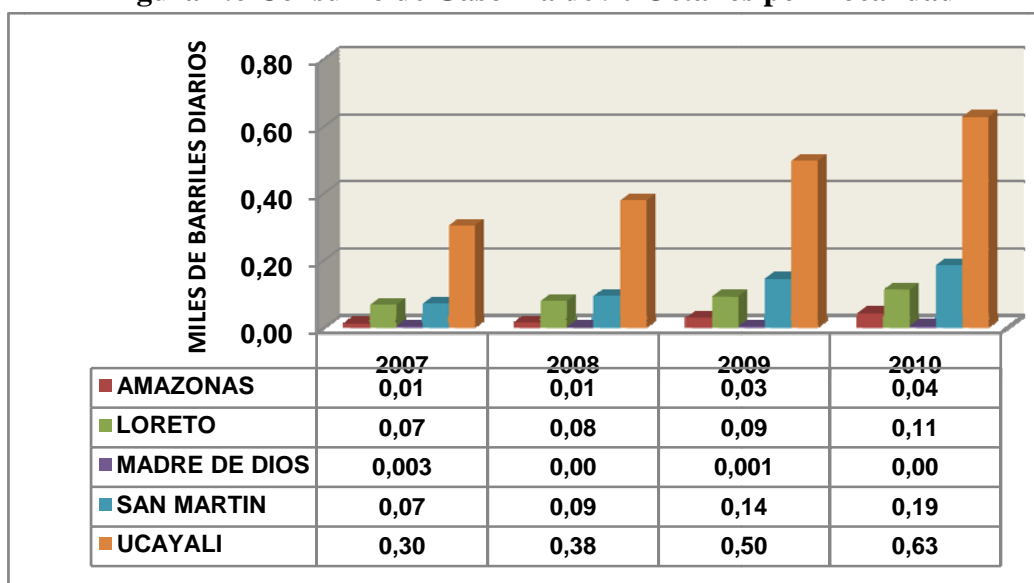
Los consumos por localidad se muestran en las figuras 2.5 y 2.6, aquí se observa que el principal consumidor de gasolina de 84 octanos es la zona de Loreto y de gasolina de 90 octanos es la zona de Ucayali, consumiendo 1,46 y 0,63 MBPD respectivamente para el año 2010.

Figura 2.5 Consumo de Gasolina de 84 Octanos por Localidad



Fuente: Osinergmin – SCOP DOCS

Figura 2.6 Consumo de Gasolina de 90 Octanos por Localidad



Fuente: Osinergmin – SCOP DOCS

Asimismo, la participación en la demanda de gasolinas comerciales puede ser analizada también tomando en cuenta los registros estadísticos de la Sociedad Nacional de Minería, Petróleo y Energía referente a las unidades de estaciones de servicio (E/S) y a los registros estadísticos que tiene el Ministerio de Transportes y Comunicaciones referente al parque vehicular gasolinero en la selva peruana. En la

tabla 2.2 se muestran estos datos de variables que están relacionados con el comportamiento de la demanda.

Tabla 2.2 Comportamiento de la Demanda y Variables Explicativas

Año Calendario	Año Operativo	Demanda (MBPD)	Nro. Estaciones de Servicio	Parque Vehicular Gasolinero
2007	1	2,80	1 430	25 544
2008	2	3,19	1 530	25 621
2009	3	3,65	1 728	25 740
2010	4	4,32	1 882	26 629

Fuente: Registros estadísticos de la Sociedad Nacional de Minería, Petróleo y Energía
Estadística mensual del Ministerio de Transportes y Comunicaciones

A continuación se realizará la proyección de los datos de la demanda ajustando estadísticamente esos datos mediante regresión lineal, encontrando la variable, de las dos mostradas en la tabla anterior que mejor explique el comportamiento de la demanda.

Al correlacionar a los años operativos (\tilde{n}), la demanda (D) y el número de estaciones de servicio (E/S) se obtuvieron los siguientes resultados:

$$\text{Ecuación: } D = 0,22 + 0,25 (\tilde{n}) + 0,0016 (E/S)$$

$$\text{Donde } r = 0,9937$$

Al correlacionar los años operativos (\tilde{n}), la demanda (D) y el número de vehículos gasolineros (V) se obtuvieron los siguientes resultados:

$$\text{Ecuación: } D = -5,87 + 0,39 (\tilde{n}) + 0,00032 (V)$$

$$\text{Donde } r = 0,9998$$

Como se observa, el mejor ajuste, desde el punto de vista estadístico, se obtiene cuando se correlacionan los años, la demanda y el número de vehículos gasolineros, ya que se logra un coeficiente de correlación de 0,9998 que es el más alto de los dos obtenidos.

1.6.1 Proyecciones optimista y pesimista de la demanda

Con la ecuación obtenida, se realizarán los pronósticos, al menos, para los próximos cinco años. Como para fines prácticos es muy arriesgado obtener un diagnóstico puntual, es más conveniente realizar un pronóstico bajo un escenario macroeconómico, un escenario optimista y uno pesimista. Esto significa que en un escenario optimista, el número de vehículos gasolineros pronosticada aumentaría

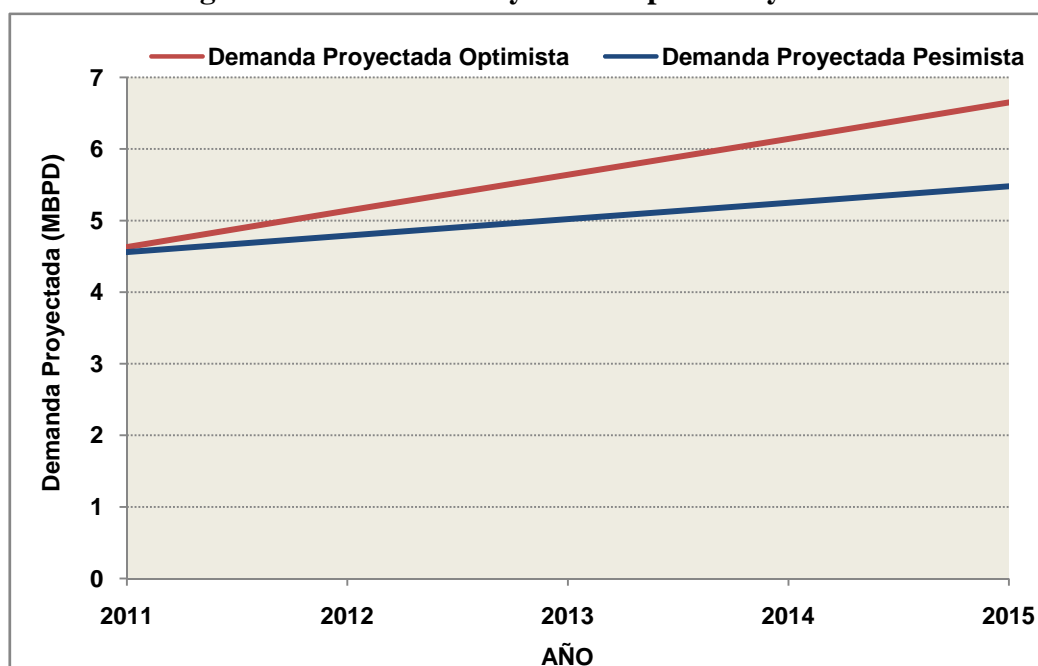
y en un escenario pesimista, sería lo contrario. En la tabla 2.3 se muestran las cantidades de vehículos gasolineros considerados y los resultados obtenidos:

Tabla 2.3 Demanda Proyectada Optimista y Pesimista

Año		Proyección Optimista		Proyección Pesimista	
Calendario	Operativo	Parque Vehicular Gasolinero	Demanda (MBPD)	Parque Vehicular Gasolinero	Demanda (MBPD)
2011	5	26 731	4,63	26 500	4,56
2012	6	27 079	5,14	26 000	4,79
2013	7	27 432	5,64	25 500	5,02
2014	8	27 789	6,14	25 000	5,25
2015	9	28 151	6,65	24 500	5,48

Fuente: Elaboración propia

Figura 2.7 Demanda Proyectada Optimista y Pesimista



Fuente: Elaboración propia

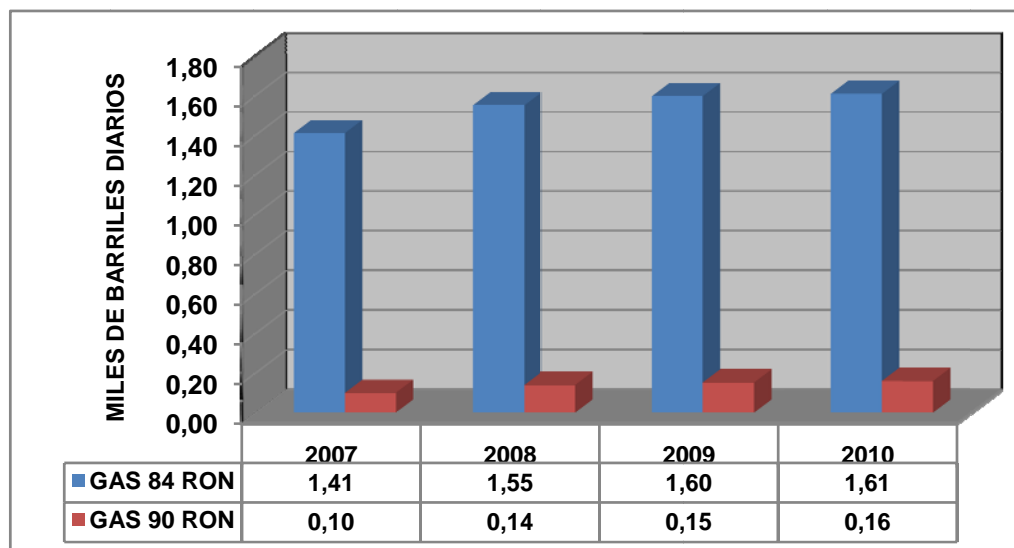
En la tabla 2.3 se observa que la demanda para el año 2011 puede estar entre 4,56 y 4,63, siendo un resultado más factible que comprometerse al declarar un pronóstico puntual. También se observa como en la medida en que el número de vehículos gasolineros disminuye, el consumo de gasolinas comerciales tiende a aumentar y viceversa; esto se debe a que el cambio de la matriz energética será gradual en la medida que se intensifique la cultura gasífera en la selva y que no todo el parque vehicular gasolinero se van a trasladar al GLP y/o GNV; bajo ese escenario el parque automotor en la selva será aun demandante de gasolinas de 84 y 90 octanos.

1.7 Análisis de la oferta

El análisis de la oferta está orientado en identificar a los ofertantes de gasolinas o naftas de alto octanaje (craqueada) de las refinerías de la selva del Perú.

Debido a que en la selva no hay producción de gasolinas o naftas de alto octanaje (craqueada), se hace un análisis de la tendencia de la producción de gasolinas que se comercializan en dicha región por parte de las refinerías, ya que esta última depende de la nafta craqueada para su elaboración.

Figura 2.8 Producción de Gasolina de 84 y 90 Octanos en el Período 2007 – 2010*



* No considera refinería Shivyacu

Fuente: Estadística Mensual del Ministerio de Energía y Minas del Perú

De la figura anterior podemos inferir que las gasolinas comerciales producidas en la selva peruana son vendidas en su totalidad, ya que el nivel de consumo según la figura 2.4 es mayor al nivel de producción de las mismas.

1.1.1 Proyecciones optimista y pesimista de la oferta

De la misma forma en que se hizo primero el ajuste y después la proyección de los datos de la demanda, se realizará el ajuste y proyección de la oferta, incluyendo el hecho de obtener escenarios optimista y pesimista. Se tomarán exactamente los mismos datos mostrados en la tabla 2.2 del análisis de la demanda. Los resultados son los siguientes:

Al correlacionar la oferta (Of) con los años operativos (\tilde{n}) y el número de estaciones de servicio (E/S) se obtuvieron los siguientes resultados:

$$\text{Ecuación: } Of = 3,44 + 0,33 (\tilde{n}) - 0,0016 (E/S)$$

$$\text{Donde } r = 0,9706$$

Al correlacionar la oferta (Of), los años operativos (\tilde{n}) y el número de vehículos gasolineros (V) se obtuvieron los siguientes resultados:

$$\text{Ecuación: } Of = 5,34 + 0,136 (\tilde{n}) - 0,000155 (V)$$

$$\text{Donde } r = 0,9741$$

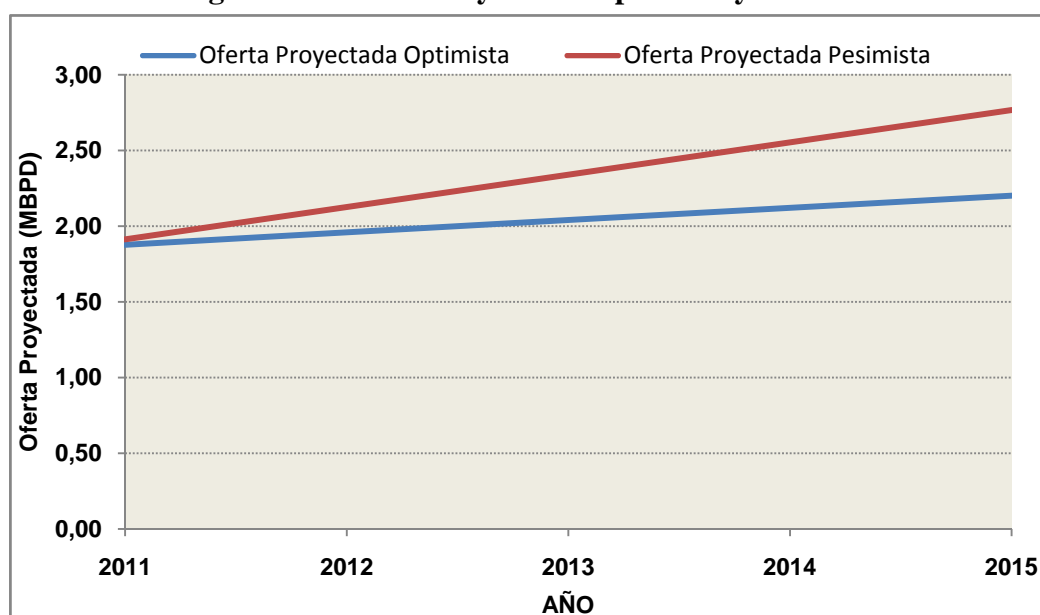
Para realizar las proyecciones de la oferta de gasolinas comerciales se seleccionó el ajuste de la oferta con los años y con el número de vehículos gasolineros. En este análisis también se crearon escenarios optimista y pesimista. Los resultados se muestran en la tabla 2.4.

Tabla 2.4 Proyección Optimista y Pesimista de la Oferta

Año		Proyección Optimista		Proyección Pesimista	
Calendario	Operativo	Parque vehicular Gasolinero	Oferta (MBPD)	Parque vehicular Gasolinero	Oferta (MBPD)
2011	5	26 731	1,88	26 500	1,91
2012	6	27 079	1,96	26 000	2,13
2013	7	27 432	2,04	25 500	2,34
2014	8	27 789	2,12	25 000	2,55
2015	9	28 151	2,20	24 500	2,77

Fuente: Elaboración propia

Figura 2.9 Oferta Proyectada Optimista y Pesimista



Fuente: Elaboración propia

También debemos de tomar en cuenta la oferta de las gasolinas comerciales que no forman parte de las producciones de las refinerías; y están conformadas por las importaciones de gasolinas de 84 y 90 octanos destinados a satisfacer la demanda potencialmente insatisfecha, y su cálculo es una simple resta de datos de la proyección de la demanda total de gasolinas comerciales menos la proyección de la oferta total del mismo.

Tabla 2.5 Proyección de la Demanda Potencial Insatisfecha

Año		Demanda Potencial Insatisfecha Optimista	Demanda Potencial Insatisfecha Pesimista
Calendario	Operativo		
2011	5	2,75	2,65
2012	6	3,18	2,66
2013	7	3,60	2,68
2014	8	4,02	2,70
2015	9	4,45	2,71

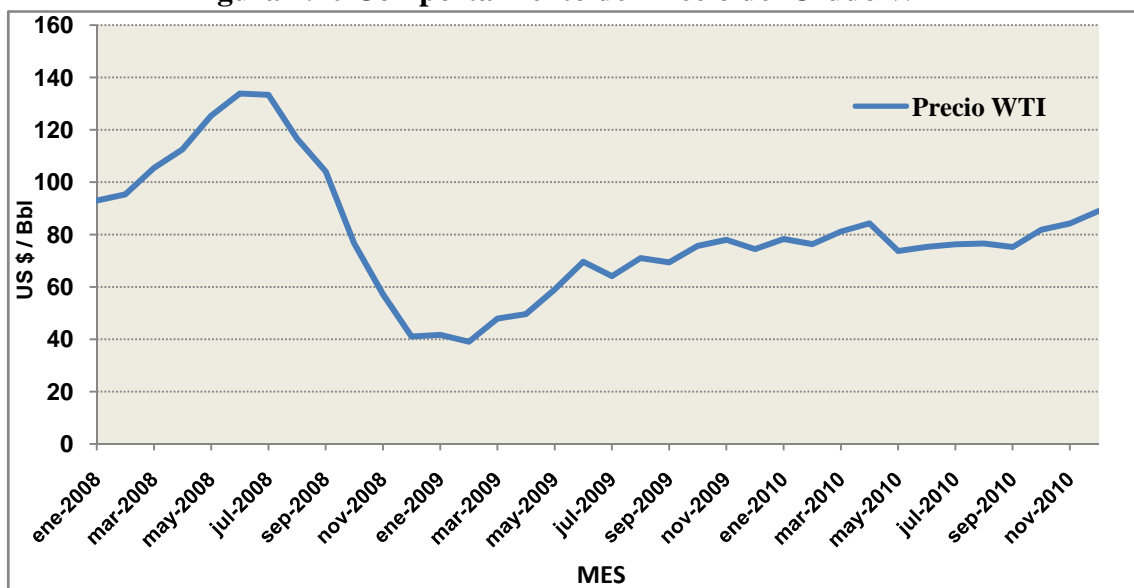
Fuente: Elaboración propia

En la tabla 2.5 se observa que la demanda potencial insatisfecha para el año 2011 puede estar entre 2,65 y 2,75 MBPD, y con tendencia al crecimiento en los próximos años.

1.2 Análisis del precio

El sector de hidrocarburos peruano se caracteriza por ser básicamente importador de petróleo, lo cual origina que los precios de las gasolinas de 84 y 90 octanos estén condicionados y afectados directamente por el mercado internacional, específicamente por las fluctuaciones del precio internacional del petróleo.

En el continente americano, el mercado de referencia es la Costa del Golfo de Estados Unidos (USGC), y el West Texas Intermediate (WTI) se usa como petróleo de referencia para la determinación de precios del crudo.

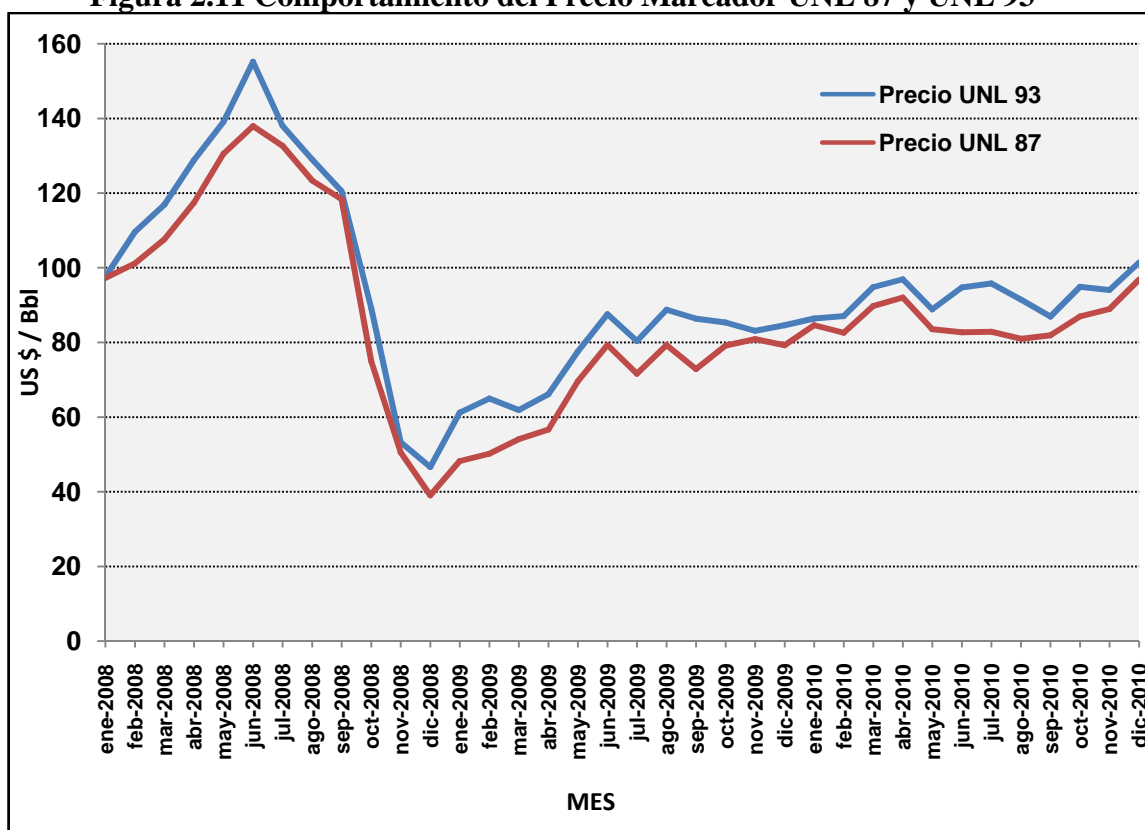
Figura 2.10 Comportamiento del Precio del Crudo WTI

Fuente: Energy Information Administration (EIA)

Como se mencionó en los párrafos anteriores, existe una importante interrelación entre el precio WTI y el precio de sus productos derivados en la Costa del Golfo. Es así que, tanto el precio de los crudos que compran las refinerías del Perú (sujeto al precio WTI), como los precios de los productos derivados, en nuestro caso las gasolinas, se encuentran sujetos al mercado internacional a través de los marcadores USGC, ya que dicha zona es un mercado profundo, de alta liquidez y que cuenta con muchos participantes (productores, consumidores y traders) de modo que asegura una determinación competitiva de precios.

En este sentido, los precios de referencia de las gasolinas que se comercializan en el país tienen como base los precios de las gasolinas que se venden en el mercado relevante y son: la UNL 87 y la UNL 93, UNL significa un lead o gasolina sin plomo y los números son la semisuma de los RON y MON.

Figura 2.11 Comportamiento del Precio Marcador UNL 87 y UNL 93



Fuente: Energy Information Administration (EIA)

De esta manera, conocido los precios marcadores USGC, la determinación de precios de las gasolinas sigue el criterio del precio de paridad de importación

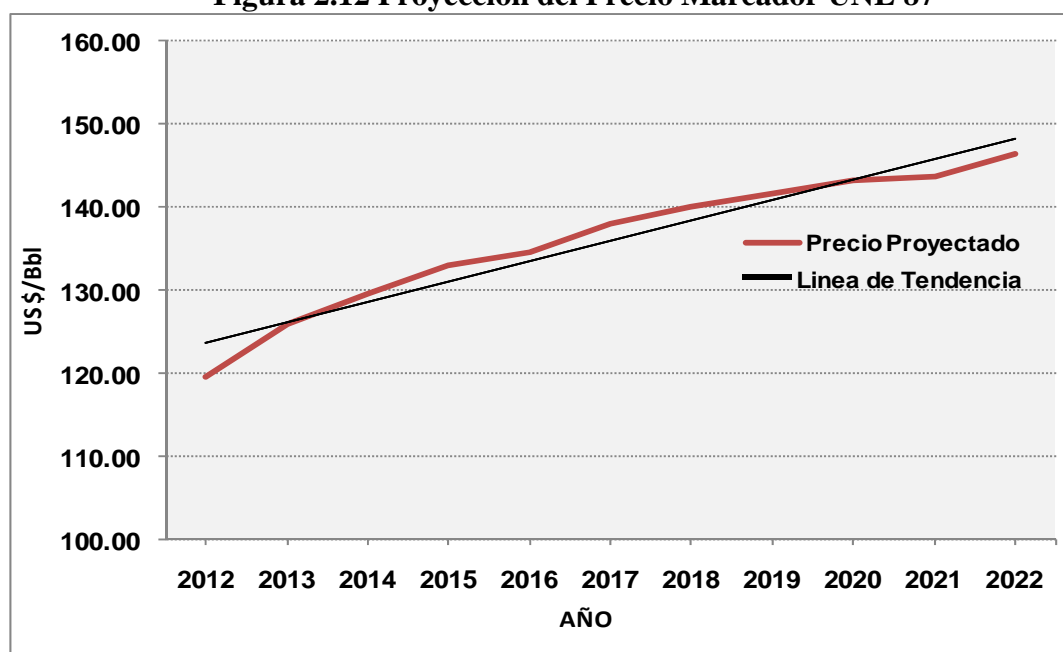
(PPI), el cual está definido como el precio en el mercado internacional del bien más los costos de transporte, aranceles o cualquier otro en los que se incurra para la importación del bien. La metodología para el cálculo del precio de paridad de importación será explicada en el apartado 4.3.

1.2.1 Proyección del precio

La proyección se tomó del reporte Annual Energy Outlook 2011, donde se muestran los precios del petróleo y sus derivados proyectados hasta el año 2035.

A continuación se muestra la gráfica de la proyección del precio UNL 87 hasta el año 2022.

Figura 2.12 Proyección del Precio Marcador UNL 87



Fuente: <http://www.eia.doe.gov/Annual Energy Outlook 2011>

1.3 Estudio de la comercialización del producto

El proceso de comercialización normalmente se inicia en las plantas o terminales de venta, en donde se realizan las operaciones de almacenamiento y despacho de combustible a los comercializadores mayoristas, minoristas o consumidores industriales. En la selva peruana operan por un lado, las plantas de venta correspondientes a las refinerías El Milagro, Iquitos y Pucallpa y, por otro lado, las plantas principales de Tarapoto, Yurimaguas y Puerto Maldonado (ver figura 2.13).

Figura 2.13 Plantas de Venta de Combustibles en la Selva del Perú

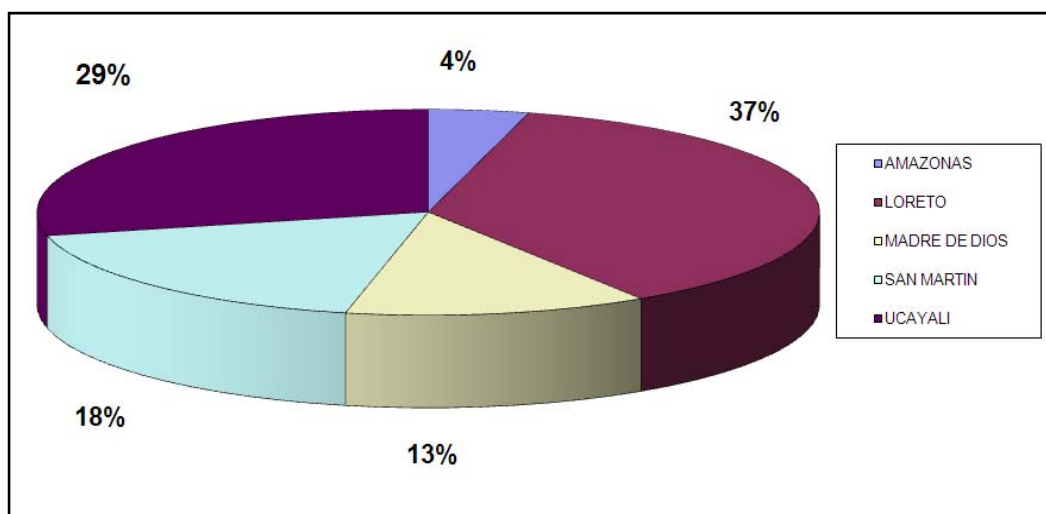


Fuente: Ministerio de Energía y Minas del Perú

Las plantas de ventas localizadas en la selva, con excepción de la adyacente a la refinería de Pucallpa que es operada por Maple, son operadas por Petroperú, a diferencia del resto de plantas de ventas del país que son operadas por agentes privados.

De acuerdo al volumen comercializado de gasolinas durante el 2010 (ver figura 2.14), el departamento con mayor volumen de ventas fue Loreto, que concentra el 37% del total comercializado en la región, y la de Ucayali que participa con el 29% del total comercializado.

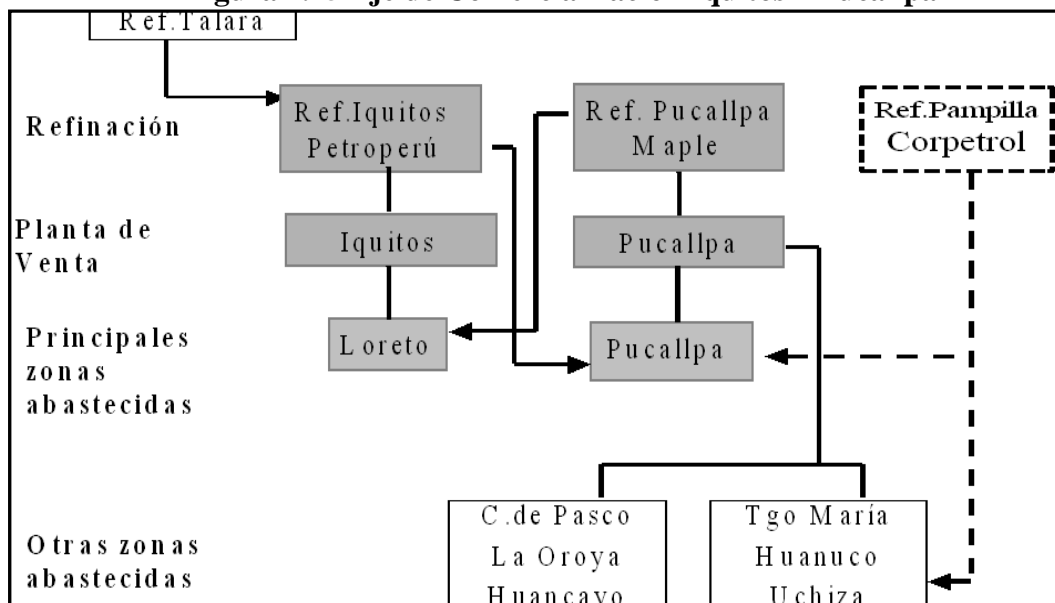
Figura 2.14 Participación en Ventas de Gasolina 84 y 90 en la Selva – 2010



Fuente: Osinergmin – SCOP DOCS

Por otro lado, la región de la selva en el Perú comprende 3 ejes de comercialización de gasolinas, definidos por factores de ubicación geográfica y costos de transporte, que son: el eje Iquitos-Pucallpa, el eje Yurimaguas - Tarapoto y el eje Puerto Maldonado en la selva sur. Sobre el particular, el eje de comercialización Iquitos-Pucallpa es el más importante de la región, puesto que concentra el mayor porcentaje del volumen de gasolinas comercializadas en la selva.

Figura 2.15 Eje de Comercialización Iquitos – Pucallpa



Fuente: Elaboración propia

En tal sentido, la gasolina a obtener será destinada exclusivamente como materia prima a las dos refinerías más importantes de la selva: Iquitos y Pucallpa, para la formulación de sus gasolinas de 84 y 90 octanos.

Cabe resaltar que el costo de transporte (flete) de la gasolina que se obtendrá en la planta proyectada será atribuido al comprador, en el caso de la refinería Iquitos a Petroperú y en el caso de la refinería Pucallpa a Maple.

Además si la ubicación de la planta proyectada se situara en Pucallpa, el traslado de la gasolina se realizaría por vía terrestre desde la planta hacia la refinería de dicha ciudad; por otro lado el traslado hacia la refinería Iquitos se realizaría vía terrestre desde la planta hasta el Puerto Embarque Pucallpa y por vía fluvial mediante embarcaciones denominadas chatas, desde el puerto de Pucallpa al puerto de Iquitos y de allí a la refinería Iquitos vía terrestre. A su vez Maple realizaría la misma operación de transporte que Petroperú pero en sentido contrario, si la planta proyectada se situara en Iquitos.

1.4 Conclusiones del estudio de mercado

Como se ha observado en este capítulo, tanto el consumo como la producción de las gasolinas de 84 y 90 octanos en la selva peruana han ido en aumento, asimismo se encontró que existe un nivel de demanda potencialmente insatisfecha. Además debido a que actualmente las producciones de las refinerías de la selva no poseen la capacidad suficiente para satisfacer la demanda de gasolinas, estas se ven en la necesidad de importar y/o transportar la nafta craqueada de alto octanaje desde la costa hacia la selva, para la mezcla en la elaboración de gasolinas comerciales de dicha región, pero aun así no logran satisfacer al mercado, por lo tanto, se requiere el estudio técnico-económico de un proyecto de inversión que determine la factibilidad de incrementar la producción de gasolinas en la Amazonía peruana.

CAPÍTULO 3

ESTUDIO TÉCNICO DEL PROYECTO

Un estudio técnico dentro de la evaluación de un proyecto comprende todo aquello que tenga relación con el funcionamiento y la operatividad del propio proyecto.

Las partes que conforman el estudio técnico del presente proyecto serán:

- La determinación del tamaño óptimo del proyecto.
- La determinación de la localización óptima del proyecto.
- La ingeniería del proyecto.

1.5 Determinación del tamaño óptimo del proyecto

Determinar el tamaño óptimo de un proyecto significa establecer su capacidad instalada de la planta a proyectar, y se expresa en unidades de producción por tiempo.

Antes de determinar el tamaño óptimo de la planta, se requiere analizar el tipo de manufactura que deberá emplearse para elaborar el producto bajo estudio, en nuestro caso las gasolinas.

Un proceso de transformación para incremento de octanaje de gasolinas, está clasificado dentro de los cinco tipos genéricos de procesos de manufactura (por proyecto, por órdenes de producción, por lotes, en línea y continuos), como una manufactura de procesamiento continuo, en el cual una materia prima pasa a través de varios procesos y con ella se elaboran diversos productos sin interrupción.

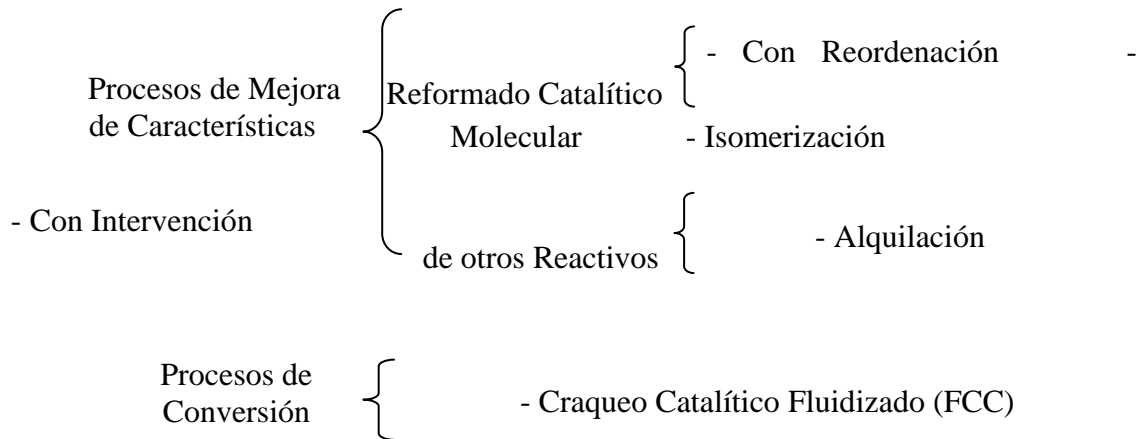
Todo proceso productivo conlleva una tecnología que viene a ser la descripción de operaciones individuales, que, de llevarse a cabo, permiten la elaboración de un producto determinado.

De lo anterior se puede deducir que la siguiente etapa, indispensable para determinar y optimizar la capacidad de una planta, es conocer al detalle el proceso de transformación a emplear.

1.5.1 Procesos de transformación para incremento de octanaje de gasolinas

Un proceso de transformación, es aquel que genera nuevos compuestos, con características apropiadas a la utilización del producto.

Los procesos de transformación para incremento de octanaje de gasolinas lo distinguiremos de la siguiente manera:



Los diagramas de flujo de cada uno de estos procesos de transformación se encuentran en el anexo E.

1.5.1.1 Reformado catalítico

Proceso clave en el esquema de fabricación de gasolinas, el reformado catalítico tiene como objetivo aumentar el número de octano de las fracciones ligeras del crudo con gran contenido de parafinas y naftenos (C_6 a C_{11}) transformándolos en aromáticos.

El proceso moderno de reformado opera con regeneración continua del catalizador, a baja presión (de 2 a 5 bar) y alta temperatura (510-530 °C).

Además, el reformado produce subproductos importantes: hidrógeno, GLP y una pequeña cantidad de gases que se utilizan como fuel gas en refinería.

La carga habitual del reformado catalítico es nafta pesada (80-180 °C) de la destilación atmosférica; el reformado transforma igualmente si es necesario las naftas subproducto de los procesos de viscorreducción, de coquización, de hidroconversión y las fracciones centrales del craqueo catalítico.

Antes del reformado, la carga sufre un hidrotatamiento con el fin de eliminar las impurezas (azufre, nitrógeno, etc.) que serían venenos para el catalizador.

La tabla 3.1 indica los rendimientos y características de los productos del reformado para una carga típica.

Tabla 3.1 Características de la Carga y Productos del Reformado Catalítico

	CARGA	REFORMADO	GAS	GLPESTABILIZADORA	
			HIDRÓGENO	GAS	LÍQUIDO
RENDIMIENTO, %PESO	100	89,0	6,7	1,4	2,9
NÚMERO OCTANO RON	-	98,9	-	-	-
NÚMERO OCTANO MON	-	88,4	-	-	-
DENSIDAD A 15 °C	0,7435	0,8030	-	-	-
PONA: PARAFINAS %VOL.	59,5	-	-	-	-
NAFTENOS %VOL.	30,3	-	-	-	-
AROMATICOS %VOL.	10,2	-	-	-	-
COMPOSICIÓN, %MOL.					
H ₂	-	-	87,9	30,0	0,1
C ₁	-	-	4,8	9,1	0,7
C ₂	-	-	3,8	28,0	16,0
C ₃	-	-	2,2	26,6	36,1
C ₄ ⁺	-	-	0,9	6,3	47,0

Fuente: Refino, Gas y Marketing - Instituto superior de la Energía – España

1.5.1.2 Isomerización

Se entiende por isomerización a la transformación de la estructura molecular en otra (isómero) cuyos átomos componentes son los mismos pero dispuestos en una estructura geométrica distinta. Como los isómeros pueden tener diferentes propiedades tanto físicas como químicas, la transformación ofrece la posibilidad de una mejora en las características del producto.

La isomerización tiene como objetivo transformar las n-parafinas en isoparafinas, ya sea para preparar productos requeridos para transformaciones: nC₄ e iC₄ destinadas a alquilación; ya sea para aumentar el número de octano MON y RON de los productos ligeros del pool de gasolinas, tales como las fracciones C₅ o C₅-C₆ de destilación atmosférica del crudo o las naftas ligeras de procesos de conversión, de bajo número de octano.

Los productos finales son las isoparafinas: isopentano y los isómeros de C₆ principalmente los 2,2 y 2,3 dimetilbutano.

La isomerización puede ser simple “once-through” (configuración de un paso) o con reciclo de la fracción no transformada después de hacer una separación de los componentes deseados, bien por destilación o por adsorción en tamices moleculares.

Los procesos de isomerización presentan gran flexibilidad en la composición de la carga, es decir, se puede variar la configuración de la carga una vez construida la unidad.

No se precisan en general tratamientos específicos para la carga a la isomerización salvo desulfuración y secado, dependiendo del tipo de catalizador a emplear, ni se requiere un pre-fraccionamiento estricto para la eliminación de componentes C₆ cíclicos o C₇ salvo presencia de cantidades grandes de benceno, ciclohexanos e hidrocarburos con más de 7 átomos de carbono. La presencia de estas combinaciones en una carga hacia la unidad de isomerización causa una disminución en el rendimiento. Los % en peso (%wt) permitido para la carga son: menos de 2% benceno, 1 a 2% ciclohexanos y menos de 2% hidrocarburos C₇ a más.

Tabla 3.2 Características de la Carga y Productos de la Isomerización*

COMPONENTES	ALIMENTACIÓN (%wt)	ISOMERATO (%wt)
C ₄ ⁻	0,4	1,8
Isopentano	21,6	34,9
n-Pentano	26,5	14,0
Ciclopentano	1,4	1,4
2,2-Dimetilbutano	0,9	13,4
2,3-Dimetilbutano	2,2	4,6
2-Metilpentano	13,1	13,7
3-Metilpentano	10,2	7,8
n-Hexano	18,6	5,1
Metilciclopentano	2,8	0,6
Ciclohexano	0,4	1,4
Benceno	1,9	0
C ₇ ⁺	0	0,3
sp.gr. <i>d</i> ₄ ¹⁵	0,652	0,646
RON	70	83

* Isomerización con catalizador de Pt/Al₂O₃ - Cl

Fuente: Petroleum Refining – P. Leprince / Tomo III: Conversion Processes

1.5.1.3 Alquilación

La alquilación es un proceso que permite producir productos de alto índice de octano (RON y MON) a partir de olefinas ligeras (C₃⁻, C₄⁻, C₅⁻) por adición del isobutano en presencia de un ácido fuerte (H₂SO₄ o HF).

La carga proviene normalmente del craqueo catalítico fluidizado (FCC), así como de las operaciones de coquización y viscorreducción; y el isobutano proviene del reformado catalítico. Los productos de la reacción son alquilatos consistente en una mezcla de isoparafinas (C₇ - C₈) y que resulta uno de los mejores componentes de la gasolina por su alto número de octano (96 RON típico) y baja presión de vapor. Los subproductos son las n-parafinas que no reaccionan.

Un aspecto importante a tener en cuenta es el efecto de las impurezas contenidas en la carga sobre el proceso de alquilación, por lo que resulta necesario un pretratamiento efectivo antes de su utilización en el proceso. Las impurezas más habituales son los compuestos de azufre, los compuestos oxigenados, butadieno y agua. Todos ellos tienden a la formación de aceites solubles en el ácido, con lo que aumenta el consumo de ácido y empeora la reacción. El azufre se suele eliminar mediante un tratamiento con Merox o bien un lavado cáustico. El agua se elimina mediante secado en tamices moleculares. El butadieno se elimina por hidrogenación selectiva de las di-olefinas sin que se hidrogenen las mono-olefinas. Los compuestos oxigenados que proceden de la mezcla de butenos normales después de pasar por la unidad de MTBE (alcoholes o dimetil eter) o bien directamente del FCC, se pueden eliminar mediante adsorción selectiva o por destilación.

La tabla 3.3 indica, para una carga típica, los rendimientos y características del alquilato.

1.5.1.4 Craqueo catalítico fluidizado (FCC)

Llamado también Cracking Catalítico en Lecho Fluido (FCC), es un proceso que transforma moléculas de elevado peso molecular en hidrocarburos más ligeros operando en fase gaseosa y baja presión, se

Tabla 3.3 Rendimiento Típico de la Alquilación con Carga de Buteno

	PESO MOLECULAR	DENSIDAD 15 °C Kg/l	% VOLUMEN	% PESO
<u>CARGAS:</u>				
Olefina	56,0	0,599	100	100
Isobutano	58,1	0,562	120	112,6
<u>PRODUCTOS:</u>				
Propano	-	0,511	-	-
n-Butano	58,1	0,585	12,7	12,4
Pentano	72,1	0,624	6,8	7,1
Alquilato C₅⁺	117	0,710	163,0	191,6
Alquitrán	360	0,932	1,0	1,5

Fuente: Refino, Gas y Marketing - Instituto superior de la Energía – España

utiliza el catalizador como sólido portador de calor. La temperatura de reacción es de 500-540 °C y el tiempo de residencia del orden de segundos.

Las cargas para este proceso tan flexible son generalmente los gasóleos de vacío (GOV), aceites desasfaltados, residuos atmosféricos hidrotratados o no, así

como subproductos de otros procesos, tales como: destilados de viscorreducción y coquización, residuos de hidrocrqueo, mezclados con la carga principal.

Los productos de conversión del craqueo catalítico son altamente olefínicos en las fracciones ligeras y altamente aromáticos en las pesadas.

Las impurezas (S,N) contenidas en los gases dependen directamente de las características de la carga utilizada.

Los principales productos son:

- Gases licuados (propano, propileno, butanos, butenos) que pueden ser a su vez cargados a las unidades de MTBE, ETBE, alquilación, dimerización, polimerización tras el endulzamiento y/o hidrogenación selectiva.
- Gasolinas de buen índice de octano (RON 91-93, MON 79-81) que se envían tras el endulzamiento al pool de gasolinas. La fracción ligera C₅ puede ser eterificada (TAME), la fracción central (75-125 °C), de peor calidad, puede enviarse al reformado catalítico, mientras que la pesada (125-210 °C), fuertemente aromática y alto número de octano, se envía al pool de gasolinas.
- Un corte de destilado ligero (aceite cíclico ligero – LCO) parecido al gasóleo, pero de alta aromaticidad y bajo número de cetano.

Los subproductos del FCC son:

- Gases de refinería.
- Residuo (Slurry) o aceite cíclico pesado (HCO) utilizado como combustible de refinería.
- El coque depositado sobre el catalizador que se quema en el regenerador produce energía (electricidad, vapor) y el calor necesario para la reacción. La tabla 3.4 aporta algunos datos de rendimientos típicos de cargas y productos del FCC.

Tabla 3.4 Rendimientos Típicos y Productos del FCC

RENDIMIENTOS, % PESO			
ALIMENTACIÓN : GASÓLEO DE VACÍO			
⁰ API : 22,5 / AZUFRE : 2,5%			
<u>OPERACIÓN:</u>	DESTILADOS	GASOLINA	LIGEROS
C₂⁻	3,5	4,5	6,5
C₃ + C₄	12,0	17,0	22,5
GASOLINA	26,0	50,0	48,0
GASOLEO	45,5	16,0	10,0
FUELÓLEO	8,0	7,0	6,0
COQUE	5,0	5,5	7,0
<u>PROPIEDADES PRODUCTOS:</u>			
GASOLINA, RON	91	92	95
GASÓLEO			
Azufre, % Peso	2,6	3,4	3,6
N^o Cetano	28	18	10

Fuente: Refino, Gas y Marketing - Instituto superior de la Energía – España

1.5.2 Comparación de los procesos de transformación

La siguiente tabla compara los diferentes procesos de transformación explicados anteriormente.

Tabla 3.5 Tabla Comparativa de los Procesos de Transformación

Titulo	REFORMADO CATALÍTICO	ISOMERIZACIÓN	ALQUILACIÓN	FCC
Proceso	De mejora de características con reordenación molecular	De mejora de características con reordenación molecular	De mejora de características con intervención de otros reactivos	De conversión catalítica
Composición de la Alimentación	Fracciones ligeras del crudo con gran contenido de parafinas y naftenos (C ₆ a C ₁₁)	Corrientes ricas en C ₄ – C ₆ .	Olefinas ligeras (C ₃ ⁼ , C ₄ ⁼ , C ₅ ⁼), con adición del isobutano	Hidrocarburos alifáticos saturados de elevado peso molecular (> C ₁₅).
Materia Prima	<ul style="list-style-type: none"> • Nafta pesada de destilación atmosférica • Nafta de los procesos de viscorreducción, coquización y hidroconversión • Fracciones centrales del craqueo catalítico 	<ul style="list-style-type: none"> • Fracciones de nC₄ • Fracciones C₅ o C₅-C₆ de destilación atmosférica • Nafta ligera de procesos de conversión • Gasolina natural 	<ul style="list-style-type: none"> • Olefinas de las unidades de craqueo catalítico, de coquización y viscorreducción • Isobutano procedente del reformado catalítico 	<ul style="list-style-type: none"> • Gasóleo pesado de vacío (GOV), proveniente de una unidad de destilación a vacío • Aceites desasfaltados • Residuos atmosféricos hidrotratados
Productos Obtenidos	<ul style="list-style-type: none"> • Nafta reformada (aromáticos) • Metano y Etano • GLP • Gas rico en hidrógeno 	<ul style="list-style-type: none"> • Isoparafinas: isopentano y los isómeros de C₆ principalmente los 2,2 y 2,3 dimetilbutano 	<ul style="list-style-type: none"> • Alquilatados: isoparafinas C₇-C₈ 	<ul style="list-style-type: none"> • Gases (C₂), Propano y Butano • Gasolina Craqueada • Aceite cíclico ligero (LCO) • Aceite cíclico pesado (HCO) • Residuales pesados

1.1.1 Selección del proceso de transformación a desarrollar

Después de haber comparado cada uno de los procesos de transformación para incremento de octanaje de gasolinas descritas anteriormente, se puede mencionar que la elección del proceso a desarrollar dependerá solamente de la disponibilidad y composición de la materia prima a emplear.

Como ya se ha mencionado anteriormente, las refinerías de la selva solo cuentan con unidades de destilación primaria, de ese esquema de refinación se pueden obtener principalmente las siguientes materias primas útiles: gasolina primaria o naftas livianas y naftas pesadas con una composición en hidrocarburos de $C_4 - C_9$, con esto se descarta el empleo de los procesos de alquilación y craqueo catalítico fluidizado (FCC).

Según las estadísticas mensuales del Ministerio de Energía y Minas, en el caso de Petroperú, en los años 2009 y 2010 alcanzó un orden de producción promedio de materia prima de 200 y 164 barriles por día respectivamente y; en el caso de Maple alcanzó producciones promedios de 114 y 82 barriles por día en los dos últimos años, representando estos volúmenes cargas bajas para el proceso de transformación a seleccionar, existiendo así una limitación en la producción de estas gasolinas o naftas en cuanto a su volumen.

Otra fuente alternativa de materia prima y probablemente la más prometedora es el proveniente de los líquidos de gas natural (LGN) que existe en los Pozos de Aguaytía en la selva central del Perú.

El fraccionamiento de los líquidos de gas natural en la planta Aguaytía Energy del Perú S.R.L. está hecho para 1400 barriles/día de GLP y 3000 barriles/día de gasolina natural; este último representará nuestra materia prima del proceso de transformación a seleccionar, cuya composición en mayor parte es C_5 y C_6 (ver anexo D).

De lo expuesto en el párrafo anterior, se concluye que el proceso de transformación a desarrollar para nuestro proyecto de tesis es la isomerización pues ésta posee la característica de recibir como alimentación la gasolina natural producida en la planta de fraccionamiento de Aguaytía ya

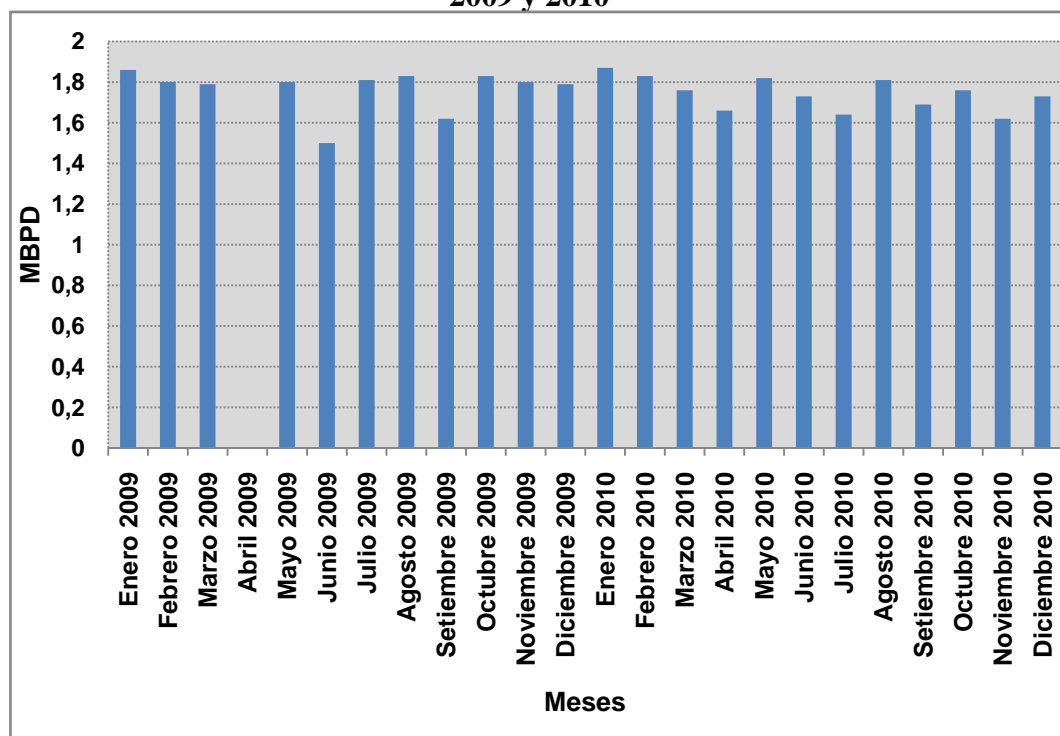
que posee mayor cantidad en volumen de C_5 y C_6 , descartándose así el proceso de reformado catalítico.

En adición, la selección de este proceso muestra que la gasolina natural como materia prima para este proyecto de tesis es ideal, pues podemos establecer que existe una viabilidad en cuanto a la disponibilidad de materia prima, además de ser un proceso de transformación económica con respecto a los otros procesos para una misma capacidad (ver anexo J).

Una vez elegido la tecnología de proceso de transformación a emplear, se determina el tamaño de esta para la planta a proyectar, el cual estará condicionado principalmente por el abasto suficiente en cantidad y calidad de la materia prima a utilizar como carga al proceso.

A continuación se muestra en la siguiente figura las producciones de gasolina natural en la planta procesadora de Aguaytía en los dos últimos años.

Figura 3.1 Producción de Gasolina Natural en Planta Procesadora de Aguaytía 2009 y 2010



Fuente: Estadística Mensual del Ministerio de Energía y Minas del Perú

Para efectos del proyecto de tesis que se está desarrollando y además por la información con que se cuenta, vamos a considerar como carga a la unidad de

isomerización el promedio de las producciones mensuales para los años 2009 sin considerar el mes de Abril (atípico), y 2010 de gasolina natural de la planta procesadora de Aguaytía, siendo de 1800 barriles estándar por día.

Como es de conocimiento, las reservas estimadas de líquidos de gas natural en Aguaytía son del orden de 20 millones de barriles de LGN.

De acuerdo a los datos de la composición del gas natural, los hidrocarburos condensados representan aproximadamente el 30% de los líquidos de gas natural, disponiéndose entonces de 6 millones de barriles de condensados o gasolina natural.

Se asume un factor de servicio de 0,95 haciendo saber con ello que un año operativo es igual a 347 días, siendo los 18 días restantes del año, programados de parada para mantenimiento e inspección general de la planta. Dada la anterior situación se puede determinar los años de operación de la planta de isomerización de la siguiente manera:

$$1800 \frac{\text{Barriles}}{\text{Día Operativo}} \times \frac{347 \text{ Día Operativo}}{\text{Año Operativo}} = 624,6 \frac{\text{M Barriles}}{\text{Año Operativo}}$$

$$\text{Años Operativos} = \frac{1}{624,6} \frac{\text{Año Operativo}}{\text{M Barriles}} \times 6000 \text{ M Barriles} = 9,6 \text{ años}$$

La planta de isomerización tendrá aproximadamente 10 años de operación.

1.2 Determinación de la localización óptima del proyecto

El objetivo general de este apartado es llegar a determinar el sitio donde se instalará la planta a proyectar.

Un método cualitativo sencillo y rápido para ubicar la planta a proyectar es mediante el método de factores ponderados, que consiste en asignar factores cuantitativos a una serie de factores que se consideran relevantes para la localización. Esto conduce a una comparación cuantitativa de diferentes sitios. El método permite ponderar factores de preferencia para el investigador al tomar la decisión.

Entre los factores que se pueden considerar para realizar la evaluación, se encuentran los siguientes: disponibilidad de la materia prima (carga), proximidad de mercados (gasolina 84 y 90 octanos), disponibilidad de terreno (hectáreas), infraestructura (redes de distribución), disponibilidad de servicios (agua, electricidad y comunicaciones), disponibilidad de mano de obra (cercanía con centros urbanos), impacto social (desarrollo de la comunidad), impacto ambiental (cercanía con centros urbanos y normas y/o regulaciones estatales) y el clima (meteorología).

Cada factor posee un grado de importancia relativo y éste dependerá del tipo de planta que se desee instalar.

A cada uno de los factores se le asignó un peso respectivo (escala 0 a 1) según el criterio de importancia relativa. La disponibilidad de la materia prima, proximidad de mercados, disponibilidad de terreno, infraestructura, disponibilidad de servicios y disponibilidad de mano de obra son elementos básicos a considerar en la ubicación de la nueva planta, por lo que se les asigna un peso relativo alto. Al impacto social y ambiental se les asigno un peso relativo moderado ya que la instalación de la nueva planta no provocaría un daño severo al medio ambiente. El clima recibe un peso relativo bajo ya que no es un factor importante para la ubicación de la nueva planta.

En lo referente a la calificación de cada sitio potencial se consideró una escala de la siguiente manera: valor bajo (2), valor medio (4), valor medio alto (6) y valor alto (8).

Se procede a multiplicar la calificación por el peso relativo y sumar la puntuación de cada sitio y elegir el de máxima puntuación.

Para el caso específico de la nueva planta de isomerización se cuenta con 3 posibles alternativas de ubicación, que serían: Loreto, Amazonas y Ucayali.

Evaluando cada una de ellas, lo más objetivamente posible con los pesos relativos de cada factor y sus respectivas calificaciones, se procedió a escoger el departamento de Ucayali por tener la mayor puntuación ponderada según muestra la tabla 3.6.

Tabla 3.6 Método de Factores Ponderados para la Elección de la Ubicación de la Planta

Factores	Peso Relativo	Departamento Iquitos		Departamento Amazonas		Departamento Ucayali	
		Calificación	Calificación Ponderada	Calificación	Calificación Ponderada	Calificación	Calificación Ponderada
Materia Prima	0,25	4	1,0	4	1,0	8	2,0
Mercados	0,20	8	1,6	2	0,4	6	1,2
Terreno	0,15	8	1,2	4	0,6	8	1,2
Infraestructura	0,15	8	1,2	4	0,6	8	1,2
Servicios	0,15	8	1,2	6	0,9	8	1,2
Mano de Obra	0,10	8	0,8	4	0,4	8	0,8
Impacto Social	0,05	4	0,2	4	0,2	4	0,2
Impacto Ambiental	0,05	6	0,3	6	0,3	6	0,3
Clima	0,02	6	0,12	6	0,12	6	0,12
Total	1,0	-	7,62	-	4,52	-	8,22

Fuente: Elaboración Propia

De esta forma se puede decir que el departamento de Ucayali cuenta con las mejores características para instalar la planta, específicamente en la zona de Pucallpa lugar donde se encuentra disponible la materia prima a emplear.

1.3 Ingeniería del proyecto

El objetivo general del estudio de ingeniería del proyecto es resolver todo lo concerniente al funcionamiento de la planta. Desde la evaluación de la materia prima que ingresa al proceso de producción, hasta definir la calidad de los productos finales obtenidos que habrá de tener la planta productiva.

1.3.1 Evaluación de la materia prima

Como se mencionó anteriormente, los condensados o gasolina natural que se encuentran ubicados en los campos de Aguaytía en Pucallpa será la materia

prima para el diseño de la unidad de isomerización a realizar en el presente proyecto de tesis.

En el anexo D, se muestra la caracterización de la materia prima a emplear como carga al proceso, dando la siguiente composición volumétrica:

Tabla 3.7 Composición Volumétrica de la Gasolina Natural de Aguaytía

Nro.	Componente	Peso Molecular	% Volumen
1	N-Butano	58,12	2,9
2	Neopentano	72,15	4,1
3	Isopentano	72,15	7,5
4	N-Pentano	72,15	25,0
5	3-Metilpentano	86,18	24,3
6	N-Hexano	86,18	27,8
7	2,3-Dimetilpentano	100,2	8,4

Fuente: Elaboración propia

Para las condiciones de presión y temperatura de la carga ($P = 1,01325$ bar y $T = 25$ °C), se determinó por el software de simulación de procesos “Chemcad” v.6.1.4, lo siguiente:

Tabla 3.8 Flujos y Composiciones de la Carga al Proceso

Componente	% Peso	Flujo (kmol/h)	% Molar	RON
N-Butano	2,6	3,48	3,6	93,6
Neopentano	3,8	4,04	4,2	116
Isopentano	7,2	7,72	8,0	92,3
N-Pentano	24,2	26,06	27,1	61,7
3-Metilpentano	25	22,49	23,4	74,5
N-Hexano	28,3	25,51	26,5	24,8
2,3-Dimetilpentano	8,9	6,96	7,2	88,5
Total	100	96,26	100	73,6

Fuente: Elaboración propia

1.3.2 Selección del tipo de proceso de isomerización

En la actualidad existen dos tipos de procesos de isomerización que se emplean a nivel industrial:

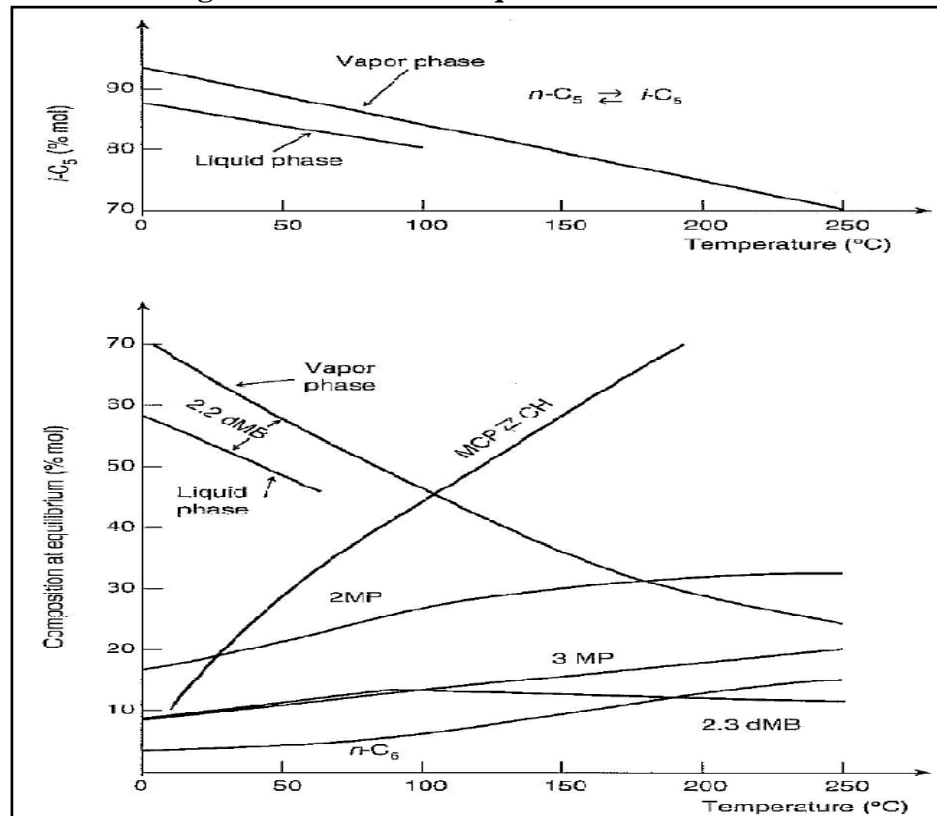
- Proceso de isomerización a alta temperatura (250-300 °C) empleando catalizadores a base de zeolitas de carácter ácido.
- Proceso de isomerización a baja temperatura empleando alúmina clorada (110-180 °C) y óxidos metálicos sulfatados (140-190 °C) como catalizadores de las reacciones.

La elección del tipo de proceso de isomerización a emplear influirá de las condiciones de equilibrio termodinámico de los isómeros a obtener y del catalizador a utilizar en las reacciones.

1.3.2.1 Condiciones de equilibrio termodinámico

En la siguiente figura, se presenta las concentraciones de equilibrio frente a la temperatura para los isómeros de pentano y hexano.

Figura 3.2 Curvas de Equilibrio Termodinámico*



* N-C₅: n-pentano; i-C₅: isopentano; 2,2dMB: 2,2-dimetilbutano; 2MP: 2-metilpentano; 3MP: 3-metilpentano; 2,3dMB: 2,3-dimetilbutano; MCP: metilciclopentano; CH: ciclohexano

Fuente: Petroleum Refining – P. Leprince Tomo III: Conversion Processes

Para las parafinas C_5 resulta claro que las temperaturas bajas favorecen la formación de las isoparafinas. Para las parafinas C_6 el equilibrio es algo más complejo. En el rango de temperaturas entre 100 y 200 °C, la concentración en el equilibrio del isómero de mayor número de octano 2,3-dimetilbutano es prácticamente constante, mientras que el isómero siguiente en número de octano, el 2,2-dimetilbutano muestra una disminución en la concentración de equilibrio al aumentar la temperatura.

Estas observaciones explican la necesidad de conseguir un catalizador que opere a temperaturas relativamente bajas. Si el tipo de catalizador obliga a operar a temperaturas más altas, disminuye la calidad del isomerato o requiere reciclo de las parafinas no convertidas, con el consiguiente aumento del costo de inversión y operativo.

1.3.2.2 Catalizador de isomerización

Los catalizadores que se utilizan para que ocurran las reacciones de isomerización están constituidos por un material activo con carácter hidrogenante dispersado sobre una sustancia menos activa llamada soporte de carácter ácido, con frecuencia, el material activo es un metal puro (Pt, Pd, Ni) o una aleación metálica.

Los tres tipos de catalizadores de isomerización que se emplean comercialmente se diferencian por el soporte que proporciona la acidez del catalizador que son: la zeolita, la alúmina clorada y el óxido metálico sulfatado.

Los catalizadores basados en alúmina clorada ofrecen la mayor actividad y selectividad por lo que pueden operar a menor temperatura y alcanzar una alta conversión por paso; sin embargo, poseen baja estabilidad ya que son sensibles al envenenamiento por impurezas originando un costo asociado adicional debido a la necesidad de librar a la alimentación de los venenos del catalizador (H_2O , N, etc.). El catalizador es en su configuración básica no regenerable y debe ser reemplazado completamente luego de 1 a 2 años de operación. Algunas empresas licencian procesos regenerables con recuperación de actividad por inyección de compuestos clorados, pero esto trae como consecuencia problemas de corrosión y contaminación.

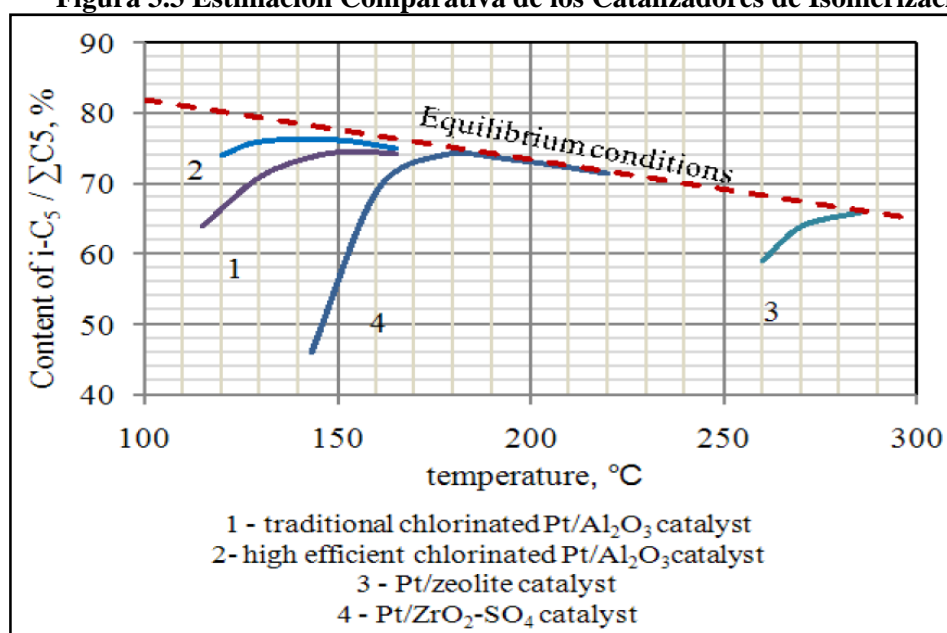
Los catalizadores a base de zeolitas de carácter ácido, presentan una menor sensibilidad al envenenamiento por impurezas y son fácilmente regenerables

aunque muestran menor actividad y selectividad, por lo que tienen que operar a mayor temperatura.

Los catalizadores basados en óxidos metálicos sulfatados operan a menor temperatura y logran una mayor selectividad a isómeros. Al igual que las zeolitas poseen mayor robustez en lo que respecta a la sensibilidad a impurezas y además son regenerables.

La representación comparativa de las concentraciones de equilibrio frente a la temperatura referente al isómero de pentano para los diferentes tipos de catalizadores de isomerización se muestra en la siguiente figura.

Figura 3.3 Estimación Comparativa de los Catalizadores de Isomerización



Fuente: <http://www.hydrocarbonprocessing.com>

El nivel de conversión de n-parafinas en catalizadores de zeolita es bajo, ya que está limitada por equilibrio termodinámico. En el caso de los catalizadores basados en alúmina clorada y óxidos metálicos sulfatados la conversión de n-parafinas es mayor debido a las condiciones altas de equilibrio para obtener iso-parafinas.

La presión influye sobre la estabilidad de los catalizadores, a una elevada presión en el reactor su tiempo de vida se alarga, debido a que evita la formación de coque y favorece la eliminación de los contaminantes.

Después de analizar los puntos 3.3.2.1 y 3.3.2.2, se concluye que en este proyecto de tesis, se utilizará el proceso de isomerización a baja temperatura empleando los

catalizadores basados en óxidos metálicos en forma sulfatada pues éste posee una mejor performance que los otros catalizadores de isomerización.

1.3.3 Selección del esquema de proceso de isomerización

Con el catalizador a base de un óxido metálico sulfatado (recomendado $ZrO_2-SO_4^{2-}$) con agregado de Pt, el proceso de isomerización puede presentar las siguientes configuraciones:

1.3.3.1 Isomerización directa en un paso

Denominado también “once-through”. Es un esquema eficiente y económico por no tener ningún tipo de reciclaje de parafinas no convertidas en su configuración. Su realización requiere de un costo de inversión mínima.

1.3.3.2 Isomerización directa en un paso con pre-fraccionamiento

El esquema presenta antes de la sección de isomerización (reactor), la colocación de unidades de fraccionamiento que permiten la separación de componentes que causan una disminución en el rendimiento de producción de isoparafinas en el reactor. La tecnología es razonable en los siguientes casos:

- Contenido de benceno en la alimentación de más de 2% en peso.
- Contenido de ciclohexanos y C_7 en la alimentación de más de 1-2% en peso.
- Contenido de iC_5 en la alimentación de más de 8-15% en peso (DIP).

1.3.3.3 Isomerización con deisohexanizador (DIH) y reciclo

El esquema presenta después de la sección de isomerización (reactor), la colocación de una columna de destilación que permite separar de los productos de la reacción los componentes deseados (isomerato) y reciclar los componentes no convertidos de bajo octano (2-metilpentano, 3-metilpentano y nC_6) hacia el reactor de isomerización consiguiéndose así un aumento de la conversión de nC_6 . Un esquema similar se puede dar colocando un deisopentanizador (DIP).

1.3.3.4 Isomerización con reciclo de nC_5 (con DIP y DP)

El esquema requiere que se provea de una columna deisopentanizadora y una columna despentanizadora (DP) antes y después de la sección de isomerización (reactor) respectivamente.

1.3.3.5 Isomerización con reciclo de nC_5 , nC_6 y metilpentanos

Este tipo de esquema proporciona una conversión total de todos los nC_5 y nC_6 a sus respectivos isómeros, mediante un conjunto de columnas de destilación (con

DIP, DIH y DP) o por adsorción sobre tamices moleculares (sistema complejo y alta inversión).

El método de adsorción sobre tamices moleculares consiste en un conjunto de lechos fijos cargados con un material poroso (adsorbente), el cual es capaz de retener partículas de un fluido en su superficie tras entrar en contacto con éste. Las moléculas que son lo suficientemente pequeñas para pasar a través de los poros son adsorbidas, mientras que las moléculas mayores no. El proceso inverso a la adsorción se conoce como desorción.

Axens ha desarrollado dos procesos de separación por adsorción mediante tamices moleculares: IPSORB y HEXORB. Estos procesos son únicos y están constituidos por una columna de destilación y una sección de adsorción mediante tamices moleculares: un deisopentanizador (DIP) con desorción de isopentano en el proceso IPSORB, un deisohexanizador (DIH) con desorción de metilpentanos en el proceso HEXORB.

En el anexo F se muestran algunas de estas configuraciones. Después de haber observado cada una de las disposiciones expuestas anteriormente, se puede mencionar que para dicha selección se deben tomar en cuenta por lo menos dos puntos de vista: el ingenieril y el económico:

- Desde el punto de vista ingenieril, la elección dependerá de la carga específica que ingrese al proceso de isomerización y del número de octano requerido en el producto.

Para nuestro caso de estudio la carga posee parafinas de alto octanaje (2,6% en peso de n-butano, 3,8% en peso de neopentano, 7,2% en peso de isopentano) y una cantidad de más de 1% en peso de C₇, lo que obliga a fraccionar la alimentación mejorando así el rendimiento de isoparafinas en el reactor. Por otro lado por ser el producto de isomerización considerado como un bien intermedio o industrial, no se tomará atención al número de octano del producto, sino cuando éste se procese para ser un bien de consumo final (blending).

- Desde el punto de vista económico, se puede indicar que el esquema de proceso de isomerización más favorable llega a ser la de isomerización directa en un paso (once-through), pues aparece en comparación con los otros esquemas como la solución más barata, al no tener ningún tipo de reciclo de

parafinas no convertidas en su disposición, con el consiguiente disminución del costo de inversión y operativo.

Después de analizar estos dos puntos de vista muy importantes, se concluye que en este proyecto de tesis, se optará el esquema de isomerización directa en un paso con pre-fraccionamiento pues éste posee la ventaja de pretratamiento de la carga lo cual facilitará el desarrollo óptimo del proceso.

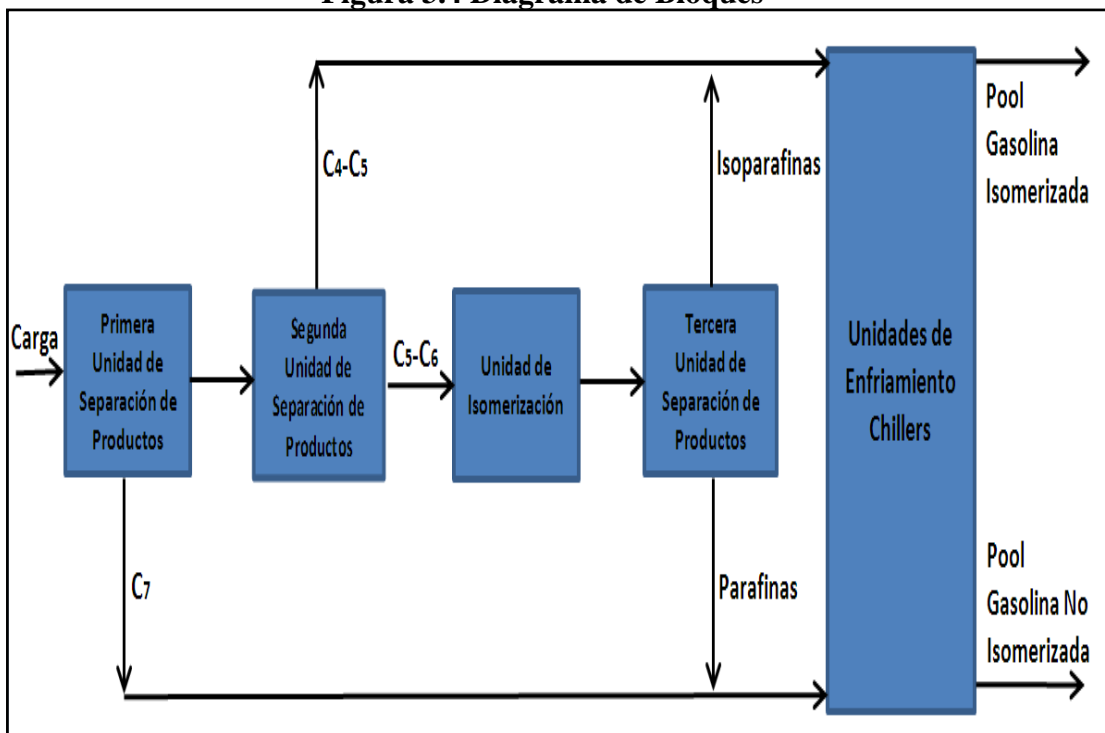
1.3.4 Descripción del proceso

La nueva planta de isomerización comprende las siguientes unidades:

- Pretratamiento de la carga (primera y segunda unidad de separación de productos).
- Isomerización de parafinas para producir isoparafinas (unidad de isomerización).
- Fraccionamiento de los productos de isomerización (tercera unidad de separación de productos).
- Enfriamiento de los líquidos obtenidos (unidades de enfriamiento – chillers).

En la figura 3.4 se presenta un diagrama de bloques para el proceso en mención mientras que en la figura 3.5 se presenta un diagrama de flujo de proceso de la planta de isomerización.

Figura 3.4 Diagrama de Bloques

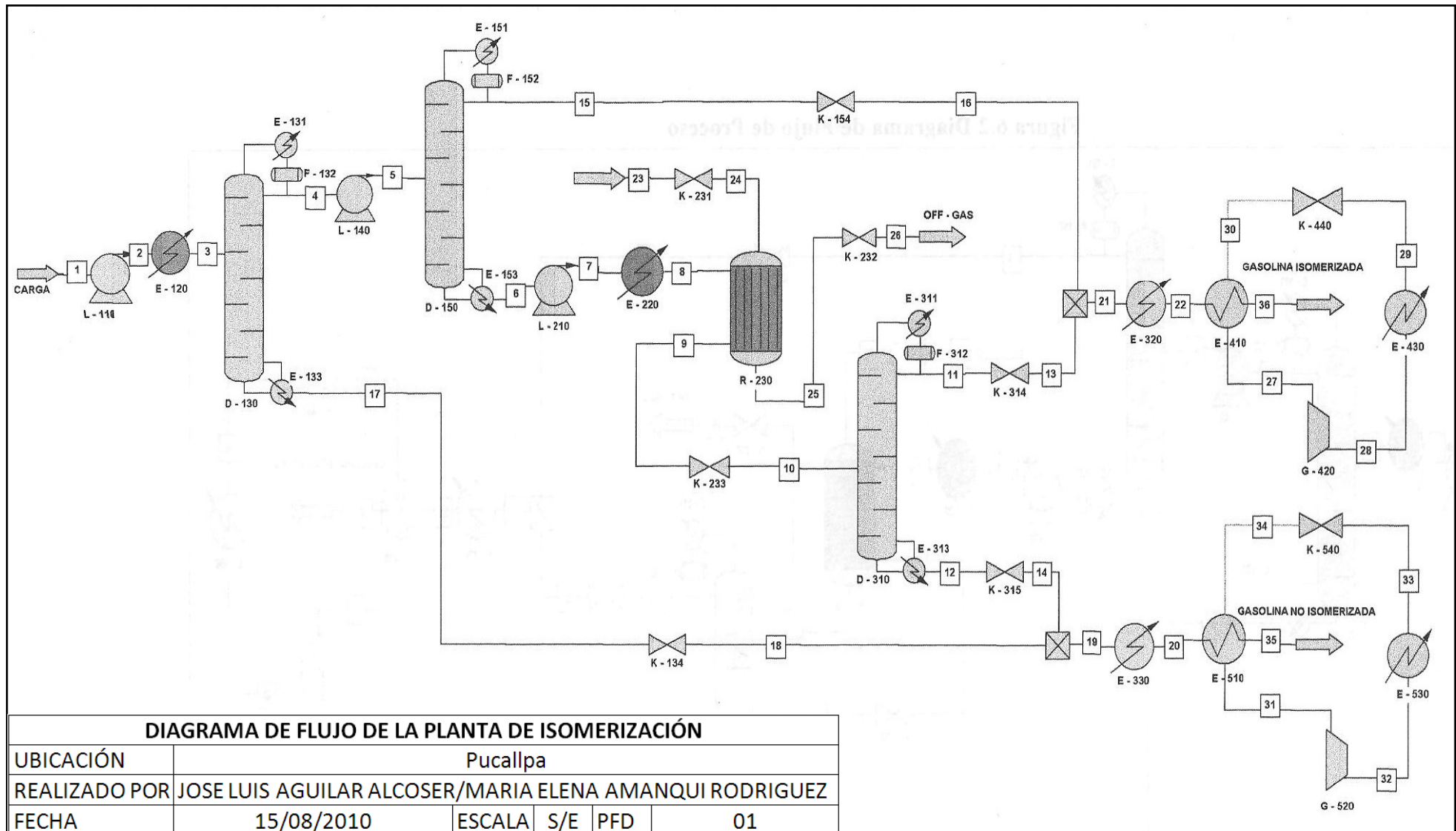


Fuente: Elaboración propia

El pretratamiento de la carga tiene por objeto remover las parafinas de alto octanaje y/o una relativa alta concentración de C₇, más del 1% en peso. Esto tiene dos ventajas: por un lado aumenta el rendimiento de isoparafinas debido a que las reacciones de isomerización se encuentran en equilibrio químico y por otro lado reduce el consumo de hidrógeno en el reactor debido a que tienden a generar una cantidad grande de calor en el reactor como resultado de la reacción de hidrogenación originando reacciones de craqueo.

La isomerización de parafinas tiene por objeto el reordenamiento molecular de las mismas, dando como resultado una nafta (isoparafina) de mayor valor octánico. Las reacciones de isomerización se producen en fase líquida en presencia de hidrógeno a baja temperatura y emplea un catalizador bifuncional de óxido metálico sulfatado.

Figura 3.5 Diagrama de Flujo de Proceso



El fraccionamiento de los productos de isomerización tiene por objeto separar los productos de mayor valor octánico de los de menor valor octánico. Una se destinará junto con la corriente de parafinas de alto octanaje de la segunda unidad de separación de productos hacia el pool de gasolina isomerizada y la otra se destinará junto con la corriente de alta concentración de C_7 de la primera unidad de separación de productos hacia el pool de gasolina no isomerizada.

El enfriamiento de los líquidos obtenidos tiene por objeto enfriar las dos líneas que se destinaran hacia los pool de gasolinas para su posterior utilización a escala comercial.

A continuación se describe la operación de las cinco unidades incluidas en el proyecto de la nueva planta de isomerización. La enumeración de las corrientes y la designación de los equipos que se menciona en la descripción de las unidades, está de acuerdo a la figura 3.5.

1.1.1.1 Primera unidad de separación de productos

La carga al proceso que ingresa por la corriente 1 se encuentra en fase líquida, con la siguiente composición: 2,6% en peso de n-butano, 3,8% en peso de neopentano, 7,2% en peso de isopentano, 24,2% en peso de n-pentano, 25% en peso de 3-metilpentano, 28,3% en peso de n-hexano y 8,9% en peso de 2,3-dimetilpentano. Esta corriente es aspirada e impulsada por la bomba L-110 hasta la entrada de la columna de destilación D-130, previo paso por el intercambiador de calor E-120 que la lleva a 68,4 °C, temperatura igual a la de burbuja, el medio de calefacción es vapor de agua saturado a 1,3 bar de presión.

La columna de destilación D-130 recibe como alimentación precalentada a la corriente 3, donde se une con la corriente líquida procedente de la zona de rectificación. Ambas corrientes descienden por la zona de agotamiento a la vez que se van empobreciendo en los componentes más volátiles y enriqueciendo en los más pesados. La corriente líquida que llega al fondo de la columna pasa al reboiler E-133, donde se generan dos corrientes en

equilibrio: una líquida, que es enviada al pool de gasolina de refinería, y una vapor que se recircula a la columna.

Esta corriente de vapor asciende a través de las zonas de agotamiento y enriquecimiento aumentando su composición en volátiles y reduciéndola en pesados, hasta alcanzar el último plato, donde tiene lugar el último equilibrio. Desde la columna, el vapor pasa a un condensador E-131, en el cual se condensa totalmente, y de éste a un acumulador de reflujo F-132 que asegura que todo el fluido que sale del mismo sea líquido. Dicho líquido se bifurca en dos corrientes, una que es reintroducida en la columna por encima del último plato, y otra que es transportada por la bomba L-140 hasta la columna de destilación D-150.

Cabe resaltar, que las condiciones de operación de la columna de destilación D-130, están fijadas para lograr un producto tope de la fraccionadora con un máximo de 1% en peso de 2,3-dimetilpentano.

1.1.1.2 Segunda unidad de separación de productos

La segunda columna de destilación D-150, tiene por función principal separar los productos ligeros (isopentano y otros) de los hidrocarburos C_6 (parafinas de 6 átomos de carbono). Los vapores que salen por el tope de la fraccionadora pasan a un condensador E-151, en el cual se condensan totalmente, y de éste a un acumulador de reflujo F-152 que asegura que todo el fluido que sale del mismo sea líquido. Dicho líquido se bifurca en dos corrientes, una que es reintroducida en la columna por encima del último plato, y la otra que constituye una corriente más en la producción de gasolinas isomerizadas. La corriente líquida que llega al fondo de la columna pasa al reboiler E-153, donde se generan dos corrientes en equilibrio: una vapor que se recircula a la columna por debajo del primer plato, y una líquida que es enviada a la unidad de isomerización y tiene 3,3% en peso de isopentano, 24% en peso de n-pentano, 34,9% en peso de 3-metilpentano, 37,1% en peso de n-hexano y 0,7% en peso de 2,3-dimetilpentano.

1.1.1.3 Unidad de isomerización

La unidad de isomerización de parafinas para producir isoparafinas ha sido diseñada específicamente para realizar una continua isomerización catalítica de parafinas C₅ y C₆. Las reacciones se llevan a cabo en un ambiente hidrogenado, sobre un lecho catalítico fijo y dentro de condiciones operativas que promueven la isomerización y minimizan la generación de productos de craqueo o desintegración catalítica en detrimento de la producción de isómeros.

La corriente 6 proveniente de la segunda unidad de separación de productos es bombeada por la bomba L-210 y precalentada en un intercambiador de calor E-220, que utiliza como medio de calefacción vapor de agua saturado a 13 bar de presión. Por otro lado una corriente de hidrógeno representado por la corriente 23, es enviada al reactor creando una atmósfera de hidrógeno, aunque el consumo neto de este componente es muy bajo. En el reactor R-230 ocurre la transformación de las parafinas a isoparafinas, es decir, la conversión de las parafinas normales y las monometilramificadas a parafinas dimetilramificadas, a una presión de 20 bar y temperatura de 180 °C, empleando Pt/ZrO₂-SO₄⁻² como catalizador. El sistema reaccionante que ingresa al reactor R-230, está compuesta principalmente de hidrocarburos C₅ y C₆ además del hidrógeno. Reacciones secundarias como la desintegración catalítica se originan en el reactor de isomerización según muestra la tabla 3.9

Tabla 3.9 Sistema Reaccionante Para la Isomerización de C₅/C₆

Reacción	Tipo
n-Pentano ↔ i-Pentano	Isomerización
n-Hexano ↔ 2-Metilpentano	Isomerización
n-Hexano ↔ 3-Metilpentano	Isomerización
2-Metilpentano ↔ 3-Metilpentano	Isomerización
2-Metilpentano ↔ 2,3-Dimetilbutano	Isomerización
2,3-Dimetilbutano ↔ 2,2-Dimetilbutano	Isomerización
2-Metilpentano + H ₂ → 2C ₅ ⁻	Desintegración Catalítica
3-Metilpentano + H ₂ → 2C ₅ ⁻	Desintegración Catalítica
2,2-Dimetilbutano + H ₂ → 2C ₅ ⁻	Desintegración Catalítica

Fuente: Simulación Numérica de un Proceso de Isomerización de Parafinas C₅ y C₆ para obtención de gasolinas de alto octanaje (Tesis profesional) - Biblioteca de la Facultad de Ingeniería de Petróleo y Gas Natural – UNI

Consideraremos que el producto de las reacciones de desintegración catalítica (C_5) está formado por etano e isobutano.

La corriente de salida del reactor es enviada a la tercera unidad de separación de productos. Es deseable, una corriente de venteo de hidrógeno y otros hidrocarburos ligeros para ser removidos de la unidad de isomerización representado por la corriente 26 que normalmente es enviado a una antorcha para su combustión.

1.1.1.4 Tercera unidad de separación de productos

Esta unidad comprende la columna de destilación D-310, que recibe como alimentación el producto neto del reactor R-230, previo paso por la válvula reductora de presión K-233 que la lleva a 2,068 bares de presión, y representado por la corriente 10. Dicha corriente que se caracteriza por una composición másica de 21,2% de isopentano, 6,1% de n-pentano, 15,4% de 3-metilpentano, 10,2% de n-hexano, 0,7% de 2,3-dimetilpentano, 31% de 2-metilpentano, 6,8% de 2,2-dimetilbutano y 8,6% de 2,3-dimetilbutano se introduce a la columna, donde se une con la corriente líquida procedente de la zona de rectificación. La corriente superior, constituida por compuestos de alto octanaje tales como el isopentano y parafinas C_6 diramificadas en mayor proporción y procedentes del último plato, es condensada por el condensador E-311 y enviada por gravedad hasta el acumulador de reflujo F-312. La corriente líquida de salida del acumulador se divide en dos fracciones. Una supone el reflujo de la columna y la otra el destilado, previo paso por la válvula K-314 y representado por la corriente 13. Esta última es juntada con la corriente 16 de la segunda unidad de separación de productos que contiene compuestos ligeros tales como el n-butano, neopentano, isopentano y ocasionalmente presenta cantidades de n-pentano, los cuales conforman los componentes de la gasolina isomerizada, y está representado por la corriente 21.

Con respecto al líquido del fondo de la columna, éste circula por gravedad hasta el reboiler E-313, en el cual se produce un vapor, que se devuelve a la columna, y un líquido, que constituye el residuo de la columna, el cual se junta, previo paso por la válvula K-315 con la corriente 18 de la primera unidad de separación de productos que contiene compuestos de bajo valor octánico, los cuales

conforman los componentes de la gasolina no isomerizada, y está representado por la corriente 19.

Las condiciones de operación de la columna de destilación D-310, están fijadas para lograr un producto tope de la fraccionadora con alto valor octánico.

1.1.1.5 Unidades de enfriamiento – Chillers

En las unidades de enfriamiento, las corrientes 21 y 19 mencionadas en la unidad anterior, son enfriadas antes de ser enviadas hacia los pool de gasolina.

La corriente 21 se hace circular por el intercambiador de calor E-320, en el cual se enfría el fluido con lo que su temperatura se reduce a 37 °C; del mismo modo, para la corriente 19 que se hace circular por el intercambiador de calor E-330.

Para llevar la temperatura de las corrientes 22 y 20 de 37 °C hasta 25 °C, es necesario incluir sistemas de refrigeración.

Un sistema de refrigeración llamado comúnmente chillers, es un sistema cerrado que consta, esencialmente, de un compresor, un condensador, un vaporizador, una válvula de regulación o de expansión y las tuberías de unión de estos elementos, donde se realiza cíclicamente un proceso de compresión de un gas refrigerante, en este caso, el gas propano.

Las corrientes 22 y 20 son enfriados a 25 °C en los intercambiadores de calor E-410 y E-510 respectivamente (ambos vaporizadores del refrigerante), en donde la mezcla de propano líquido-gas, absorbe calor del medio que está siendo enfriado. Todo el propano pasa hacer vapor saturado a -40 °C y 1,0984 bares de presión, y está representado por las corrientes 27 y 31. Dichas corrientes se comprimen a 12,94 bar en los compresores G-420 y G-520 respectivamente, pasando a un estado de vapor recalentado. Luego las corrientes 28 y 32 son condensadas en los condensadores E-430 y E-530 respectivamente, en donde se absorbe el calor que trae el gas propano a alta presión y lo transfiere hacia el agua de enfriamiento, pasando el propano hacer un líquido saturado a 37 °C y 12,9399 bares de presión. En fase líquida el propano llega a las válvulas de expansión K-440 y K-540 para cada sistema de refrigeración, en donde el líquido que permanece a alta presión antes de la válvula, es estrangulado en su paso por este dispositivo y, expandido, transformándose en una mezcla líquida gaseosa a baja presión, representado por las corrientes 30 y 34 respectivamente. Dentro de los intercambiadores de calor E-410 y E-510, se produce la vaporización total del propano, existiendo un cambio de fase que se realiza a

costa del calor que absorbe de las corriente 22 y 20 respectivamente. Desde los vaporizadores, el propano se dirige a la succión de los compresores G-420 y G-520 repitiéndose así el ciclo de los chillers.

Las corrientes 35 y 36 corresponden al producto final obtenido de la planta de isomerización, que representan a la gasolina no isomerizada y a la gasolina isomerizada respectivamente.

1.1.2 Balance global de materia y energía del proceso

El balance global de materia y energía de la planta de isomerización se llevará a cabo mediante el software de simulación de procesos industriales “Chemcad” v.6.1.4.

Para ello se muestra la tabla 3.10 del balance global de materia y energía del proceso propuesto, donde se indican los flujos molares, flujos másicos, condiciones de operación (presión y temperatura), condición de fase y la entalpía de cada corriente. La enumeración de las corrientes en la tabla 3.10 está de acuerdo a la figura 3.5 (diagrama de flujo del proceso propuesto).

En el anexo G, se muestra los resultados finales de la simulación de la planta de isomerización mediante el software de simulación de procesos “Chemcad” v. 6.1.4.

Tabla 3.10 Balance Global de Materia y Energía

Corriente (kmol/h)	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Componente	Entrada a L-110	Entrada a E-120	Entrada a D-130	Entrada a L-140	Entrada a D-150	Entrada a L-210	Entrada a E-220	Entrada a R-230	Salida a R-230	Entrada a D-310	Entrada a K-314	Entrada a K-315
N-Butano	3,477	3,477	3,477	3,477	3,477	0,003	0,003	0,003	0,003	0,003	0,003	0,000
Neopentano	4,043	4,043	4,043	4,043	4,043	0,035	0,035	0,035	0,035	0,035	0,035	0,000
Isopentano	7,718	7,718	7,718	7,718	7,718	2,468	2,468	2,468	15,980	15,980	15,194	0,786
N-Pentano	26,060	26,060	26,060	26,060	26,060	18,091	18,091	18,091	4,579	4,579	4,127	0,452
3-Metilpentano	22,491	22,491	22,491	22,042	22,042	22,032	22,032	22,032	9,730	9,730	3,958	5,772
N-Hexano	25,515	25,515	25,515	23,393	23,393	23,390	23,390	23,390	6,424	6,424	1,807	4,616
2,3-Dimetilpentano	6,964	6,964	6,964	0,401	0,401	0,401	0,401	0,401	0,401	0,401	0,012	0,389
2-Metilpentano	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	19,542	19,542	9,382	10,161
2,2-Dimetilbutano	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	4,276	4,276	3,004	1,272
2,3-Dimetilbutano	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	5,450	5,450	2,846	2,603
Isobutano	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Etano	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Hidrógeno	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Propano	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
TOTAL (kmol/h)	96,267	96,267	96,267	87,133	87,133	66,419	66,419	66,419	66,418	66,418	40,367	26,051
TOTAL (kg/h)	7765,646	7765,646	7765,646	6886,461	6886,461	5440,444	5440,444	5440,444	5440,358	5440,358	3207,29	2233,068
Temperatura (Kelvin)	298,15	298,279	341,550	338,940	338,994	361,396	363,666	453,150	456,899	365,605	338,644	358,451
Presión (kpa)	101,325	216,80	206,80	206,80	262	275,3	2010	2000	2000	206,8	206,8	213,80
Fracción Vaporizada (φ)	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,143	1,000	0,000	0,000
Entalpía (MMJ/h)	-18412	-18409	-17618	-15735	-15734	-11967	-11931	-10470	-10481	-10481	-7445,1	-4965,7

Fuente: Elaboración propia

Tabla 3.10 Balance Global de Materia y Energía (continuación)

Corriente (kmol/h)	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24
Componente	Salida a K-314	Salida a K-315	Entrada a K-154	Salida a K-154	Entrada a K-134	Salida a K-134	Entrada a E-330	Entrada a E-510	Entrada a E-320	Entrada a E-410	Entrada a K-231	Salida a K-231
N-Butano	0,003	0,000	3,474	3,474	0,000	0,000	0,000	0,000	3,477	3,477	0,000	0,000
Neopentano	0,035	0,000	4,008	4,008	0,000	0,000	0,000	0,000	4,043	4,043	0,000	0,000
Isopentano	15,194	0,786	5,251	5,251	0,000	0,000	0,786	0,786	20,445	20,445	0,000	0,000
N-Pentano	4,127	0,452	7,969	7,969	0,000	0,000	0,452	0,452	12,096	12,096	0,000	0,000
3-Metilpentano	3,958	5,772	0,010	0,010	0,448	0,448	6,22	6,22	3,968	3,968	0,000	0,000
N-Hexano	1,807	4,616	0,003	0,003	2,122	2,122	6,738	6,738	1,81	1,81	0,000	0,000
2,3-Dimetilpentano	0,012	0,389	0,000	0,000	6,563	6,563	6,952	6,952	0,012	0,012	0,000	0,000
2-Metilpentano	9,382	10,161	0,000	0,000	0,000	0,000	10,161	10,161	9,382	9,382	0,000	0,000
2,2-Dimetilbutano	3,004	1,272	0,000	0,000	0,000	0,000	1,272	1,272	3,004	3,004	0,000	0,000
2,3-Dimetilbutano	2,846	2,603	0,000	0,000	0,000	0,000	2,603	2,603	2,846	2,846	0,000	0,000
Isobutano	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Etano	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Hidrógeno	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,0066	0,0066
Propano	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
TOTAL (kmol/h)	40,367	26,051	20,715	20,715	9,134	9,134	35,185	35,185	61,082	61,082	0,0066	0,0066
TOTAL (kg/h)	3207,291	2233,068	1446,016	1446,016	879,188	879,188	3112,255	3112,255	4653,307	4653,307	0,0133	0,0133
Temperatura (Kelvin)	324,029	341,708	322,919	301,455	383,748	364,582	346,812	310,150	315,335	310,150	298,150	301,356
Presión (kpa)	131,325	131,325	262	131,325	222,2	131,325	131,325	116,325	131,325	117,115	15200	2000
Fracción Vaporizada (φ)	0,111	0,131	0,000	0,153	0,000	0,161	0,151	0,000	0,138	0,004	1,000	1,000
Entalpía (MMJ/h)	-7445,1	-4965,7	-3515,1	-3515,1	-1834,5	-1834,5	-6800,2	-7215,6	-10960	-11218	0,00067	0,00067

Fuente: Elaboración propia

Tabla 3.10 Balance Global de Materia y Energía (continuación)

Corriente (kmol/h)	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36
Componente	Entrada a K-232	Salida a K-232	Entrada a G-420	Entrada a E-430	Entrada a K-440	Salida a K-440	Entrada a G-520	Entrada a E-530	Entrada a K-540	Salida a K-540	Salida a E-510	Salida a E-410
N-Butano	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	3,477
Neopentano	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	4,043
Isopentano	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,786	20,445
N-Pentano	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,452	12,096
3-Metilpentano	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	6,22	3,968
N-Hexano	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	6,738	1,810
2,3-Dimetilpentano	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	6,952	0,012
2-Metilpentano	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	10,161	9,382
2,2-Dimetilbutano	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	1,272	3,004
2,3-Dimetilbutano	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	2,603	2,846
Isobutano	0,0005	0,0005	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Etano	0,0005	0,0005	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Hidrogeno	0,0061	0,0061	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Propano	0,000	0,000	13,265	13,265	13,265	13,265	8,132	8,132	8,132	8,132	0,000	0,000
TOTAL (kmol/h)	0,0071	0,0071	13,265	13,265	13,265	13,265	8,132	8,132	8,132	8,132	35,185	61,082
TOTAL (kg/h)	0,059	0,059	584,94	584,94	584,94	584,94	358,58	358,58	358,58	358,58	3112,255	4653,307
Temperatura (Kelvin)	456,899	456,511	233,141	334,872	310,150	233,143	233,142	334,872	310,150	233,143	298,150	298,150
Presión (kpa)	2000	101,325	109,840	1294	1293,99	109,85	109,84	1294	1293,99	109,85	101,325	101,325
Fracción Vaporizada (φ)	1,000	1,000	1,000	1,000	0,000	0,468	1,000	1,000	0,000	0,468	0,000	0,000
Entalpía (MMJ/h)	-0,0714	-0,0714	-1449,2	-1368,5	-1583,1	-1583,1	-888,37	-838,93	-970,47	-970,47	-7297,7	-11352

Fuente: Elaboración propia

1.1.1.1 Hidrógeno

Se emplea para crear un ambiente hidrogenado en el reactor de isomerización, necesaria para prevenir la deposición de coque sobre el catalizador, aunque el consumo neto de este componente es muy bajo la relación $H_2/HC < 1$.

En la planta proyectada se necesitará, para su funcionamiento en continuo, un consumo de 0,0133 kg/h, equivalente a $5,224102 \times 10^{-3}$ Mscf/h. Se tomará un margen de seguridad del 5%, entonces la cantidad real de hidrógeno comprimido será igual a $5,485307 \times 10^{-3}$ Mscf/h.

1.1.1.2 Propano

Se emplea como gas refrigerante en los sistemas de refrigeración. El propano estará disponible localmente como un derivado del proyecto de gas de Aguaytía y será obtenido de la planta de fraccionamiento de líquidos de gas natural.

La cantidad necesaria para un suministro continuo y oportuno en los dos circuitos cerrados de refrigeración será de 125,8 kg de refrigerante. Se tomará un margen de seguridad del 5%, entonces la cantidad real será igual a 132,09 kg de refrigerante.

1.1.2 Requerimiento de servicios industriales

1.1.2.1 Agua de enfriamiento

Se emplea esencialmente para el enfriamiento de equipos e intercambiadores de calor. La planta proyectada se abastecerá de agua de enfriamiento captada del río Ucayali, previo sistema de tratamiento de la misma para tal propósito.

A continuación se muestra la tabla 3.11 concerniente a las necesidades de de agua de enfriamiento que se utilizará en la planta de isomerización proyectada.

Tabla 3.11 Necesidades de Agua de Enfriamiento

Equipo	Caudal (kg/h)
E-320	8782,66
E-330	14130,39
E-131	69883,02
E-151	37078,39
E-311	42433,68
E-430	3406,05
E-530	2087,94
Otros	8890,11
Total	186692,24

Fuente: Elaboración propia

En total hay que emplear 186692,24 kg/h de agua de enfriamiento, equivalente a 186,692 m³/h.

1.1.2.2 Energía eléctrica

La energía eléctrica es un servicio que es utilizada por los equipos eléctricos, para iluminación de la planta, para la instrumentación, etc.

El suministrador es Red de Energía del Perú S.A. (REP), que suministra a 220 kV y mediante una estación transformadora se reparte por la planta a 220V/380V y una frecuencia de 50 Hz.

A continuación se presenta la potencia eléctrica requerida (en kw) de los principales equipos que consumen electricidad de la planta.

Tabla 3.12 Requerimientos Eléctricos

Equipo	Potencia (kw)
L-110	1,11
L-140	0,56
L-210	11,10
G-420	26,35
G-520	16,16
Otros	221,12
Total	276,40

Fuente: Elaboración propia

Una vez determinada la potencia requerida por los equipos se ha de tener en cuenta la simultaneidad del requerimiento de energía por parte de los equipos, es decir la cantidad máxima de energía de los equipos

funcionando al mismo tiempo. En este caso se ha considerado una simultaneidad del 85%.

$$P_{\text{suministrada}} = \frac{P_{\text{requerida}}}{0,85} = \frac{276,4\text{kw}}{0,85} = 325,18\text{kw}$$

Por tanto, las necesidades totales de la planta ascienden a 325,18 kw.

1.1.2.3 Vapor de agua

El vapor producido en el caldero se conduce hasta el lugar de utilización, donde se condensa este vapor y se libera su calor latente, el cual es usado para calentar. Las aguas condensadas se retornan de nuevo a la caldera, para volver a ser allí vaporizada.

Tabla 3.13 Necesidades de Vapor de Agua

Equipo	Necesidad de vapor de agua (kg/h)	Presión requerida (bar)	Temperatura del vapor (°C)
E-120	353,53	1,3	107,1
E-313	332,38	1,3	107,1
E-153	1234,63	5,5	155,5
E-220	741,47	13	191,6
E-133	2258,41	13	191,6
Total	5000	20	212,4

Fuente: Elaboración propia

Se utilizará este vapor de agua en los calentadores y en los reboilers; en base a esto se instalará una caldera cuya potencia calorífica se determinará de la siguiente manera:

$$P_{\text{calorífica}} = \dot{m} \times (H_v - H_w) \quad (3.1)$$

Donde:

\dot{m} = Flujo másico de vapor producido por la caldera (5000 kg/h).

H_v = Entalpía de 1 kg de vapor a la presión y temperatura requerida (2797,2 kJ/kg).

H_w = Entalpía de 1 kg de agua de alimentación en las condiciones que dicha agua llega a la caldera, suponiendo 95 °C (397,8 kJ/kg).

Reemplazando los valores en la ecuación (3.1):

$$P_{\text{calorífica}} = 5000 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times (2797,2 - 397,8) \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = 11997000 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

Aproximadamente $1,2 \times 10^7$ kJ/h de potencia calorífica. Dicha caldera tendrá un elevado rendimiento térmico, y además trabajará a una presión moderada absoluta de 20 bar con lo que tenemos presión suficiente para conseguir dicho vapor. Presiones bajas de vapor se conseguirán mediante válvulas reductoras de presión.

1.1.2.4 Combustible

Requerido básicamente en el caldero de la refinera para la producción de vapor. El combustible residual (Fuel Oil Nro.6) será utilizado para este propósito.

El consumo de residual en la caldera de vapor se puede calcular de la siguiente manera:

$$\text{Consumo} = \frac{P_{\text{calorífica}}}{\text{PCI} \times n} \quad (3.2)$$

Donde:

$P_{\text{calorífica}}$ = Potencia calorífica de la caldera ($11997000 \text{ kJ/h} \approx 1,2 \times 10^7$)

PCI = Poder calorífico inferior del residual (146775,39 kJ/galón)

n = Rendimiento térmico, suponiendo un 90%

Reemplazando los valores en la ecuación (3.2):

$$\text{Consumo} = \frac{1,2 \times 10^7 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}}{146775,39 \frac{\text{kJ}}{\text{galón}} \times 0,9} = 90,84 \frac{\text{galones}}{\text{h}}$$

Se necesitan, en total, 90,84 gal/h de combustible residual.

1.1.2.5 Agua desionizada

Esta agua se empleará para abastecer los requerimientos de la caldera.

La capacidad de la caldera es de $1,2 \times 10^7$ kJ/h equivalente a 4474,27 HP de caldera (caballos de fuerza). Por cada caballo vapor caldera, la caldera requiere alimentarse con 4,25 galones de agua por hora. Esto es: la

alimentación de diseño será de 19015,65 galones por hora, si el retorno de condensados es del 50%, por lo tanto 9507,825 galones, la alimentación neta será de $19015,65 - 9507,825 = 9507,825$ galones de agua desionizada por hora, equivalente a $36 \text{ m}^3/\text{h}$.

1.1.3 Requerimiento de mano de obra

El personal que se requiere en la planta como mano de obra de operación se distribuirá en 3 turnos de ocho horas cada uno, la distribución se puede ver en la siguiente tabla:

Tabla 3.14 Necesidad de Operadores de los Equipos de la Planta

EQUIPOS	CANTIDAD	OPERADOR POR TURNO	TOTAL POR EQUIPO
Bomba	3	-	-
Intercambiador de Calor	4	0.1	0.4
Torre de Destilación	3	0.3	0.9
Reactor	1	0.5	0.5
Chiller (Instalación auxiliar)	2	0.5	1

Fuente: Elaboración propia

En base a la tabla anterior se determinó que se necesitan tres operarios en planta por turno. Se adiciona un operador más por turno como reemplazo en vacaciones de los operarios.

Con respecto a las otras instalaciones auxiliares, tales como: torre de enfriamiento, caldera, planta de tratamiento de agua, y otros se cubrirá con el personal adicional por turno.

La organización operativa de la planta va a ser la siguiente:

Tabla 3.15 Organización Operativa de la Planta

CARGO	HOMBRES POR TURNO	TURNOS
Jefe de Planta (Ingeniero Senior)	1	1
Supervisor (Ingeniero Junior)	1	1
Operador adicional	1	3
Operadores	3	3

Fuente: Elaboración propia

1.1.4 Dimensionamiento de los principales equipos del proceso

En esta parte del proyecto, se dará a conocer las especificaciones de las dimensiones más importantes de cada equipo.

Las referencias para el dimensionamiento se tomaron de informaciones que se recogió de documentos, entendiéndose este término, en sentido amplio, como todo material de índole permanente, es decir, al que se puede acudir como fuente o referencia en cualquier momento o lugar como los son las patentes americanas e información técnica del proceso, heurísticos y datos de bibliografía, de internet y de presentaciones públicas del proceso.

1.1.4.1 Tanques de almacenamiento

En este apartado se hará, en primer lugar, una breve introducción sobre la función que cumplen los mismos dentro de la planta proyectada; en segundo lugar, se expondrán una serie de aspectos y consideraciones generales acerca de su dimensionamiento y diseño mecánico; y finalmente, se mostrarán las especificaciones de su diseño.

1.1.4.1.1. Introducción

Los tanques de almacenamiento son los equipos destinados a la recepción y almacenamiento de los fluidos del proceso. La planta proyectada consta de tres tanques, que albergan las corrientes que representan a la materia prima y a los líquidos obtenidos.

Con respecto al marco reglamentario y normativo establecido, los tanques de almacenamiento se regirán por el Reglamento de seguridad para el almacenamiento de hidrocarburos DS 052-93-EM.

Teniendo en cuenta las definiciones proporcionadas en el reglamento, se denominan tanques superficiales aquellos cuyas paredes laterales y techo están en contacto directo con la atmósfera, se subclasifican en tanques atmosféricos, tanques a presión, tanques refrigerados y tanque térmicos.

Los tanques atmosféricos serán usados para líquidos que tienen hasta una máxima presión absoluta de vapor de $0,914 \text{ Kg/cm}^2$ (13 psia) a nivel del mar. Según esto, los tanques de la planta destinados para el

almacenamiento de la materia prima (condensados de Aguaytía) y el almacenamiento de los líquidos obtenidos (gasolina isomerizada y gasolina no isomerizada) pertenecen a este tipo, y por lo tanto el citado reglamento indica que deben ser construidos según normas API 650 y fabricados en acero. Estos tanques operarán a presión atmosférica y temperatura ambiente ya que el estado de estos productos es líquido y no se necesitan condiciones especiales de almacenamiento para mantenerlos en dicho estado. Este tipo de tanque tendrá techo flotante, en que el techo flota sobre la superficie del líquido, eliminándose el espacio para los vapores.

1.1.4.1.2. Características del dimensionamiento y diseño mecánico

La determinación de la capacidad de los tanques de almacenamiento atmosféricos se ha hecho en base a una estimación del tiempo de stock que debería ser capaz de cubrir. Se ha considerado adecuado un tiempo máximo de almacenamiento en torno a 15 días.

Adicionalmente, se ha hecho uso de una serie de reglas heurísticas (generalizaciones) acerca de las características y el dimensionamiento de recipientes; estas son las siguientes:

- Los recipientes con capacidad inferior a 500 galones ($1,9 \text{ m}^3$) nunca se llenan por encima del 85%.
- Los recipientes con capacidad superior a 500 galones ($1,9 \text{ m}^3$) nunca se llenan por encima del 90%.
- Los líquidos en cantidades inferiores a 100 galones ($3,8 \text{ m}^3$) son almacenados en tanques verticales montados sobre patas.
- Los líquidos en cantidades comprendidas entre los 1000 y 10000 galones ($3,8 \text{ m}^3$ y 38 m^3) son almacenados en tanques horizontales sustentados por una cimentación de hormigón.
- Los líquidos en cantidades superiores a 10000 galones (38 m^3) son almacenados en tanques verticales sustentados por una cimentación de hormigón.

Los tanques que albergan a la materia prima, gasolina isomerizada y gasolina no isomerizada presentarán unas capacidades de almacenamiento de 4999,89, 3075,12 y 1950,29 m³, respectivamente. Por tanto, se encuentran dentro de los recipientes con un volumen superior a 38 m³; como consecuencia, nunca se llenarán por encima del 90% de su volumen y, serán tanques en posición vertical sustentados por una cimentación de hormigón.

A continuación, se pasará a comentar diferentes aspectos concernientes al diseño mecánico:

➤ **Presión y temperatura de diseño**

La presión de diseño, es la presión que se utiliza para diseñar el tanque, al igual que la temperatura de diseño. Es necesario mantener una cierta sobrepresión en el interior del tanque respecto a la presión externa, con el objetivo de evitar la entrada de aire del exterior.

➤ **Espesor**

Se seleccionará un espesor uniforme para cada uno de los tanques, de manera que, para un mismo depósito, los espesores del casco cilíndrico, del techo, y del fondo serán coincidentes. Así, el espesor elegido será el mayor de los necesarios para estos tres elementos, siendo este en todos los casos el del casco cilíndrico.

➤ **Material de construcción**

Ya que se trabaja a baja presión y temperatura, con líquidos poco corrosivos, se empleará como material de construcción de los tres tanques al acero al carbono SA-516 grado 70, un material óptimo desde el punto de vista económico y técnico, dada las condiciones de aplicación.

➤ **SopORTE de los tanques**

Como ya se adelantó previamente y recomendaban las reglas heurísticas, los tanques descansarán en una cimentación de hormigón. Esta consiste en una corona o aro circular de hormigón sobre el que

debe apoyar el tanque para evitar hundimiento en el terreno y corrosión de la chapa.

➤ **Sistemas de venteo**

Todos los tanques dispondrán de un sistema de venteo normal para prevenir sobreesfuerzos en la cubierta o en el sello periférico del techo flotante.

➤ **Aberturas de inspección o bocas de hombre**

Cada uno de los tanques contará con una boca de hombre en el casco cilíndrico y otra en el techo con la finalidad de poder realizar revisiones o reparaciones en el interior de los mismos. Ambas tendrán un diámetro nominal aproximado de 600 mm.

➤ **Escaleras y plataformas**

Cada tanque de almacenamiento dispondrá de una escalera en espiral desde el nivel del terreno hasta el techo del mismo y una plataforma, con la finalidad de situar al personal en una zona del tanque que necesite constante mantenimiento o supervisión.

1.1.4.1.3. Especificaciones del diseño

En este apartado se muestran las tablas de las principales especificaciones de cada uno de los tanques proyectados.

Los cálculos realizados para la obtención de los resultados presentados en este apartado se encuentran en el anexo H.1.

Tabla 3.16 Tanque de Materia Prima

ESPECIFICACIONES	
Designación	TK - 01
Tipo de tanque	Vertical con techo flotante
Material de construcción	Acero al carbono SA-516 Gr. 70
Volumen (m ³)	4999,89
Altura total (m)	10,06
Diámetro interior (m)	25,15
Presión de diseño (atm)	1,53
Temperatura de diseño (°C)	45
Espesor de la lámina (mm)	9,5

Fuente: Elaboración Propia

Tabla 3.17 Tanque de Gasolina Isomerizada

ESPECIFICACIONES	
Designación	TK - 02
Tipo de tanque	Vertical con techo flotante
Material de construcción	Acero al carbono SA-516 Gr. 70
Volumen (m ³)	3075,12
Altura total (m)	8,56
Diámetro interior (m)	21,39
Presión de diseño (atm)	1,44
Temperatura de diseño (°C)	45
Espesor de la lámina (mm)	9,5

Fuente: Elaboración Propia

Tabla 3.18 Tanque de Gasolina no Isomerizada

ESPECIFICACIONES	
Designación	TK - 03
Tipo de tanque	Vertical con techo flotante
Material de construcción	Acero al carbono SA-516 Gr. 70
Volumen (m ³)	1950,29
Altura total (m)	7,35
Diámetro interior (m)	18,38
Presión de diseño (atm)	1,41
Temperatura de diseño (°C)	45
Espesor de la lámina (mm)	9,5

Fuente: Elaboración Propia

1.1.4.2 Reactor de isomerización

El apartado referente al reactor de isomerización se dividirá en cuatro subapartados: en primer lugar, se hará una breve introducción sobre su descripción; en segundo lugar, se dará a conocer algunos aspectos y características generales del catalizador comercial que se empleará; en tercer lugar, se expondrán una serie de aspectos y consideraciones generales acerca de su dimensionamiento y diseño mecánico; y finalmente, se mostrarán las especificaciones de su diseño.

1.1.4.2.1. Introducción

Puesto que la etapa central de todo proceso de producción de gasolinas isomerizada es la de reacción química, uno de los factores de mayor importancia a la hora de determinar la economía general del proceso es

el diseño del reactor químico. La reacción de isomerización es una reacción heterogénea (reacción fluido-sólido), por ello, el reactor utilizado para éste tipo de reacción es de lecho fijo catalítico.

El reactor de lecho fijo catalítico a utilizar operará adiabáticamente y en posición vertical; tendrá una geometría cilíndrica (cuerpo) soportado sobre un toriesférico (fondo), empacado con partículas relativamente pequeñas de catalizador orientadas al azar y con una cabeza toriesférica desmontable (tapa), para poder así, llevar a cabo las operaciones de carga, limpieza y descarga del reactor.

1.1.4.2.2. Catalizador

Las reacciones de isomerización, como ya se ha dicho, son ligeramente exotérmicas. Sin embargo, a bajas temperaturas la velocidad de reacción es pequeña, por lo que se hace preciso el empleo de un catalizador que isomerise a bajas temperaturas.

Por lo general, para esta reacción, se usan 3 tipos de catalizadores: los catalizadores bifuncional de metal soportado (Pt/alúmina clorada), los catalizadores bifuncional tipo zeolita (Pt/Zeolita) y los catalizadores bifuncional de óxidos metálicos sulfatados (Pt/ZrO₂-SO₄⁻²).

Concretamente, el catalizador bifuncional empleado será de tipo óxido metálico sulfatado (Pt/ZrO₂-SO₄⁻²).

A nivel comercial se elegirá el LPI-100 adquirido por la compañía UOP.

Las características del catalizador a emplear a nivel industrial, se puede ver a continuación:

- Nombre Comercial: LPI-100
- Constitución: Pt/ZrO₂-SO₄⁻²
- % Peso de Platino soportado: 0,5%
- Geometría de partícula: Cilíndrica extruida
- Densidad de partícula: 750 Kg/m³
- Diámetro de partícula: 1,6 mm
- Altura de partícula: 4 mm

- Fracción hueca del lecho (porosidad): 0,4
- Regeneración: in situ
- Tiempo de servicio: 1 año.

El LPI-100 nos proporcionará una operación estable y continúa bajo las condiciones que amerita el reactor.

La cantidad de catalizador necesaria a emplear en el reactor de isomerización es de 951,3 kg.

1.1.4.2.3. Características del dimensionamiento y diseño mecánico

El estudio del reactor catalítico comprenderá el estudio termodinámico y cinético de la reacción de isomerización (ver apartado 3.3.2.1), los cálculos referentes al propio reactor, así como la determinación de la masa de catalizador necesaria para el funcionamiento del mismo.

Todos estos factores repercutirán en la obtención de mejores rendimientos globales del proceso.

Por último, cabe destacar que un buen diseño deberá asegurar una estructura sencilla, un manejo fácil y sobre todo, un buen rendimiento.

➤ Presión y temperatura de operación

Como se ha visto en el apartado 3.3.2.1, la temperatura óptima de operación supone un compromiso entre dos efectos contrapuestos: la conversión de equilibrio se ve favorecida a bajas temperaturas, mientras que la velocidad de la reacción es favorecida a temperaturas mayores.

Por otra parte, para la reacción de isomerización, será necesaria la operación en un rango de temperatura comprendido entre los 120 °C y los 300 °C, dependiendo del catalizador a emplear.

Con respecto a la presión de operación, no es muy significativo por tratarse de reacciones en fase líquida.

➤ Geometría

Como se ha mencionado anteriormente, el reactor de isomerización consta de una virola cilíndrica (cuerpo) soportado sobre un toriesférico (fondo) y con una cabeza toriesférica desmontable (tapa) que al momento de cerrar quedará perfectamente unida a la virola y con total

estanqueidad mediante una unión bridada que fije íntimamente la cabeza al equipo.

➤ **Material de construcción**

La elección del material para la construcción del reactor se ha realizado en función del intervalo de temperatura de operación y teniendo en cuenta que se trabaja a una presión no inferior a 15 bar.

Se ha optado por el acero al carbono SA-516 grado 70, un material óptimo desde el punto de vista económico y técnico, dada las condiciones de aplicación.

➤ **Espesor**

Se seleccionará un espesor uniforme para cada una de las partes que conforman el reactor, de manera que, los espesores de la virola cilíndrica y de los extremos (fondo y tapa) del reactor sean coincidentes. Así, el espesor elegido será el mayor de los necesarios para estos tres elementos.

➤ **Aislamiento térmico**

Mediante el uso de un buen aislamiento térmico, la operación del reactor se aproxima a un proceso adiabático en el que aumenta la temperatura de un modo proporcional a la elevación del grado de transformación.

El material de aislamiento térmico seleccionado será una espuma de poliuretano, conocida por ser un material aislante de muy buen rendimiento. Otra interesante característica de este material es que presenta retardo de llama, es decir, que es capaz de suprimir, reducir de forma significativa o demorar la propagación de la llama. Por tanto es éste un material difícilmente inflamable.

Se empleará un revestimiento de 105 mm de espesor, que hace despreciable las pérdidas caloríficas en el balance energético del reactor, y reduce las pérdidas caloríficas a través de la pared del reactor a un 5%.

➤ **Accesorios**

El reactor deberá ir provisto de una serie de accesorios acoplados para el funcionamiento, limpieza y la seguridad en la operación, tales como: válvulas de seguridad (alivio de presión), salida de venteo, etc.

1.1.4.2.4. Especificaciones del diseño

Los cálculos realizados para la obtención de los resultados presentados en este apartado se encuentran en el anexo H.2.

Tabla 3.19 Reactor de Isomerización

ESPECIFICACIONES	
Designación	R - 230
Tipo de reactor	Lecho Fijo Catalítico - PFR
Modelo térmico	Adiabático
Posición del reactor	Vertical
Material de construcción	Acero al Carbono SA-516 Gr. 70
Geometría	Cilíndrica con Extremos Toriesféricos
Volumen (m ³)	2,34
Altura (m)	2,566
Diámetro (m)	1,104
Presión de diseño (atm)	21,71
Temperatura de diseño (°C)	203,75
Volumen de Lecho Catalítico (m ³)	2,114
Masa de catalizador (kg)	951,3
Virola Cilíndrica	
Altura (m)	2,208
Diámetro (m)	1,104
Espesor (mm)	17,5
Extremos Toriesféricos	
Tipo	Klopper
Altura de fondo (m)	0,179
Radio de bombeo (mm)	1,104
radio de pestana (mm)	110,4
Pestaña o faldilla (mm)	55
Espesor (mm)	17,5
Aislamiento	
Material	Espuma de Poliuretano
Espesor (mm)	105

Fuente: Elaboración propia

1.1.4.3 Columnas de destilación de platos

En primer lugar, se hará una introducción referente a este tipo de columnas de destilación, como además una breve explicación del método de cálculo empleado en su diseño básico, así como también se expondrá las características generales del diseño hidráulico y mecánico. Posteriormente, se mostrará las soluciones y resultados de mayor importancia de cada columna de manera individual.

1.1.4.3.1. Introducción

La destilación es una operación unitaria cuya finalidad es separar dos o más componentes de una mezcla líquida aprovechando las diferencias en sus presiones de vapor. Cuando la mezcla a destilar contiene solo dos componentes se habla de destilación binaria, y si contiene más recibe el nombre de destilación multicomponente, como es el caso presentado en el actual proyecto.

En la práctica la destilación multicomponente se lleva a cabo en columnas de rectificación, en cuyo interior se ponen en contacto una fase líquida y una fase vapor, que fluyen en contracorriente. En el interior de la columna se producen una serie de vaporizaciones y condensaciones sucesivas a través de las cuales se obtiene la separación deseada. Una fracción del vapor que sale por la parte superior de la columna de rectificación es condensada y reintroducida en ésta como reflujo (característica de la rectificación).

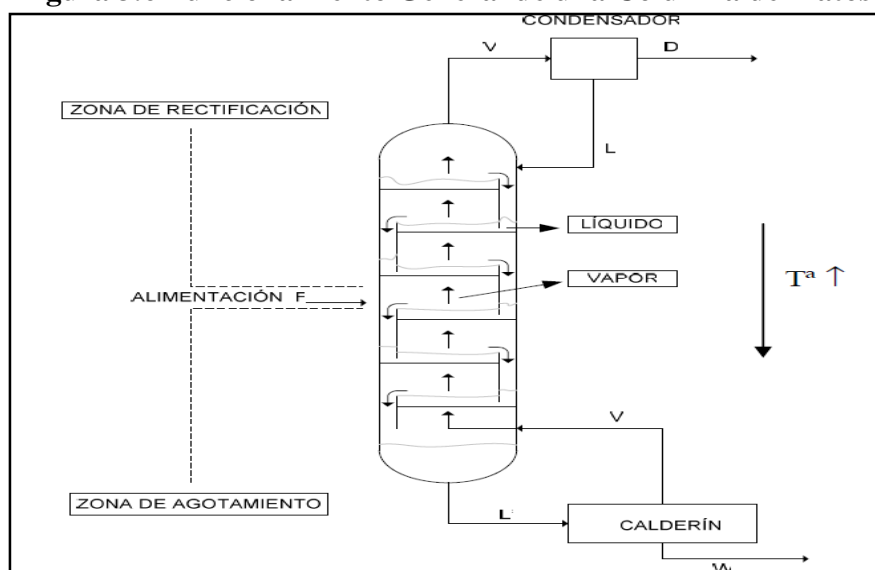
Se habla de columnas de relleno o de platos. El factor decisivo en el que se ha basado la elección de columnas de rectificación con platos ha sido el económico, ya que los platos tienen un costo considerablemente menor que un relleno estructurado. Aún así, existen criterios adicionales que han hecho que se opte por esta decisión como la instalación, mantenimiento, etc.

A continuación se describirá el funcionamiento general de una columna de platos. Para su mejor comprensión se representa esquemáticamente la figura 3.6.

A esta torre entra una alimentación F con composición $x_{F1}, x_{F2}, \dots, x_{Fn}$ (citados en orden decreciente de volatilidad y siendo n el número de composiciones) y se obtiene por cabeza una corriente de destilado D con una composición $x_{D1}, x_{D2}, \dots, x_{Dn}$ y una corriente de fondos W con una composición $x_{w1}, x_{w2}, \dots, x_{wn}$.

En el interior de la columna se producen corrientes ascendentes de vapor (V, V') y descendentes de líquido (L, L') que están en íntimo contacto. El líquido desciende por la fuerza de gravedad, mientras que el vapor asciende debido a la fuerza de una ligera diferencia de presiones de plato a plato. Esta diferencia de presiones está generada en el calentador inferior denominado calderín o reboiler (combina las funciones de calefacción y separador de fases), donde la presión es más elevada. El vapor pasa a través de aberturas que presentan los platos y entra en contacto con el líquido que circula a lo largo de los mismos. Si el contacto entre el vapor y el líquido en los platos fuese suficiente para que se alcanzase el equilibrio entre las corrientes de vapor y líquido que abandonan el plato, entonces cada plato proporcionaría la acción de una destilación flash.

Figura 3.6 Funcionamiento General de una Columna de Platos



Fuente: Elaboración propia

La zona por encima de la alimentación se denomina de rectificación o enriquecimiento ya que enriquece el vapor en los componentes más volátiles, mientras que la parte de abajo se denomina agotamiento o stripping porque agota al líquido en los componentes más volátiles. Con respecto a la temperatura en el interior, ésta se incrementa al descender en la columna, debido a que los puntos de burbuja de las disoluciones que se encuentran en la zona de agotamiento son más altos ya que están concentradas en los componentes más pesados.

En la parte superior de la columna aparece un condensador que toma el vapor de cabeza de la columna y condensa una porción del mismo devolviéndolo a la torre como reflujo. Este condensador es un condensador parcial, llamado así porque sólo condensa una fracción de vapor de cabeza. Se utiliza también con frecuencia condensadores totales que condensan completamente el vapor ascendente y lo divide en dos porciones: una como producto de cabeza (D) y otra para su devolución al plato superior como reflujo (L). En las columnas proyectadas se emplean condensadores totales.

1.1.4.3.2. Método de resolución - diseño básico

Para los cálculos del número de etapas en la columna de rectificación, hay diversos métodos y fórmulas para su obtención. Entre ellos podemos destacar dos métodos diferentes, los métodos aproximados y los métodos rigurosos para el diseño básico de columnas de destilación de platos de sistemas multicomponentes.

Los más destacables de los métodos aproximados son:

- Método de grupo de Smith-Brinkley (SB)
- Método de Fenske-Underwood-Gilliland (FUG)
- Método de grupo de Kremser

Los más destacables de los métodos rigurosos son:

- Método de Lewis y Matheson
- Método de Thiele y Geddes

Para los cálculos del número de etapas de la columna, se usará un método aproximado ya que los métodos rigurosos implican la resolución de sistemas algebraicos con alta complejidad matemática.

Uno de los simuladores comerciales de procesos que puede realizar estos cálculos es el software “Chemcad” (simulador que se empleará para el diseño básico de las columnas en el presente proyecto).

El paquete informático Chemcad, permite resolver la simulación o el diseño de columnas de destilación de platos, mediante un programa de destilación denominado Shortcut (shor), que utiliza el método de Fenske-Underwood-Gilliland (FUG) para simular una columna con un alimento (sólo una entrada) y dos productos, destilado (1ra. corriente de salida) y residuo (2da. corriente de salida).

Las ecuaciones y correlaciones utilizadas son:

- Ecuación de Fenske para el número mínimo de platos
- Ecuación de Underwood para el reflujo mínimo
- Correlación de Gilliland para el número de platos
- Correlación de Fenske para ubicar el plato de alimentación.

Las suposiciones principales del método short-cut son:

- Flujo molar constante en toda la columna.
- Volatilidad relativa constante. Esta es una de las suposiciones más restrictivas del método y a su vez una de las suposiciones que más agiliza el cálculo, ya que suprime el cálculo iterativo del equilibrio vapor-líquido.
- Efecto de acumulación (hold-up) en la columna despreciable.

El programa calcula el número mínimo de platos, la posición del plato de alimentación, el calor eliminado en el condensador y el calor aportado en el calderín, el reflujo mínimo y la razón de reflujo.

1.1.4.3.3. Características generales del diseño hidráulico

El diseño hidráulico o hidrodinámico de una columna consiste en la determinación de una serie de parámetros que resultan imprescindibles en el diseño de la misma, en este caso serán comentados los aspectos

generales de mayor importancia del diseño hidráulico de las columnas de destilación de platos, como lo son: el tipo de plato y el espaciamiento entre ellos, el modelo de flujo del líquido en el interior de la columna y el diámetro de la misma.

➤ **Tipo de plato**

Los platos más ampliamente utilizados son los platos perforados, los platos de válvula y los platos de campana de borboteo, aunque hoy en día estos últimos se tienden a reemplazarlos por los primeros debido a su alto coste. Se ha decidido emplear platos perforados por diferentes motivos. Por un lado, presentan una construcción sencilla, requiriendo la perforación de pequeños agujeros en el plato, lo cual da lugar a un bajo coste. Junto a ello, se caracterizan por su versatilidad y disponibilidad.

➤ **Espaciamiento entre platos**

El espaciamiento entre los platos se escoge con base en la facilidad para la construcción, mantenimiento y costo. Según la experiencia, se recomienda y se escogerá, para diámetros de columna comprendidos entre 1 y 3 m, un valor de 0,6 m y para diámetros menores a 1 m, el valor de 0,5 m.

➤ **Modelo de flujo del líquido**

Se refiere al camino que recorre el líquido en el plato para realizar el contacto entre las fases. Los modelos más empleados en la industria son los de flujo cruzado, que utilizan los platos donde se aloja el líquido y las perforaciones para que circule el vapor y entre en contacto con el líquido, mientras que el líquido circula de un plato a otro a través del vertedero. En función de los caudales de líquido y vapor, puede ser necesario disponer de varios vertederos para que descienda el líquido. En este caso, la elección ha ido dirigida hacia los platos de flujo cruzado de paso único, ya que los caudales internos no eran excesivamente grandes como para optar por el doble paso.

➤ **Diámetro de la columna**

El diámetro de la columna y, en consecuencia, su área transversal debe ser lo suficientemente grande para manejar el flujo de gas y del líquido dentro de la región satisfactoria. Esta región satisfactoria tiene fundamentalmente su límite superior en la inundación y su límite inferior en el lloriqueo. Se explicarán ambos fenómenos:

- Cuando existe una diferencia elevada de presión en el espacio entre los platos, el nivel de líquido que abandona un plato a presión relativamente baja y entra a otro con presión alta, necesariamente debe ocupar una posición elevada en las tuberías de descenso (vertederos). Al aumentar la diferencia de presión debido al aumento en la rapidez de flujo del gas o del líquido, el nivel en la tubería de descenso aumentará más aún para permitir que el líquido entre en el plato inferior. Finalmente, el nivel del líquido puede alcanzar el nivel del plato inferior. Un incremento mayor, ya sea en el de flujo de gas o del líquido, agrava rápidamente la situación, y el líquido puede llenar todo el espacio entre los platos. Entonces, la torre queda inundada.
- Por el contrario, si la velocidad del vapor es muy baja, parte del líquido caerá a través de los orificios del plato por los que el vapor debería ascender, produciéndose así el fenómeno de lloriqueo o goteo. Según esto, se trabajará a velocidades de vapor comprendidas entre la máxima (inundación) y la mínima (lloriqueo).

1.1.4.3.4. Características generales del diseño mecánico

El cálculo mecánico de un recipiente consiste, básicamente, en la determinación de los espesores de las diferentes partes que lo forman, tomando como datos de partida: la forma del equipo, sus dimensiones, el material utilizado, las condiciones de presión temperatura, y sobre todo la reglamentación, norma o código que debe cumplir el diseño del recipiente.

Para el diseño mecánico de las columnas de destilación de platos, se tomará el código americano ASME, que en su sección VIII, división 1:

recipientes a presión, indica los métodos de cálculo, así como los requisitos mínimos exigidos a los materiales, detalles constructivos, etc. Una vez definida que normativa se aplicará, queda por definir algunos aspectos concernientes al diseño mecánico tales como:

➤ **Presión y temperatura de operación**

Existen muchos factores que influyen en la determinación de la operación de una columna de destilación de platos. Entre los más importantes podemos nombrar el efecto en la separación por la presión escogida (efecto sobre el equilibrio de las mezclas) es decir, a altas presiones, las composiciones de equilibrio del vapor y del líquido se aproximan, y por lo tanto la separación se hace más difícil ya que se necesitan un mayor número de etapas para efectuar una separación dada. A medida que la presión disminuye la separación se hace más fácil (menos etapas) debido a que la diferencia entre la composición de equilibrio del vapor y del líquido aumenta (aumenta la volatilidad relativa).

Otro factor en la selección de la presión de la columna es el tipo de enfriamiento a utilizar en el condensador. Si se quiere utilizar agua como medio de refrigeración (como es el caso presentado en el actual proyecto), la temperatura del reflujo a la torre debe especificarse al menos en 49 °C. Si se utiliza un refrigerante como medio de enfriamiento, se puede utilizar presiones menores, pero en general se tiende a evitar el uso de refrigerante por su alto costo de inversión y operación.

Otro factor es la estabilidad térmica de los componentes de la mezcla a separar. Muchos componentes se descomponen, polimerizan, condensan o interaccionan cuando la temperatura llega a un valor crítico. Por lo tanto, la temperatura del calderín que corresponde al valor más alto en la columna, debe cumplir con este criterio.

➤ **Geometría**

Las columnas de destilación de platos estarán conformadas por una envolvente metálica que consta, básicamente, por dos elementos: la parte cilíndrica o cubierta (carcasa) y los fondos o cabezales que serán toriesféricos, al ser los de mayor aceptación en la industria y de bajo coste.

➤ **Material de construcción**

El material a utilizar en la construcción de las columnas de destilación de platos será acero al carbono SA-516 grado 70, un material óptimo desde el punto de vista económico y técnico, dada las condiciones de aplicación y los fluidos tratados.

Los platos también estarán contruidos del mismo material que la columna, acero al carbono.

➤ **Espesor**

Se ha decidido construir cada columna de destilación de platos con un espesor constante para cada una de las partes que lo conforman, de manera que, los espesores de la carcasa cilíndrica y de los fondos o cabezales de la columna sean coincidentes. Así, el espesor elegido será el superior al máximo necesario para estos elementos (se escogen espesores estándares).

➤ **Accesorios**

La columna deberá ir provisto de una serie de accesorios tales como: dispositivos de alivio de presión, escaleras y plataformas, aberturas de inspección o bocas de hombre, etc.

1.1.4.3.5. Especificaciones del diseño

En este apartado se muestran las tablas de las principales especificaciones de cada una de las columnas de destilación de platos proyectados. No está incluido en este apartado los equipos auxiliares que se conectan a la columna para su correcto funcionamiento como lo son: el acumulador de reflujo, el calderín y el condensador total; estos diseños se verán más adelante.

Los cálculos realizados para la obtención de los resultados presentados en este apartado se encuentran en el anexo H.3.

Tabla 3.20 Columna de Destilación de Platos D-130

ESPECIFICACIONES	
Designación	D - 130
Material de construcción	Acero al carbono SA-516 Gr. 70
Geometría	Cilíndrica con fondos toriesféricos
Diámetro interior (m)	1,1
Altura total (m)	18,306
Volumen (m ³)	17,14
Presión de diseño (atm)	4,133
Temperatura de diseño (°C)	130,6
Nro. Platos teóricos	20
Nro. Platos reales	25
Tipo de plato	Perforado
Espaciamiento entre platos (m)	0,6
Modelo de flujo del líquido	Cruzado de paso simple
Carcasa Cilíndrica	
Altura (m)	17,8
Diámetro interior (m)	1,1
Espesor (mm)	6,4
Fondo Toriesférico Superior	
Tipo	Klopper
Altura (m)	0,22
Radio de bombeo (mm)	1,1
Radio de pestaña (mm)	0,11
Espesor (mm)	6,4
Faldilla (mm)	28
Fondo Toriesférico Inferior	
Tipo	Korbbogen
Altura (m)	0,286
Radio de bombeo (mm)	0,88
Radio de pestaña (mm)	0,165
Espesor (mm)	6,4
Faldilla (mm)	28

Fuente: Elaboración propia

Tabla 3.21 Columna de Destilación de Platos D-150

ESPECIFICACIONES	
Designación	D - 150
Material de construcción	Acero al carbono SA-516 Gr. 70
Geometría	Cilíndrica con fondos toriesféricos
Diámetro interior (m)	0,8
Altura total (m)	13,798
Volumen (m ³)	6,84
Presión de diseño (atm)	4,66
Temperatura de diseño (°C)	108,25
Nro. Platos teóricos	17
Nro. Platos reales	22
Tipo de plato	Perforado
Espaciamiento entre platos (m)	0,6
Modelo de flujo del líquido	Cruzado de paso simple
Carcasa Cilíndrica	
Altura (m)	13,43
Diámetro interior (m)	0,8
Espesor (mm)	6,4
Fondo Toriesférico Superior	
Tipo	Klopper
Altura (m)	0,16
Radio de bombeo (mm)	0,8
Radio de pestaña (mm)	0,08
Espesor (mm)	6,4
Faldilla (mm)	28
Fondo Toriesférico Inferior	
Tipo	Korbbogen
Altura (m)	0,208
Radio de bombeo (mm)	0,64
Radio de pestaña (mm)	0,12
Espesor (mm)	6,4
Faldilla (mm)	28

Fuente: Elaboración propia

Tabla 3.22 Columna de Destilación de Platos D-310

ESPECIFICACIONES	
Designación	D - 310
Material de construcción	Acero al carbono SA-516 Gr. 70
Geometría	Cilíndrica con fondos toriesféricos
Diámetro interior (m)	0,9
Altura total (m)	8,16
Volumen (m ³)	5,09
Presión de diseño (atm)	4,05
Temperatura de diseño (°C)	105,3
Nro. Platos teóricos	8
Nro. Platos reales	10
Tipo de plato	Perforado
Espaciamiento entre platos (m)	0,6
Modelo de flujo del líquido	Cruzado de paso simple
Carcasa Cilíndrica	
Altura (m)	7,8
Diámetro interior (m)	0,9
Espesor (mm)	6,4
Fondos Toriesféricos Superior e Inferior	
Tipo	Klopper
Altura (m)	0,18
Radio de bombeo (mm)	0,9
Radio de pestaña (mm)	0,09
Espesor (mm)	6,4
Faldilla (mm)	28

Fuente: Elaboración propia

1.1.4.4 Acumuladores de reflujo

El apartado referente a acumuladores de reflujo se dividirá en tres subapartados: el primero, en el que se hará una breve introducción sobre la función que ejercen los mismos dentro de la planta proyectada; en segundo lugar, se expondrán una serie de aspectos y características generales y comunes a los tres depósitos acerca de su dimensionamiento y diseño mecánico; y finalmente, se mostrarán las especificaciones particulares de cada uno de ellos.

1.1.4.4.1. Introducción

Los acumuladores de reflujo, también conocidos como botellones de reflujo, son equipos encargados de recepcionar el líquido condensado procedente de los condensadores totales, teniendo como función retenerlo en su interior un tiempo determinado con el fin de asegurar que ninguna fracción del mismo retorne a estado vapor.

Según la clasificación de los tipos de recipientes en función de su uso y su forma, los acumuladores de reflujo diseñados se encuadran dentro del grupo de recipientes de proceso cerrados cilíndricos horizontales con cabezas formadas. No es apto el uso de fondos planos ya que sólo son adecuados para trabajar a presión atmosférica; la presión de trabajo en estos depósitos está ligeramente por encima de las 2 atm.

1.1.4.4.2. Características del dimensionamiento y diseño mecánico

El dimensionado de los acumuladores de reflujo se hace en base al tiempo de residencia que las parafinas han de permanecer en su interior. Se ha tomado según la heurística de 5 minutos para el volumen de líquido en el acumulador de reflujo, en un 50% de llenado, por lo tanto, el volumen total del acumulador sería el doble del volumen de llenado de éste último.

Tras estas referencias sobre el dimensionamiento de los acumuladores, se pasará a comentar diferentes aspectos concernientes al diseño mecánico:

➤ Material de construcción

Todos los acumuladores de reflujo estarán contruidos con acero al carbono SA-516 grado 70, ya que, como se ha explicado anteriormente, es un material óptimo tanto desde el punto de vista técnico, para aplicaciones de almacenamiento a relativa bajas presiones y que no superen los 650 °F, como desde el punto de vista económico.

➤ Geometría

Los acumuladores de reflujo estarán conformados por una envolvente metálica que consta, básicamente, por dos elementos: la parte cilíndrica

o cubierta (carcasa) y los fondos o cabezales que serán toriesféricos, ya que son adecuados para presiones superiores a la atmosférica y presentan un coste parcialmente bajo. Concretamente, ambos cabezales serán de tipo Klopper y totalmente iguales, al tratarse de depósitos horizontales simétricos.

➤ **Espesor**

El espesor requerido tanto para la envolvente cilíndrica como para los fondos se calculará teniendo en cuenta las exigencias del código ASME, sección VIII, división 1.

Se seleccionará un espesor uniforme para cada uno de los acumuladores, de manera que, para un mismo depósito, los espesores de la envolvente cilíndrica y de los fondos serán coincidentes. Así, el espesor elegido será el superior al máximo necesario para estos elementos (espesores estándares).

➤ **Accesorios**

Los acumuladores de reflujo deberán ir provisto de una serie de accesorios tales como: válvulas de seguridad, aberturas de inspección, etc.

1.1.4.4.3. Especificaciones del diseño

En este apartado son mostradas las especificaciones particulares que definen el diseño de cada acumulador de reflujo.

Los cálculos realizados para la obtención de los resultados presentados en este apartado se encuentran en el anexo H.4.

Tabla 3.23 Acumulador de Reflujo F - 132

ESPECIFICACIONES	
Designación	F - 132
Material de construcción	Acero al Carbono SA-516 Gr. 70
Geometría	Cilíndrica con Fondos Toriesféricos
Volumen (m ³)	3,48
Diámetro interior (m)	1,113
Altura Total (m)	3,7842
Presión de diseño (atm)	3,98

Tabla 3.23 Acumulador de Reflujo F – 132 (continuación)

Temperatura de diseño (°C)	85,8
Carcasa Cilíndrica	
Altura (m)	3,339
Diámetro interior (m)	1,113
Espesor (mm)	6,4
Fondos Toriesféricos	
Tipo	Klopper
Altura (m)	0,2226
Radio de bombeo (mm)	1113
Radio de pestana (mm)	111,3
Espesor (mm)	6,4
Faldilla (mm)	28

Fuente: Elaboración propia

Tabla 3.24 Acumulador de Reflujo F - 152

ESPECIFICACIONES	
Designación	F - 152
Material de construcción	Acero al carbono SA-516 Gr. 70
Geometría	Cilíndrica con fondos toriesféricos
Volumen (m ³)	1,97
Diámetro interior (m)	0,92
Longitud total (m)	3,128
Presión de diseño (atm)	4,52
Temperatura de diseño (°C)	69,8
Carcasa Cilíndrica	
Altura (m)	2,76
Diámetro interior (m)	0,92
Espesor (mm)	6,4
Fondos Toriesféricos	
Tipo	Klopper
Altura (m)	0,184
Radio de bombeo (mm)	920
Radio de pestaña (mm)	92
Espesor (mm)	6,4
Faldilla (mm)	28

Fuente: Elaboración propia

Tabla 3.25 Acumulador de reflujo F - 312

ESPECIFICACIONES	
Designación	F - 312
Material de construcción	Acero al carbono SA-516 Gr. 70
Geometría	Cilíndrica con fondos toriesféricos
Volumen (m ³)	2,24
Diámetro interior (m)	0,961
Longitud total (m)	3,267
Presión de diseño (atm)	3,98
Temperatura de diseño (°C)	85,5
Carcasa Cilíndrica	
Altura (m)	2,883
Diámetro interior (m)	0,961
Espesor (mm)	6,4
Fondos Toriesféricos	
Tipo	Klopper
Altura (m)	0,192
Radio de bombeo (mm)	961
Radio de pestaña (mm)	96,1
Espesor (mm)	6,4
Faldilla (mm)	28

Fuente: Elaboración propia

1.1.4.5 Equipos de transmisión de calor

El apartado referente a los equipos de transmisión de calor se dividirá en cuatro subapartados: el primero, en el que se hará una breve introducción sobre la función que ejercen los mismos dentro de la planta proyectada; en segundo lugar, se expondrán aspectos referentes a los intercambiadores de carcasa y tubos; en tercer lugar se hará mención de las características generales de estos últimos; y finalmente, se mostrarán las especificaciones de su diseño.

1.1.4.5.1. Introducción

La importancia que tienen los equipos de transmisión de calor en el ámbito industrial es enorme al ser uno de los principales equipos presentes en cualquier planta por pequeña que sea, donde se requiera dicha transferencia.

La planta de isomerización en proyecto dispondrá de un total de 14 intercambiadores de calor, los cuales se pueden clasificar según la función que desempeñarán en la planta, tales como:

- Calentadores: calientan una corriente de proceso, generalmente con vapor de agua. Pertenecientes a este grupo se encuentran los intercambiadores de calor E-120 y E-220.
- Enfriadores: enfrían una corriente de proceso con agua o aire. Pertenecientes a este grupo se encuentran los intercambiadores de calor E-320 y E-330.
- Condensadores: tipo de enfriador que elimina calor latente de vaporización. Correspondientes a este grupo se encuentran los intercambiadores de calor E-131, E-151, E-311, E-430 y E-530.
- Reboiler o calderín: calentador en el que se aporta calor latente de vaporización en procesos específicos de destilación. Correspondientes a este grupo se encuentran los intercambiadores de calor E-133, E-153 y E-313.
- Refrigeradores: enfrían una corriente de proceso con un refrigerante (en este caso, el gas propano) a fin de obtener temperaturas menores que las que se obtendrían con un enfriador. En sistemas de refrigeración a estos intercambiadores de calor se les denomina vaporizadores, porque vaporizan al refrigerante absorbiendo calor del medio que está siendo enfriado. Pertenecientes a este grupo se encuentran los intercambiadores de calor E-410 y E-510.

Todos estos intercambiadores de calor se pueden encuadrar, según su geometría de construcción en el grupo de intercambiadores de carcasa y tubos.

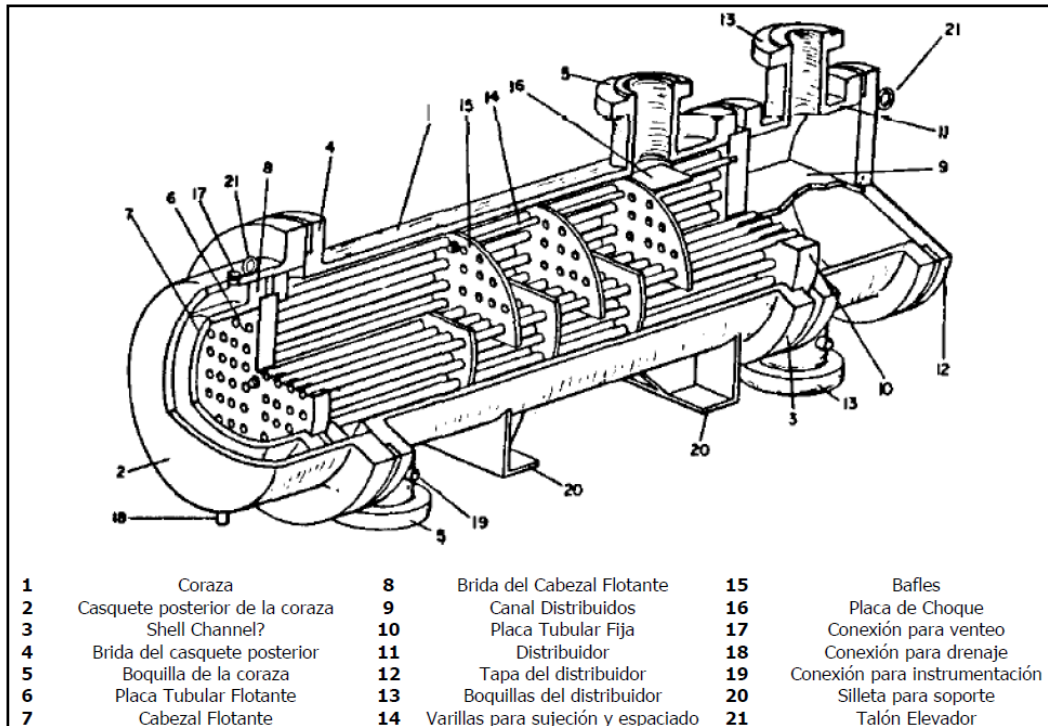
Tras esta introducción referente a los principales equipos de transmisión de calor, se pasará a describir de manera global todos ellos.

1.1.4.5.2. Intercambiadores de calor de carcasa y tubos

Los intercambiadores de carcasa y tubos son los equipos de transmisión de calor de mayor difusión y uso en la industria petrolera y

petroquímica, al caracterizarse por su amplio rango de servicio y su alta resistencia a diversas condiciones de operación.

Figura 3.7 Componentes Principales en un Intercambiador de Carcasa y Tubo



Fuente: Standards of the Tubular Exchanger Manufacturers Association - TEMA

La construcción general de estos intercambiadores consiste en un tubo de gran tamaño llamado carcasa o coraza que contiene un haz de tubos pequeños. Uno de los fluidos pasa por el lado de la carcasa (por fuera de los tubos) y el otro dentro de los tubos. Los cabezales extremos del intercambiador pueden estar contruidos para que haya varias pasadas en el lado de los tubos, como también se pueden tener varias pasadas en el lado de la carcasa instalando en el interior de éste unos deflectores (baffles) paralelos a los tubos. Estos deflectores se pueden colocar, así mismo, perpendiculares a los tubos dentro de cada pasada para dirigir contra estos al fluido del casco. La finalidad de que haya más de una pasada es controlar la velocidad del fluido en los tubos y la carcasa y poder aproximarse con más exactitud a la temperatura entre los dos fluidos.

Con respecto al marco reglamentario y normativo, el código que rige el diseño de los intercambiadores de calor de carcasa y tubos es el ASME Boiler and Pressure Vessels Code y, en particular, su sección VIII, división 1.

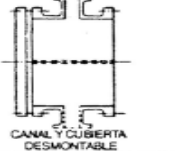
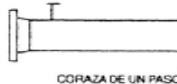

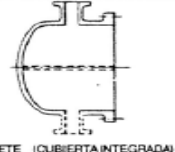
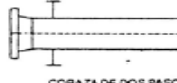

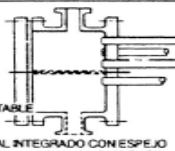
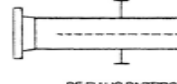

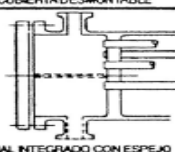
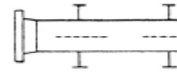

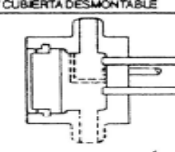
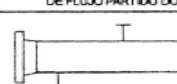
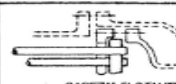
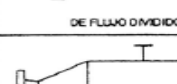
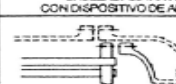
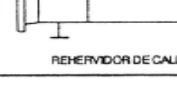
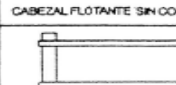
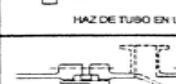
La aplicación del código ASME requiere de un amplio criterio para la interpretación correcta del mismo en el diseño. Por ello, existen y se aplicarán las normas “TEMA” (Standards of the Tubular Exchanger Manufacturers Association), cuya finalidad es regular los criterios de diseño y fabricación de estos intercambiadores de calor, y así perfeccionar y definir el código ASME para todas las aplicaciones de los equipos.

En relación con las normas TEMA, hay una serie de aspectos que aclarar:

- En primer lugar, existen unas normas mecánicas referentes a tres clases distintas que se desarrollan con las mismas partes pero que, según la clase, emplean unos factores de diseño u otros. Por tanto, conviene indicar que siempre se deberá especificar la categoría (clase) que desea emplearse de estas normas, la cual depende de las actividades industriales llevadas a cabo. Así según las características de la planta proyectada, se ha de explicitar que las normas empleadas son las TEMA “R”, ya que son las destinadas a los requerimientos generalmente severos de las aplicaciones petroleras y de procesos relacionados. Los equipos fabricados según esas normas se diseñan para obtener seguridad y duración de servicio riguroso y las condiciones de mantenimiento que se requieren en esas aplicaciones.
- Por otro lado, la nomenclatura e identificación de intercambiadores de calor empleadas por TEMA será mediante tres literales: la primera, es la indicativa del tipo de cabezal de distribución o entrada; la segunda, es la indicativa del tipo de coraza; y la tercera, nos indica el tipo de cabezal de retorno. Los distintos tipos de cabezales y carcassas son recogidos en la tabla 3.26. Junto con esto, el

tamaño de un intercambiador de calor se indicará por dos números: el primero representa el diámetro interior de la carcasa en pulgadas y el segundo la longitud nominal de los tubos de transferencia en pulgadas.

Tabla 3.26 Nomenclatura TEMA de Intercambiadores de Calor

TIPOS DE CABEZAL ESTACIONARIO, EXTREMO FRONTAL		TIPOS DE CORAZAS		TIPOS DE CABEZALES, EXTREMO POSTERIOR	
A	 CANAL Y CUBIERTA DESMONTABLE	E	 CORAZA DE UN PASO	L	 DE ESPEJO FLUO COMO EL CABEZAL ESTACIONARIO "A"
B	 CASQUETE (CUBIERTA INTEGRADA)	F	 CORAZA DE DOS PASOS CON DEFLECTOR LONGITUDINAL	M	 DE ESPEJO FLUO COMO EL CABEZAL ESTACIONARIO "B"
C	 SOLÓ HAZ DE TUBOS DESMONTABLE CANAL INTEGRADO CON ESPEJO Y CUBIERTA DESMONTABLE	G	 DE FLUJO PARTIDO	N	 DE ESPEJO FLUO COMO EL CABEZAL ESTACIONARIO "N"
N	 CANAL INTEGRADO CON ESPEJO Y CUBIERTA DESMONTABLE	H	 DE FLUJO PARTIDO DOBLE	P	 CABEZAL FLOTANTE CON EMPAQUE EXTERIOR
D	 CIERRE ESPECIAL A ALTA PRESIÓN	J	 DE FLUJO DIVIDIDO	S	 CABEZAL FLOTANTE CON DISPOSITIVO DE APOYO
		K	 REHERVIDOR DE CALDERA	T	 CABEZAL FLOTANTE SIN CONTRABRIDA
		X	 FLUJO CRUZADO	U	 HAZ DE TUBO EN U
				W	 ESPEJO FLOTANTE SELLADO EXTERNAMENTE

Fuente: Standards of the Tubular Exchanger Manufacturers Association – TEMA

1.1.4.5.3. Características generales de los intercambiadores de carcasa y tubos

En este apartado, se describirán las características y elementos constitutivos principales de los intercambiadores de carcasa y tubos:

➤ Conjunto haz-carcasa: número de pasos

El número de pasos por los tubos hace referencia al número de veces que el fluido del lado de los tubos cambia de dirección al circular por el interior de ellos. Un intercambiador puede tener 1, 2, 4 u 8 pasos de

tubos. De igual manera, en el lado de la carcasa puede haber un solo paso o paso múltiple.

➤ **Haz de tubos**

Son distintos los aspectos que hay que tratar en relación a los tubos que constituyen el haz:

- **Material:** Para servicios generales en tuberías se suele emplear el acero al carbono SA-53 grado B; sin embargo, al tratarse de servicios a alta temperatura, el material adecuado es el acero al carbono SA-106 grado B (adecuado hasta temperaturas de trabajo inferiores a los 650 °F). Debido al carácter no corrosivo de los fluidos tratados, no es necesario el empleo de aceros aleados.

- **Diámetro, espesor y longitud de los tubos:** Los tubos estándares de los intercambiadores de calor tienen un diámetro exterior, coincidente con el nominal, de 1/4, 3/8, 1/2, 5/8, 3/4, 1, 1 ¼ y 1 ½ in; de éstos, los tubos que se emplean con mayor frecuencia presentan un diámetro externo de 3/4 y 1 in. Con respecto al espesor de la pared, que se mide en unidades de calibre de alambre de Birmingham (BWG), los valores estandarizados van desde 8 hasta 20 BWG; valores típicos son 12, 14 ó 16 para acero al carbono. Y finalmente en relación a la longitud de los tubos, las dimensiones estándares son de 8, 10, 12, 16 y 20 ft.

- **Disposición de los tubos:** Los tubos se pueden disponer en una ordenación triangular o cuadrada. El arreglo triangular permite colocar alrededor de un 10% de tubos más que en el arreglo cuadrado sobre una placa tubular de diámetro dado, pero, en contrapartida, la disposición de los tubos hace imposible la limpieza exterior, siendo necesario recurrir a la limpieza química. En consecuencia, es una disposición reservada al empleo de productos limpios.

- **Pitch:** La distancia entre tubos adyacentes para la disposición de los tubos pueden ser de 15/16, 1 y 1 ¼.

- **Número de tubos:** El número de tubos que entra en una carcasa está estandarizado por las normas TEMA. Para el conjunto diámetro exterior

de tubos, pitch y número de pasos hay una serie de valores determinados, de manera que el objetivo será calcular el número concreto de tubos necesarios para cada intercambiador.

➤ **Carcasa**

Se hará hincapié en algunos aspectos y elementos relacionados con la carcasa cilíndrica:

- **Material:** Se utilizará como material de la carcasa el acero al carbono SA-516 grado 70, al tratarse de uno de los aceros más usados en los propósitos generales en la construcción de recipientes a presión y, uno de los más económicos apropiados para dicha aplicación.

- **Diámetro interior y espesor de la carcasa:** A cada número de tubos le corresponde un diámetro interior de carcasa que, de manera general, puede ir desde 8 in hasta 60 in., por tanto dependerá de cada intercambiador. En el caso particular de los reboilers, así se obtendrá el diámetro interior de la carcasa inferior; el de la carcasa superior será un 60% mayor. Con respecto al espesor de la misma, éste será el adecuado para resistir las presiones internas a la que la carcasa se ve sometida.

- **Tipo de carcasa:** dependerá de cada intercambiador según la designación TEMA (ver tabla 3.26).

- **Deflectores:** Son dispositivos que se colocan en el interior de la carcasa perpendicularmente al haz de tubos, teniendo como finalidad alargar el camino del fluido que circular por la carcasa y aumentar la turbulencia para mejorar, así, la transferencia de calor por el exterior de los tubos. Es importante puntualizar que los reboilers diseñados no dispondrán de placas deflectoras con el fin de obtener una pérdida de carga muy pequeña, ya que la circulación es natural.

➤ **Cabezales**

Se distinguirá entre el cabezal del extremo frontal y el del extremo posterior:

- **Cabezal de distribución:** Se corresponde con el cabezal estacionario del extremo frontal, cuya función es recibir el fluido que ha de circular

por el interior de los tubos, distribuirlo y recolectarlo para mandarlo fuera de él.

- **Cabezal de retorno:** Se encuentra en el extremo posterior del intercambiador y tiene como función retornar el fluido que circula por el interior de los tubos hacia el cabezal de distribución.

1.1.4.5.4. Especificaciones del diseño

En este apartado son mostradas las especificaciones particulares que definen el diseño de cada intercambiador de calor.

Los cálculos realizados para la obtención de los resultados presentados en este apartado se encuentran en el anexo H.5.

Tabla 3.27 Intercambiador de calor E-120

ESPECIFICACIONES	
Designación	E - 120
Servicio	Calentador
Código	TEMA "R"
Nomenclatura	Tamaño 8 1/2 - 96 Tipo AEL
Tubos	
Material de construcción	Acero al carbono SA-106 Gr. B
Diámetro exterior (in)	3/4
Espesor (BWG)	12
Longitud (ft)	8
Disposición	Triangular
Pitch (in)	0,9375
Nro. tubos	48
Nro. Pasos	2
Área de transferencia (m ²)	6,71
Carcasa	
Material de Construcción	Acero al carbono SA-516 Gr. 70
Diámetro interior (in)	8 1/2
Espesor (mm)	9,5
Nro. pasos	1
Deflectores Transversales	
Tipo	Segmentados
Diámetro (in)	8 1/2
Segmento libre (m)	0,0542

Tabla 3.27 Intercambiador de calor E-120 (continuación)

Espesor (mm)	4,8
Nro. Deflectores	2
Distancia entre deflectores (mm)	787,4

Fuente: Elaboración propia

Tabla 3.28 Intercambiador de calor E-220

ESPECIFICACIONES	
Designación	E - 220
Servicio	Calentador
Código	TEMA "R"
Nomenclatura	Tamaño 8 1/2 – 240 TIPO AEL
Tubos	
Material de construcción	Acero al carbono SA-106 Gr. B
Diámetro exterior (in)	3/4
Espesor (BWG)	12
Longitud (ft)	20
Disposición	Triangular
Pitch (in)	0,9375
Nro. tubos	48
Nro. Pasos	2
Área de transferencia (m ²)	17,29
Carcasa	
Material de construcción	Acero al carbono SA-516 Gr. 70
Diámetro interior (in)	8 1/2
Espesor (mm)	9,5
Nro. pasos	1
Deflectores Transversales	
Tipo	Segmentados
Diámetro (in)	8 1/2
Segmento libre (m)	0,0542
Espesor (mm)	4,8
Nro. Deflectores	7
Distancia entre deflectores (mm)	787,4

Fuente: Elaboración propia

Tabla 3.29 Intercambiador de calor E-320

ESPECIFICACIONES	
Designación	E - 320
Servicio	Enfriador
Código	TEMA "R"
Nomenclatura	Tamaño 10 1/4 - 240 TIPO AEL
Tubos	
Material de construcción	Acero al carbono SA-106 Gr. B
Diámetro exterior (in)	3/4
Espesor (BWG)	12
Longitud (ft)	20
Disposición	Triangular
Pitch (in)	0,9375
Nro. tubos	72
Nro. Pasos	2
Área de transferencia (m ²)	25,98
Carcasa	
Material de construcción	Acero al carbono SA-516 Gr. 70
Diámetro interior (in)	10 1/4
Espesor (mm)	9,5
Nro. pasos	1
Deflectores Transversales	
Tipo	Segmentados
Diámetro (in)	10 1/4
Segmento libre (m)	0,0651
Espesor (mm)	4,8
Nro. Deflectores	7
Distancia entre deflectores (mm)	788,1

Fuente: Elaboración propia

Tabla 3.30 Intercambiador de calor E-330

ESPECIFICACIONES	
Designación	E - 330
Servicio	Enfriador
Código	TEMA "R"
Nomenclatura	Tamaño 9 1/2 - 144 Tipo AEL
Tubos	
Material de construcción	Acero al carbono SA-106 Gr. B

Tabla 3.30 Intercambiador de calor E-330 (continuación)

Diámetro exterior (in)	$\frac{3}{4}$
Espesor (BWG)	12
Longitud (ft)	12
Disposición	Triangular
Pitch (in)	0,9375
Nro. tubos	62
Nro. Pasos	2
Área de transferencia (m ²)	13,35
Carcasa	
Material de construcción	Acero al carbono SA-516 Gr. 70
Diámetro interior (in)	9 $\frac{1}{2}$
Espesor (mm)	9,5
Nro. Pasos	1
Deflectores Transversales	
Tipo	Segmentados
Diámetro (in)	9 $\frac{1}{2}$
Segmento libre (m)	0,06
Espesor (mm)	4,8
Nro. Deflectores	4
Distancia entre deflectores (mm)	787,4

Fuente: Elaboración propia

Tabla 3.31 Intercambiador de calor E-131

ESPECIFICACIONES	
Designación	E - 131
Servicio	Condensador
Código	TEMA "R"
Nomenclatura	Tamaño 17 $\frac{4}{5}$ - 240 Tipo AEL
Tubos	
Material de construcción	Acero al carbono SA-106 Gr. B
Diámetro exterior (in)	$\frac{3}{4}$
Espesor (BWG)	12
Longitud (ft)	20
Disposición	Triangular
Pitch (in)	0,9375
Nro. tubos	254
Nro. Pasos	2

Tabla 3.31 Intercambiador de calor E-131 (continuación)

Área de transferencia (m ²)	91,72
Carcasa	
Material de construcción	Acero al carbono SA-516 Gr. 70
Diámetro interior (in)	17 ⁴ / ₅
Espesor (mm)	9,5
Nro. Pasos	1
Deflectores Transversales	
Tipo	Segmentados
Diámetro (in)	17 ⁴ / ₅
Segmento libre (m)	0,1131
Espesor (mm)	6,4
Nro. Deflectores	7
Distancia entre deflectores (mm)	807,3

Fuente: Elaboración propia

Tabla 3.32 Intercambiador de calor E-151

ESPECIFICACIONES	
Designación	E - 151
Servicio	Condensador
Código	TEMA "R"
Nomenclatura	Tamaño 20 1/5 - 240 TIPO AEL
Tubos	
Material de construcción	Acero al carbono SA-106 Gr. B
Diámetro exterior (in)	3/4
Espesor (BWG)	12
Longitud (ft)	20
Disposición	Triangular
Pitch (in)	0,9375
Nro. tubos	338
Nro. Pasos	2
Área de transferencia (m ²)	122,64
Carcasa	
Material de construcción	Acero al carbono SA-516 Gr. 70
Diámetro interior (in)	20 1/5
Espesor (mm)	9,5
Nro. pasos	1
Deflectores Transversales	
Tipo	Segmentados

Tabla 3.32 Intercambiador de calor E-151 (continuación)

Diámetro (in)	20 1/5
Segmento libre (m)	0,1283
Espesor (mm)	6,4
Nro. Deflectores	7
Distancia entre deflectores (mm)	813,3

Fuente: Elaboración propia

Tabla 3.33 Intercambiador de calor E-311

ESPECIFICACIONES	
Designación	E - 311
Servicio	Condensador
Código	TEMA "R"
Nomenclatura	Tamaño 14 3/5 - 240 Tipo AEL
Tubos	
Material de construcción	Acero al carbono SA-106 Gr. B
Diámetro exterior (in)	3/4
Espesor (BWG)	12
Longitud (ft)	20
Disposición	Triangular
Pitch (in)	0,9375
Nro. tubos	168
Nro. Pasos	2
Área de transferencia (m ²)	60,75
Carcasa	
Material de construcción	Acero al carbono SA-516 Gr. 70
Diámetro interior (in)	14 3/5
Espesor (mm)	9,5
Nro. pasos	1
Deflectores Transversales	
Tipo	Segmentados
Diámetro (in)	14 3/5
Segmento libre (m)	0,093
Espesor (mm)	6,4
Nro. Deflectores	7
Distancia entre deflectores (mm)	799,2

Fuente: Elaboración propia

Tabla 3.34 Intercambiador de calor E-430

ESPECIFICACIONES	
Designación	E - 430
Servicio	Condensador
Código	TEMA "R"
Nomenclatura	Tamaño 10 2/5 - 144 TIPO AEL
Tubos	
Material de construcción	Acero al carbono SA-106 Gr. B
Diámetro exterior (in)	3/4
Espesor (BWG)	12
Longitud (ft)	12
Disposición	Triangular
Pitch (in)	0,9375
Nro. tubos	76
Nro. Pasos	2
Área de transferencia (m ²)	16,39
Carcasa	
Material de construcción	Acero al carbono SA-516 Gr. 70
Diámetro interior (in)	10 2/5
Espesor (mm)	9,5
Nro. pasos	1
Deflectores Transversales	
Tipo	Segmentados
Diámetro (in)	10 2/5
Segmento libre (m)	0,0663
Espesor (mm)	6,4
Nro. Deflectores	4
Distancia entre deflectores (mm)	788,51

Fuente: Elaboración propia

Tabla 3.35 Intercambiador de calor E-530

ESPECIFICACIONES	
Designación	E - 530
Servicio	Condensador
Código	TEMA "R"
Nomenclatura	Tamaño 10 1/10 - 96 Tipo AEL
Tubos	
Material de construcción	Acero al carbono SA-106 Gr. B
Diámetro exterior (in)	3/4

Tabla 3.35 Intercambiador de calor E-530 (continuación)

Espesor (BWG)	12
Longitud (ft)	8
Disposición	Triangular
Pitch (in)	0,9375
Nro. tubos	70
Nro. Pasos	2
Área de transferencia (m ²)	10,05
Carcasa	
Material de construcción	Acero al carbono SA-516 Gr. 70
Díámetro interior (in)	10
Espesor (mm)	9,5
Nro. pasos	1
Deflectores Transversales	
Tipo	Segmentados
Díámetro (in)	10
Segmento libre (m)	0,0639
Espesor (mm)	6,4
Nro. Deflectores	2
Distancia entre deflectores (mm)	787,6

Fuente: Elaboración propia

Tabla 3.36 Intercambiador de calor E-133

ESPECIFICACIONES	
Designación	E - 133
Servicio	Reboiler
Código	TEMA "R"
Nomenclatura	Tamaño 9 ⁴ / ₅ / 16 - 192 Tipo AKU
Tubos	
Material de construcción	Acero al carbono SA-106 Gr. B
Díámetro exterior (in)	³ / ₄
Espesor (BWG)	12
Longitud (ft)	16
Disposición	Triangular
Pitch (in)	0,9375
Nro. tubos	44
Nro. Pasos	2
Área de transferencia (m ²)	25,89

Tabla 3.36 Intercambiador de calor E-133 (continuación)

Carcasa	
Material de construcción	Acero al carbono SA-516 Gr. 70
Diámetro interior inferior (in)	9 ⁴ / ₅
Diámetro interior superior (in)	16
Espesor (mm)	9,5
Nro. Pasos	1

Fuente: Elaboración propia

Tabla 3.37 Intercambiador de calor E-153

ESPECIFICACIONES	
Designación	E - 153
Servicio	Reboiler
Código	TEMA "R"
Nomenclatura	Tamaño 9 ² / ₅ / 15 - 144 Tipo AKU
Tubos	
Material de construcción	Acero al carbono SA-106 Gr. B
Diámetro exterior (in)	³ / ₄
Espesor (BWG)	12
Longitud (ft)	12
Disposición	Triangular
Pitch (in)	1,125
Nro. tubos	40
Nro. Pasos	2
Área de transferencia (m ²)	17,67
Carcasa	
Material de construcción	Acero al carbono SA-516 Gr. 70
Diámetro interior inferior (in)	9 ² / ₅
Diámetro interior superior (in)	15
Espesor (mm)	9,5
Nro. Pasos	1

Fuente: Elaboración propia

Tabla 3.38 Intercambiador de calor E-313

ESPECIFICACIONES	
Designación	E - 313
Servicio	Reboiler
Código	TEMA "R"
Nomenclatura	Tamaño 9 / 14 ² / ₅ - 144 Tipo AKU

Tabla 3.38 Intercambiador de calor E-313 (continuación)

Tubos	
Material de construcción	Acero al carbono SA-106 Gr. B
Diámetro exterior (in)	$\frac{3}{4}$
Espesor (BWG)	12
Longitud (ft)	12
Disposición	Triangular
Pitch (in)	1,125
Nro. tubos	36
Nro. Pasos	2
Área de transferencia (m ²)	15,56
Carcasa	
Material de construcción	Acero al carbono SA-516 Gr. 70
Diámetro interior inferior (in)	9
Diámetro interior superior (in)	$14 \frac{2}{5}$
Espesor (mm)	9,5
Nro. Pasos	1

Fuente: Elaboración propia

Tabla 3.39 Intercambiador de calor E-410

ESPECIFICACIONES	
Designación	E - 410
Servicio	Refrigerador
Código	TEMA "R"
Nomenclatura	Tamaño $8 \frac{7}{10}$ / 14 - 30 Tipo AKU
Tubos	
Material de construcción	Acero al carbono SA-106 Gr. B
Diámetro exterior (in)	$\frac{3}{4}$
Espesor (BWG)	12
Longitud (ft)	2,5
Disposición	Triangular
Pitch (in)	1,125
Nro. tubos	34
Nro. Pasos	2
Área de transferencia (m ²)	3,08
Carcasa	
Material de construcción	Acero al carbono SA-516 Gr. 70
Diámetro interior inferior (in)	$8 \frac{7}{10}$
Diámetro interior superior (in)	14

Tabla 3.39 Intercambiador de calor E-410 (continuación)

Espesor (mm)	9,5
Nro. pasos	1

Fuente: Elaboración propia

Tabla 3.40 Intercambiador de calor E-510

ESPECIFICACIONES	
Designación	E - 510
Servicio	Refrigerador
Código	TEMA "R"
Nomenclatura	Tamaño 8 ⁷ / ₁₀ / 14 – 18 Tipo AKU
Tubos	
Material de construcción	Acero al carbono SA-106 Gr. B
Diámetro exterior (in)	³ / ₄
Espesor (BWG)	12
Longitud (ft)	1,5
Disposición	Triangular
Pitch (in)	1,125
Nro. tubos	34
Nro. Pasos	2
Área de transferencia (m ²)	1,89
Carcasa	
Material de construcción	Acero al carbono SA-516 Gr. 70
Diámetro interior inferior (in)	8 ⁷ / ₁₀
Diámetro interior superior (in)	14
Espesor (mm)	9,5
Nro. pasos	1

Fuente: Elaboración propia

1.1.4.6 Equipos impulsores de fluidos

El apartado referente a los equipos impulsores de fluidos consistirá en una breve introducción acerca de las bombas y los compresores; como también serán presentadas las especificaciones del diseño de los mismos.

1.1.4.6.1. Introducción

Los fluidos que se manejan dentro de la planta proyectada se mueven a través de las conducciones (tuberías), los accesorios y los aparatos, por medio de equipos impulsores que aumentan la energía mecánica del

fluido que puede emplearse para incrementar la velocidad, la presión o la altura del mismo.

Toda máquina que realiza trabajo con la finalidad de mantener un fluido en movimiento o provocar el desplazamiento o el flujo del mismo se podría ajustar al nombre de bomba o compresor, dependiendo del tipo de fluido a impulsar.

Las bombas en general son utilizadas para fluidos incompresibles (líquidos). Estas trabajan simultáneamente con la presión atmosférica de forma que esta impulse el líquido hacia el interior de la bomba por la depresión o vacío que tiene lugar en el centro de la misma.

Los compresores son utilizados para fluidos compresibles (gases y vapores). Estos poseen una tubería de succión por donde es aspirado el gas que dentro del compresor reduce su volumen y aumenta su presión.

A continuación se pasará a describir estos equipos que permiten el trasiego de los fluidos a través de la citada planta.

1.1.4.6.2. Bombas

Son dispositivos que absorben energía mecánica que puede provenir de un motor eléctrico, térmico, etc., y la transforman en energía cinética y potencial que la transfieren a un fluido incompresible en forma de presión o de velocidad y que le permite trasladarlo de un lugar a otro, a un mismo nivel y/o a diferentes niveles.

Las bombas de impulsión dispuestas en la planta serán bombas centrífugas, que corresponden al tipo de dispositivo que más se utiliza en la industria química para transferir líquidos de todo tipo. Estas bombas se comercializan con una amplia variedad de tamaños, con capacidades comprendidas entre 0,5 y 20000 m³/h, y para alturas de descarga (presiones) comprendidas entre unos pocos metros y, aproximadamente, 500 atm, intervalos todos ellos que engloban los valores de estas variables empleados en la planta. Además de esta versatilidad, las ventajas primordiales que han hecho optar por su

elección han sido el bajo coste inicial, el flujo uniforme (sin pulsos), los bajos costos de mantenimiento, entre otros.

1.1.4.6.3. Compresores

Son dispositivos diseñados para aumentar la presión y desplazar cierto tipo de fluidos llamados compresibles, tal como lo son los gases y los vapores. Esto se realiza a través de un intercambio de energía entre el compresor y el fluido en el cual el trabajo ejercido por el primero es transferido a la sustancia que pasa por él convirtiéndose en energía de flujo, aumentando su presión y energía cinética, impulsándola a fluir.

En la instalación del sistema de refrigeración de las unidades de enfriamiento de la planta proyectada, denominaremos compresor a la máquina que sirve para producir en el vaporizador una presión suficientemente baja para que se vaporice el fluido refrigerante a la temperatura deseada y en el condensador una presión suficientemente alta para que el fluido condense a la temperatura del agua de enfriamiento.

Los compresores que más se utilizan en la práctica de la refrigeración son los compresores de desplazamiento positivo (“desplazamiento positivo” para distinguirlos de los compresores centrífugos axiales), en el que el fluido refrigerante sufre una verdadera compresión mecánica, produciendo una reducción volumétrica por el desplazamiento alternativo, rotativo o helicoidal de un elemento compresor móvil en el interior de un espacio cerrado fijo.

Los compresores alternativos o reciprocantes (de pistón, de laberinto, electromagnéticos) y los rotativos (de paletas, de tornillo, de membrana) comprenden los llamados compresores de desplazamiento positivo.

Los compresores dispuestos en la planta aparte de ser de desplazamiento positivo serán según los saltos de compresión (relación de compresión) de compresión múltiple o multi-etapas (dos en total), debido a que su relación de compresión es mayor que 5. En la industria

estos compresores se comercializan como compresores radiales con disposiciones en V (con dos o múltiplos de 2 cilindros).

1.1.4.6.4. Especificaciones del diseño

En este apartado se muestran las tablas de las principales especificaciones de cada uno de los equipos impulsores de fluidos, como son las bombas y los compresores que se le presentará al fabricante de los mismos.

Los cálculos realizados para la obtención de los resultados presentados en este apartado se encuentran en el anexo H.6.

Tabla 3.41 Bomba L-110

ESPECIFICACIONES	
Designación	L-110
Tipo	Centrifuga
Caudal (m ³ /h)	12,077
Densidad (kg/m ³)	643,012
Viscosidad (cP)	0,2648
Temperatura succión (°C)	25
Presión de succión (atm)	1,0
Presión de descarga (atm)	2,14
Carga (m)	18,31
Potencia (hp)	1,34

Fuente: Elaboración propia

Tabla 3.42 Bomba L-140

ESPECIFICACIONES	
Designación	L-140
Tipo	Centrifuga
Caudal (m ³ /h)	11,55
Densidad (kg/m ³)	596,228
Viscosidad (cP)	0,1852
Temperatura succión (°C)	65,79
Presión de succión (atm)	2,04
Presión de descarga (atm)	2,59
Carga (m)	9,44
Potencia del eje (hp)	0,67
Eficiencia (%)	45

Fuente: Elaboración propia

Tabla 3.43 Bomba L-210

ESPECIFICACIONES	
Designación	L-210
Tipo	Centrifuga
Caudal (m ³ /h)	9,336
Densidad (kg/m ³)	582,729
Viscosidad (cP)	0,1697
Temperatura succión (°C)	88,25
Presión de succión (atm)	2,72
Presión de descarga (atm)	19,84
Carga (m)	303,45
Potencia (hp)	14,89

Fuente: Elaboración propia

Tabla 3.44 Compresor G-420

ESPECIFICACIONES	
Designación	G-410
Tipo	Desplazamiento positivo (Reciprocante – Multietapa)
Temperatura descarga (°C)	61,72
Presión de succión (atm)	1,08
Presión de descarga (atm)	12,77
Potencia (hp)	35,34
Eficiencia (%)	85

Fuente: Elaboración propia

Tabla 3.45 Compresor G-520

ESPECIFICACIONES	
Designación	G-520
Tipo	Desplazamiento positivo (Reciprocante – Multietapa)
Temperatura descarga (°C)	61,72
Presión de succión (atm)	1,08
Presión de descarga (atm)	12,77
Potencia (hp)	21,67
Eficiencia (%)	85

Fuente: Elaboración propia

1.1.5 Calidad de los productos obtenidos

Se determinó la calidad de los productos obtenidos de la planta de isomerización proyectada, mediante la utilización del software de simulación de procesos industriales “Chemcad” v.6.1.4, arrojando los siguientes resultados:

Tabla 3.46 Calidad de los Productos Obtenidos

Descripción	Gasolina isomerizada	Gasolina no isomerizada	Off-gas
Nro. Corriente	36	35	26
Estado	Líquido	Líquido	Vapor
Temperatura (K)	298,15	298,15	456,511
Presión (kpa)	101,325	101,325	101,325
Peso molecular	76,18	88,46	8,22
Densidad (kg/m ³)	626,47	660,66	0,22
Viscosidad (cP)	0,2406	0,3162	-
Gravedad °API	91,33	80,13	-
Flujo Volumétrico (BPD)	1106,2	702,7	-
Flujo Volumétrico (m ³ /h)	-	-	0,1597
Flujo másico (kg/h)	4653,31	3112,26	0,059
< C ₄ (% en peso)	-	-	26,97
C ₄ (% en peso)	4,34	-	52,12
C ₅ (% en peso)	56,72	2,87	-
C ₆ (% en peso)	38,91	74,75	-
C ₇ (% en peso)	0,03	22,38	-
H ₂ (% en peso)	-	-	20,91
RON	91,5	75,6	-
Componente	Flujo (kmol/h)		
N-Butano	3,48	-	-
Neopentano	4,04	-	-
Isopentano	20,44	0,79	-
N-Pentano	12,10	0,45	-
3-Metilpentano	3,97	6,22	-
N-Hexano	1,81	6,74	-
2,3-Dimetilpentano	0,01	6,95	-
2-Metilpentano	9,38	10,16	-
2,2-Dimetilbutano	3,00	1,27	-
2,3-Dimetilbutano	2,85	2,60	-
Isobutano	-	-	0,0005
Etano	-	-	0,0005
Hidrogeno	-	-	0,0061
Total (kmol/h)	61,08	35,18	0,0071

Fuente: Elaboración propia

CAPÍTULO 4

ESTUDIO ECONÓMICO DEL PROYECTO

La parte de análisis económico del proyecto pretende determinar la viabilidad o no de éste, para la realización del mismo. Para ello se estimará del cálculo de los diferentes componentes involucrados en la inversión inicial de la planta, los costos de operación de la misma y de los ingresos provenientes del volumen de producción total que se conseguirá con el proceso. A partir de estos datos, se obtendrá los cálculos de los indicadores de rentabilidad, tales como: el valor actual neto (V.A.N.), la tasa interna de retorno (T.I.R.), relación beneficio/costo (B/C) y el período de recupero de la inversión (Pay Out Time), los mismos que demostrarán la factibilidad económica de la planta. Además, se realizará un análisis de sensibilidad de las variables que más influyen en estos indicadores de rentabilidad.

1.2 Valoración económica del monto de inversión

El monto de inversión se determina mediante el valor del capital fijo más el capital de trabajo. El primero se refiere a los costos que se incurren para construir la planta y el segundo se refiere al capital necesario para garantizar el normal desarrollo del proceso productivo.

1.2.1 Capital fijo

Para determinar el monto del capital fijo de la planta proyectada es necesario escoger un método de cálculo para su estimación. En nuestro caso será el de los factores de costo, que corresponde a un método de factor múltiple en función del costo de los equipos puesto en el terreno. Para llevar a cabo la estimación del capital fijo mediante este método, primero es preciso e indispensable determinar el costo de los principales equipos del proceso expuesto en el estudio de ingeniería del proyecto, puestos en el terreno.

La tabla 4.1 muestra el costo de los equipos principales que serán utilizados en la planta proyectada ajustados al precio del equipo en costo actual, dichos costos fueron estimados de la bibliografía: “Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes” del autor Richard Turton en la segunda edición.

Los cálculos llevados a cabo para la estimación del costo de los principales equipos son presentados en el anexo I.

Tabla 4.1 Costo de Equipos (Puesto en FOB)

EQUIPO	DESIGNACIÓN	COSTO (MUS\$)
Tanque de almacenamiento	TK-01	1 985,000
Tanque de almacenamiento	TK-02	1 559,000
Tanque de almacenamiento	TK-03	1 282,000
Reactor de isomerización	R-230	49,000
Columna de destilación de platos	D-130	126,000
Columna de destilación de platos	D-150	76,000
Columna de destilación de platos	D-310	61,000
Acumulador de reflujo	F-132	26,000
Acumulador de reflujo	F-152	20,000
Acumulador de reflujo	F-312	21,000
Intercambiador de calor	E-120	55,000
Intercambiador de calor	E-220	76,000
Intercambiador de calor	E-320	77,000
Intercambiador de calor	E-330	71,000
Intercambiador de calor	E-131	105,000
Intercambiador de calor	E-151	117,000
Intercambiador de calor	E-311	92,000
Intercambiador de calor	E-430	74,000
Intercambiador de calor	E-530	72,000
Intercambiador de calor	E-133	148,000
Intercambiador de calor	E-153	121,000
Intercambiador de calor	E-313	115,000
Intercambiador de calor	E-410	49,000
Intercambiador de calor	E-510	36,000
Bomba (incluido motor)	L-110	15,000
Bomba (incluido motor)	L-140	10,000
Bomba (incluido motor)	L-210	36,000
Compresor (incluido motor)	G-420	106,000
Compresor (incluido motor)	G-520	75,000
TOTAL		MUS\$ 6 652,000

Fuente: Elaboración propia

Mencionar que los precios de equipos tienen incluidos los costos de empaquetaduras, aislantes, bridas, codos, válvulas y otros. Asimismo están expresados en valor FOB (Free On Board) que representa el precio de los equipos en la Costa del Golfo de los Estados Unidos (USGC).

El costo de los equipos puesto en el terreno (CE) se determina mediante el valor del FOB más el CIF (Cost, Insurance and Freight) que representa el flete, los trámites aduaneros y el seguro de los equipos hasta el puerto de destino, más el transporte al lugar convenido, considerándolo el 20% del valor FOB.

Con respecto a los otros componentes del capital fijo se determinan en función de los costos de los equipos puestos en el terreno de la siguiente manera:

- Instalación de los equipos. Incluye el anclaje de los equipos en una localización geográfica específica dentro de los límites de la planta. Representa entre 35-45% del CE y se ha elegido el valor del 40%.
- Tuberías y accesorios. Incluye el costo de compra e instalación de las tuberías, aislación, válvulas, etc. Representa entre 10-80% del CE y se ha elegido el valor del 35%.
- Instrumentación y control. Incluye el costo de compra, instalación y calibración del equipo de instrumentación y de control. Representa entre 10-40% del CE y se ha elegido el valor del 13%.
- Instalaciones eléctricas. Incluye el costo de compra e instalación del equipo eléctrico requerido incluyendo alambre, interruptores, equipos de emergencia, alumbrado, etc. Representa entre 8-14% del CE y se ha elegido el valor del 8%.
- Obras civiles. Incluye las edificaciones y estructuras. Representa entre 15-35% del CE y se ha elegido el valor del 25%.
- Delimitaciones. Incluye pavimentación, cercos, red contraincendios, áreas de parqueo, etc. Representa entre 10-18% del CE y se ha elegido el valor del 10%.
- Facilidades y servicios. Incluye las instalaciones auxiliares requeridas por las unidades de proceso para una correcta operación, como son la planta de vapor, tratamiento de agua, torres de enfriamiento, incinerador, etc. Representa un costo de 20-90% del CE y se ha elegido el valor del 50%.

- Terreno. Es la parte fundamental por efectuar la construcción de la planta y representa entre 2-6% del CE y se ha elegido el valor del 3%.

Todos los componentes anteriores están directamente envueltos con la mano de obra y materiales requeridos para la construcción de la planta. Esta fracción del capital fijo se denomina activo fijo o costo directo.

Los costos que no están directamente envueltos con la mano de obra y materiales de la planta se denominan componentes indirectos o intangibles. Y son:

- Supervisión e ingeniería. Incluye costos de diseño de proceso e ingeniería general, supervisión del proyecto, planeamiento y control, inspecciones y costo de puesta en marcha. Representa entre el 10-20% del costo directo y se ha elegido el valor del 12%.
- Costo de construcción. Incluye las construcciones temporales, renta de herramientas y maquinarias, materiales y equipos necesarios durante la puesta en marcha para efectuar reparaciones, cambios o mejoras. Representa el 12-24% del costo directo y se ha elegido el valor del 13%.
- Utilidad del contratista. Este componente representa el 4-7% del costo directo y se ha elegido el valor del 4%.
- Contingencias e imprevistos. Para compensar por eventos no predecibles tales como tormentas, huelgas, cambios de precios, cambios pequeños en el diseño, errores en las estimaciones, etc. Representa entre 5-15% del costo directo y se ha elegido el valor del 13%.

1.2.2 Capital de trabajo

Denominado también capital circulante, debido a que esta en movimiento durante todo el tiempo de vida de la planta hasta que se recupera al final, con los ingresos. Este dinero, no pierde valor en el tiempo, por lo tanto no es depreciable, y es constante a lo largo de la operación de la planta siempre que la inflación se considere cero y el ritmo de producción no varíe.

Existen diferentes métodos para estimar su cuantía. En este caso se hará uso de un método global; en que el capital de trabajo se considera de un 10 a un 30% del monto del capital fijo, y en este caso se supondrá un valor del 20% como valor promedio.

En la siguiente tabla se detallan los resultados del cálculo del monto de inversión inicial de la planta proyectada:

Tabla 4.2 Monto de Inversiones

ACTIVO FIJO	
Equipos - Puesto en FOB	6 652,000
Transporte de FOB a CIF y lugar, 20%	1 330,000
Equipos puesto en el terreno (CE)	7 982,000
Instalación de los equipos, 40% del CE	3 193,000
Tuberías y accesorios, 35% del CE	2 794,000
Instrumentación y control, 13% del CE	1 038,000
Instalaciones eléctricas, 8% del CE	639,000
Obras civiles, 25% del CE	1 996,000
Delimitaciones, 10% del CE	798,000
Facilidades y servicios auxiliares, 50% del CE	3 991,000
Terreno, 3% del CE	239,000
Subtotal	MUS\$ 22 670,000
INTANGIBLES	
Supervisión e ingeniería, 12% del activo fijo	2 720,000
Costos de construcción, 13% del activo fijo	2 947,000
Utilidad del contratista, 4% del activo fijo	907,000
Contingencias, 13% del activo fijo	2 947,000
Subtotal	MUS\$ 9 521,000
TOTAL INVERSIÓN CAPITAL FIJO (ICF)	
Activo Fijo + Intangibles	MUS\$ 32 191,000
TOTAL INVERSIÓN CAPITAL DE TRABAJO	
Capital de Trabajo, 20% del ICF	MUS\$ 6 438,000
TOTAL MONTO DE INVERSIÓN	
Inversión Capital Fijo + Inversión Capital de Trabajo	MUS\$ 38 629,000

Fuente: Elaboración propia

1.3 Estimación de los costos de operación

Los costos totales de operación de la planta pueden ser calculados en una de las tres siguientes bases: diaria, por unidad de producto, o en base anual. En este caso se utilizará la base anual, debido a que permite un cálculo más rápido de los costos de operación.

Los costos de operación de la planta engloban los costos de producción o de manufactura y los gastos generales.

1.3.1 Costos de producción o de manufactura

Corresponden a todos los gastos directamente conectados con la operación de manufactura o con los equipos físicos de la planta.

Los costos de producción o de manufactura se componen de costos directos de producción y los cargos fijos.

1.3.1.1 Costos directos

- **Materia prima**

En el cálculo del costo de la materia prima, se debe de tener en cuenta la cantidad que se precisa cada año operativo, en este caso 624600 barriles de gasolina natural.

El precio de comercialización de la gasolina natural de Aguaytía se encuentra en función a la cotización internacional del petróleo crudo West Texas Intermediate (WTI) y un diferencial que representa los costos e impuestos necesarios para representar el valor de la gasolina en mención puesto en la planta proyectada.

Para ello se han obtenido los precios del petróleo crudo WTI en la página web <http://www.eia.doe.gov>; y los precios promedios anuales de comercialización de la gasolina natural de los informes mensuales de la Sociedad Nacional de Minería, Petróleo y Energía.

Así tenemos lo siguiente: $\text{Precio}_{\text{gasolina natural}} = \text{Precio}_{\text{WTI}} - \text{Diferencial}$

Tabla 4.3 Resumen de Precios

Año	WTI US\$/Bbl	Gasolina Natural US\$/Bbl	Diferencial US\$/Bbl
2008	99,67	65,4	34,27
2009	61,95	40,2	21,75

Fuente: Elaboración propia

En la tabla anterior se puede observar que los precios de la gasolina natural y el diferencial representan aproximadamente el 65% y 35% del WTI respectivamente, en ambos años.

Por tanto se considerará para nuestro año de evaluación (año 2012) lo siguiente:

- Precio de la gasolina natural de Aguaytía será igual al 80% del WTI (US\$/Bbl), un poco más de lo que paga Maple Gas Corporation del Perú, por el mismo.
- Valor del precio del petróleo crudo WTI será igual al promedio de la proyección del mismo, reportado en el Annual Energy Outlook 2011.

Tabla 4.4 Valores Proyectados del Precio del Petróleo Crudo WTI

Año	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022
US \$/Bbl	86,59	88,91	92,30	95,53	98,60	101,50	104,18	106,77	109,18	111,40	113,48

Fuente: <http://www.eia.doe.gov/Annual Energy Outlook 2011>

Así que el costo anual de la materia prima será:

$$\text{Costo anual} = 624600 \frac{\text{Bbl}}{\text{año}} \times 80\% \times (100,77) \frac{\text{US\$}}{\text{Bbl}} = 50\,352\,754 \frac{\text{US\$}}{\text{año}}$$

- **Mano de obra directa**

La mano de obra directa está asociada al proceso de fabricación del producto, y está referida al personal que opera en realidad los equipos, es decir, los operarios.

La operatividad de la planta proyectada será de 347 días al año, que equivalen a 8328 horas. La planta funcionará en continuo las 24 horas del día los 347 días del año operativo, según un factor de servicio del 95%.

Teniendo en cuenta que un operario tiene un turno laboral de 8 horas al día, 6 días a la semana, anualmente trabajará un total de 2379 horas de trabajo. Si se divide el número de horas totales de funcionamiento de la planta entre las horas de trabajo de un operario y se redondea, se obtienen un total de 4 turnos de trabajo.

De este modo, la plantilla de operarios estará dividida en tres turnos de trabajo diarios y otro turno que trabaja los fines de semana. El jefe de planta y el supervisor trabajan en un solo turno.

Mediante el estudio de los requerimientos de mano de obra, realizado en el apartado 3.3.8, habrá 12 operarios de planta en total. Los operarios que trabajarán los fines de semana tendrán un sueldo mayor, ya que serán dos turnos de 12 horas.

Podemos aproximar que el sueldo de la mano de obra directa es de unos 500 US\$ mensuales y que el número de pagas anuales es de 15 (incluye beneficios sociales), entonces se tendrá un sueldo anual por operador de 7 500 US\$.

Así que el costo anual generado de mano de obra directa será:

$$\text{Costo Anual} = 7\,500 \frac{\text{US\$}}{\text{Operario} \times \text{año}} \times 12 \text{ Operarios} = 90\,000 \frac{\text{US\$}}{\text{año}}$$

- **Insumos químicos y reactivos**

Para el cálculo del costo de los insumos químicos y reactivos, se debe tener en cuenta el consumo necesario de éstos, realizado en el apartado 3.3.6.

Se incluirá en este apartado el costo del catalizador. Este proporcionará una operación estable y continua en el reactor. Se considerará que el catalizador se cambiará cada año.

Con respecto a la información de los precios de los insumos químicos y reactivos, estos se han obtenido de la siguiente manera:

- El precio del hidrógeno se ha obtenido a partir de la información de los costos unitarios y precios base de referencia de servicios industriales, catalizadores y otros en límite de batería del proceso en refinería Talara de Petroperú publicados en las bases del proceso por competencia internacional Nro.PCI-001-2008, siendo igual a 16,28 US\$/Mscf.

- El precio del propano se encuentra en función al precio marcador de su suministro en Mont Belvieu más 80 US\$/TM correspondiente al flete, seguro, costo de recepción, almacenamiento y despacho, aporte por regulación y costo de carta de crédito.

Se ha obtenido un valor promedio del último trimestre del año 2010 del precio marcador del propano en Mont Belvieu en la página web <http://www.eia.doe.gov>.

Tabla 4.5 Valores de Precios del Propano

Año Mes	2010 (US\$/Gal) Mont Belvieu	2010 (US\$/Bbl)	2010 (US\$/TM)*
Octubre	1,23	51,66	605,97
Noviembre	1,25	52,50	615,83
Diciembre	1,29	54,18	635,53
Promedio	1,26	52,78	619,11

* Para convertir de US\$/Bbl a US\$/TM multiplicar por 11,73

Fuente: Elaboración propia

Así tenemos lo siguiente:

$$\text{Precio}_{\text{Propano}} = 619,11 \frac{\text{US\$}}{\text{TM}} + 80 \frac{\text{US\$}}{\text{TM}} = 699,11 \frac{\text{US\$}}{\text{TM}} \approx 0,69 \frac{\text{US\$}}{\text{kg}}$$

- El precio del catalizador ha sido proporcionado por la compañía UOP.

Tabla 4.6 Costo Anual de Insumos y Reactivos

Insumo Químico y Reactivo	Consumo anual	Precio	Costo anual
Hidrógeno	45,682 $\frac{\text{Mscf}}{\text{año}}$	16,28 $\frac{\text{US\$}}{\text{Mscf}}$	743,70 $\frac{\text{US\$}}{\text{año}}$
Propano	132,09 $\frac{\text{kg}}{\text{año}}$	0,69 $\frac{\text{US\$}}{\text{kg}}$	91,14 $\frac{\text{US\$}}{\text{año}}$

Catalizador (Pt/ZrO ₂ - SO ₄ ⁻²)	951,3 $\frac{\text{kg}}{\text{año}}$	40,23 $\frac{\text{US\$}}{\text{kg}}$	38 270,79 $\frac{\text{US\$}}{\text{año}}$
---	--------------------------------------	---------------------------------------	--

Fuente: Elaboración propia

- **Mano de obra indirecta**

En la mano de obra indirecta se incluye al personal que no esta en contacto con los equipos del proceso de manufactura, como pueden ser: el jefe de planta, el supervisor, los vigilantes, entre otros. Esta mano de obra se calcula como un porcentaje de la mano de obra directa que puede oscilar entre el 15 y el 45%. Se ha previsto considerar el 30% de la mano de obra directa.

Así que el costo anual generado de mano de obra indirecta será:

$$\text{Costo Anual} = 0,30 \times 90\,000 \frac{\text{US\$}}{\text{año}} = 27\,000 \frac{\text{US\$}}{\text{año}}$$

- **Servicios industriales**

Los servicios industriales son todos aquellos productos necesarios para el funcionamiento de la planta, pero que no son materias primas ni insumos químicos, por ejemplo, el vapor, el agua, la electricidad, etc. Sus costos se calculan como el producto de consumo por el precio de este.

Los precios unitarios se han calculado a partir de información de los costos unitarios y precios base de referencia de servicios industriales, catalizadores y otros en límite de batería del proceso en Refinería Talara de Petroperú publicados en las bases del proceso por competencia internacional Nro.PCI-001-2008 y por la información disponible en la página web <http://www.osinerg.gob.pe>.

Los costos anuales de los servicios industriales necesarios de la planta proyectada se resumen en la siguiente tabla:

Tabla 4.7 Costo Anual de Servicios Industriales

Servicios Industriales	Consumo	Consumo anual	Precio	Costo anual
Vapor de agua saturado @ 20 bar	5000 kg/h	41640 Ton/año	16,05 US\$/Ton	668 322 US\$/año
Electricidad	325,2 kwh	2708265,6 kwh/año	0,1 US\$/kwh	270 826,56 US\$/año
Agua desionizada	36 m ³ /h	299808 m ³ /año	2,5 US\$/m ³	749 520 US\$/año
Agua de enfriamiento	186,69 m ³ /h	1554754,32 m ³ /año	1,5 US\$/m ³	2 332 131,48 US\$/año

Combustible Residual Nro.6	90,84 gal/h	756515,52 gal/año	6,36 US\$/gal	4 811 438,71 US\$/año
----------------------------	-------------	-------------------	---------------	-----------------------

Fuente: Elaboración propia

- **Mantenimiento**

El gasto de mantenimiento hace referencia a las revisiones e inspecciones periódicas generalmente hechas por empresas externas. El valor de este apartado depende de las condiciones de operación, y va del 2% al 12% del capital fijo según tengamos procesos sencillos (temperaturas suaves), como las industrias alimentarias, o por otro extremo procesos severos (temperaturas muy altas), como son las metalúrgicas. En este caso como que las condiciones de la planta no se encuentran en ningún de los extremos nombrados, se ha considerado un valor del 5%.

$$\text{Mantenimiento} = 0,05 \times \text{ICF} = 0,05 \frac{1}{\text{año}} \times 32\,191\,033,481 \text{ US\$} = 1\,609\,551,67 \frac{\text{US\$}}{\text{año}}$$

- **Seguros**

El costo de operación derivado de los seguros hace referencia al hecho de asegurar tanto instalaciones como equipos y edificaciones de la planta. Se ha considerado un valor estándar el 1% del capital fijo.

$$\text{Seguros} = 0,01 \times \text{ICF} = 0,005 \frac{1}{\text{año}} \times 32\,191\,033,481 \text{ US\$} = 321\,910,33 \frac{\text{US\$}}{\text{año}}$$

- **Patentes**

Los gastos de las patentes se deben fijar inicialmente con el propietario de la patente, para poder llevar a cabo el proceso. Pero en este caso se considera que ya se está libre de patentes, y por lo tanto ya no se debe pagar nada.

- **Suministros**

El gasto derivado de los suministros hace referente a la adquisición de forma regular de materiales tales como lubricantes, herramientas, vestuario adecuado, útiles de escritorio, etc. El valor de este gasto está comprendido entre un 0,1% a 1,5% del capital fijo. En este caso se considera un valor del 0,3%.

$$\text{Suministros} = 0,003 \times \text{ICF} = 0,003 \frac{1}{\text{año}} \times 32\,191\,033,481 \text{ US\$} = 96\,573,10 \frac{\text{US\$}}{\text{año}}$$

- **Laboratorio**

Los gastos de laboratorio incluyen desde el control de calidad de los productos elaborados y de la materia prima, hasta la investigación para nuevos productos o mejoras de los que se están realizando. El valor para este gasto está comprendido entre un 5% a 25% de la mano de obra directa, pero como en este caso no se está haciendo nada de investigación y sólo es control de calidad, entonces se considera un valor del 5%.

$$\text{Cargos de Laboratorio} = 0,05 \times 90\,000 \frac{\text{US\$}}{\text{año}} = 4\,500 \frac{\text{US\$}}{\text{año}}$$

1.3.1.2 Cargos fijos

- **Depreciación**

Este apartado hace referencia la manera de contabilizar el envejecimiento, el desgaste, el agotamiento u obsolescencia del capital fijo (ICF) con el tiempo. Se distribuye a lo largo de la vida útil de la planta, aproximadamente de unos 10 años.

Teniendo en cuenta una depreciación lineal y un valor de rescate igual al valor del terreno, la depreciación se calcula dividiendo el capital fijo depreciable entre el número de años de la vida útil de la planta; es decir:

$$\text{Depreciación} = \frac{(\text{ICF} - \text{Terreno})}{\text{años}} = \frac{(31\,951\,564,377 \text{ US\$})}{10 \text{ años}} = 3\,195\,156,438 \frac{\text{US\$}}{\text{año}}$$

1.3.2 Gastos generales

Los gastos generales se componen de los gastos administrativos, distribución y venta, investigación y desarrollo; y pueden ser alrededor del 2% de los ingresos por ventas a intermediarios, aunque puede ser mayor para productos terminados vendidos directamente a los consumidores. Se ha considerado el primer caso, debido a que los productos que se obtienen no son comercializables en el mercado directamente ya que son productos destinados al blending.

$$\text{Gastos generales} = 0,02 \times \text{Ingresos} = 0,02 \times 88\,310\,711,96 \frac{\text{US\$}}{\text{año}} = 1\,766\,214,24 \frac{\text{US\$}}{\text{año}}$$

En la siguiente tabla se detallan los resultados de la estimación de los costos de operación de la planta proyectada.

Tabla 4.8 Costos de Operación

COSTOS DIRECTOS	
Materia Prima	50 352,754
Mano de Obra Directa	90,000
<u>Insumos Químicos y Reactivos</u>	
Hidrógeno	0,744
Propano	0,091
Catalizador (Platino/zirconia sulfatada)	38,271
Mano de Obra Indirecta	27,000
<u>Servicios Industriales</u>	
Vapor de agua @ 20 Bar	668,322
Electricidad	270,827
Agua desionizada	749,520
Agua de enfriamiento	2 332,131
Combustible residual Nro.6	4 811,439
Mantenimiento	1 609,552
Seguros	321,910
Patentes	0,000
Suministros	96,573
Laboratorio	4,500
Subtotal	MUS\$/año 61 373,633
CARGOS FIJOS	
Depreciación	3 195,156
Subtotal	MUS\$/año 3 195,156
TOTAL DE COSTO DE PRODUCCIÓN O DE MANUFACTURA	
Costos Directos + Cargos Fijos	MUS\$/año 64 568,790
TOTAL DE GASTOS GENERALES	
Administrativos + Distribución y Venta + Investigación y Desarrollo	MUS\$/año 1 766,214
TOTAL COSTO DE OPERACIÓN	
Costo de Producción + Gastos Generales	MUS\$/año 66 335,004

Fuente: Elaboración propia

1.4 Valoración económica de los ingresos

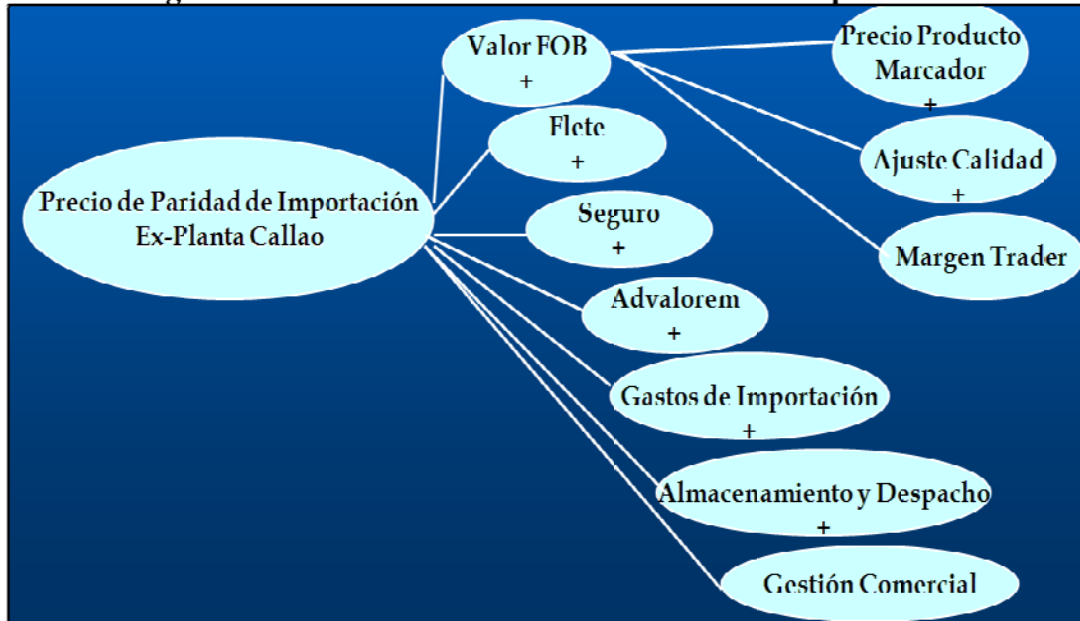
En la planta se tendrá dos productos resultantes, que es la gasolina isomerizada y la gasolina no isomerizada que corresponden a RON de 91,5 y 75,6 respectivamente; y un subproducto que corresponde a una corriente gaseosa que será enviado al sistema de antorchas para su combustión.

Para poder hacer una estimación del valor de los ingresos de la planta proyectada es necesario conocer un precio aproximado de los productos en cuestión.

Una de las formas para determinar el precio de las gasolinas en mención, es usando la metodología para el cálculo de los precios de Paridad de Importación aprobado

por la Política de Fijación de Precios de Combustibles de Petroperú S.A. del acuerdo de directorio Nro.039-1999-PP. La Paridad de Importación es el valor (costo de oportunidad) que tendría un producto internado en el país.

Figura 4.1 Estructura General de la Paridad de Importación



Fuente: Elaboración propia

La Paridad de Importación de un combustible es un valor teórico que se calcula adicionando al valor FOB (libre sobre barco en puerto de origen) la totalidad de costos, gastos y tasas necesarias para colocar este producto a la salida de la planta de despacho.

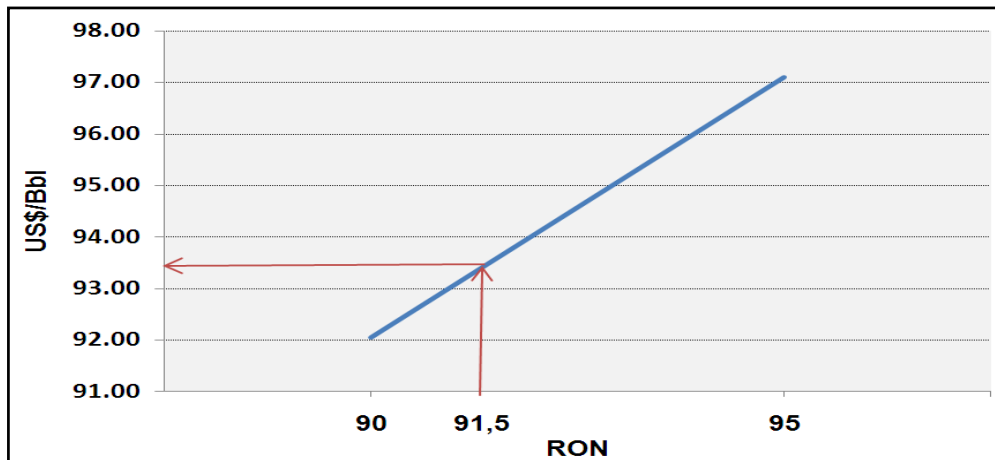
Los valores FOB y la Paridad de Importación se estructuran según la figura 4.1

- El valor FOB representa el precio del producto en la Costa del Golfo de los Estados Unidos y es el resultado de la sumatoria del precio del producto marcador, un ajuste de calidad para determinados combustibles y el margen del trader internacional.
- El flete (marítimo) representa el costo de transporte desde la Costa del Golfo de EE.UU. hasta la planta de despacho.
- El seguro está estimado en 0,04% del precio CFR (valor FOB + flete).
- El Ad Valorem es el menor arancel vigente para la importación de los combustibles. Se aplica un arancel de 0% para todos los productos combustibles derivados del petróleo (Decreto Supremo No 192-2005 del 31/12/2005).

- Los gastos de importación representan el costo de internar el producto en el país.
- El almacenamiento y despacho es fijado en base a los costos promedio de la Gerencia de Comercialización para cubrir el manejo de los inventarios y un margen razonable para cubrir el costo financiero de mantener un inventario promedio de 15 días.
- La gestión comercial incluye el costo de comercialización, así como el margen de descuento al mayorista que el importador debe considerar para colocar sus productos al distribuidor minorista o al consumidor industrial.

El precio promedio de Paridad de Importación en el año 2010 para las gasolinas de 90 y 95 octanos, de acuerdo con OSINERGMIN es de 92,06 y 97,10 US\$/Bbl respectivamente.

Si se considera que la Paridad de Importación es lineal con el RON, entonces se puede determinar el precio de las gasolinas a diferentes RON. Así se tendrá la siguiente gráfica:

Figura 4.2 Paridad de Importación vs. Octanaje

Fuente: Elaboración propia

Los valores de Paridad de Importación para las gasolinas 91,5 y 75,6 (se hace una extrapolación) según la figura 4.2 es 93,57 y 77,54 US\$/Bbl respectivamente.

El valor FOB promedio para el año 2010, de acuerdo con el Energy Information Administration (EIA) para la gasolina UNL87 es de 86,14 US\$/Bbl.

Con los datos obtenidos anteriormente se procede a efectuar las siguientes relaciones:

$$\left(\frac{\text{PPI}_{91,5}}{\text{UNL87}}\right)_{2010} = \left(\frac{\text{PPI}_{91,5}}{\text{UNL87}}\right)_{\text{Proyección}} = 1,09 \quad (4.1)$$

$$\left(\frac{\text{PPI}_{75,6}}{\text{UNL87}}\right)_{2010} = \left(\frac{\text{PPI}_{75,6}}{\text{UNL87}}\right)_{\text{Proyección}} = 0,9 \quad (4.2)$$

De la figura 2.12 se obtiene la proyección del precio marcador UNL87 (2012-2022) siendo en promedio alrededor de 135,99 US\$/Bbl.

Así se tendrá la siguiente tabla de precios finales:

Tabla 4.9 Precios Finales

Calidad de Gasolina	Paridad de Importación Precio de Refinería US\$ Bbl	Precio Puesto en Planta US\$ Bbl
Gasolina 91,5 RON	148,23	150,73
Gasolina 75,6 RON	122,39	124,89

Fuente: Elaboración propia

Una vez calculado los precios de los productos, y teniendo en cuenta la producción anual de los mismos, obtenemos los ingresos anuales siguientes:

Tabla 4.10 Ingresos Anuales

Producto	Precio US\$ Bbl	Producción Anual Bbl año	Ingreso Anual US\$ año
Gasolina Isomerizada - 91,5 RON	150,73	383851,4	57.857.921,52
Gasolina no Isomerizada - 75,6 RON	124,89	243836,9	30.452.790,44

Fuente: Elaboración propia

Así que los ingresos anuales son de 88.310.711,96 US\$/año

1.5 Estudio del rendimiento económico

A partir de los datos obtenidos anteriormente, considerando un tiempo de construcción de un año, así que hasta después de este tiempo no se podrá empezar la producción; y teniendo en cuenta un tiempo operativo de la planta de 10 años a partir del primer año, podemos determinar las entradas y salidas de dinero del proyecto, las cuales son conocidas como Flujo Neto de Fondos (FNF).

A continuación se detalla la fórmula para la determinación de los Flujos Netos de Fondos económicos anuales:

$$FNF_i = (ING_i - EG_i - D_i) \times (1 - t) + D_i + VS_i - INV_i \quad (4.3)$$

Donde i : Año (0, 1, 2, 3, ..., n)

FNF : Flujo Neto de Fondos

ING : Ingresos

EG : Egresos (Gastos de Operación)

D : Depreciación de activo fijo y amortización de intangibles

t : Tasa impositiva

VS : Valor de rescate

INV : Monto de Inversión Total (Capital fijo y Capital de trabajo)

La ecuación anterior del FNF se determina en función de las siguientes tablas:

Tabla 4.11 Estado de Ganancias y Pérdidas Proyectado
(MMUS\$ del Año 0)

Año Calendario	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022
Año de Operación	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ingresos	88,31	88,31	88,31	88,31	88,31	88,31	88,31	88,31	88,31	88,31
Egresos	64,57	64,57	64,57	64,57	64,57	64,57	64,57	64,57	64,57	64,57
Utilidad Bruta	23,74	23,74	23,74	23,74	23,74	23,74	23,74	23,74	23,74	23,74
Gastos Generales	1,77	1,77	1,77	1,77	1,77	1,77	1,77	1,77	1,77	1,77
Utilidad de Operación	21,98	21,98	21,98	21,98	21,98	21,98	21,98	21,98	21,98	21,98
Depreciación	3,20	3,20	3,20	3,20	3,20	3,20	3,20	3,20	3,20	3,20
Renta Neta	18,78	18,78	18,78	18,78	18,78	18,78	18,78	18,78	18,78	18,78
Impuesto a la Renta (30% Renta Neta)	5,63	5,63	5,63	5,63	5,63	5,63	5,63	5,63	5,63	5,63
Utilidad Neta	13,15	13,15	13,15	13,15	13,15	13,15	13,15	13,15	13,15	13,15

Fuente: Elaboración propia

Tabla 4.12 Flujo de Caja Proyectado
(MMUS\$ del Año 0)

Año calendario	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022
Año de Operación	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Inversión Capital Fijo	32,19										-0,24
Inversión Capital de Trabajo		6,44	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-6,44
Total Inversión	32,19	6,44	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-6,68
Utilidad Neta		13,15	13,15	13,15	13,15	13,15	13,15	13,15	13,15	13,15	13,15
Depreciación		3,20	3,20	3,20	3,20	3,20	3,20	3,20	3,20	3,20	3,20
Flujo Neto de Fondo (FNF)	-32,19	9,90	16,34	16,34	16,34	16,34	16,34	16,34	16,34	16,34	23,02

Fuente: Elaboración propia

Los estados financieros proyectados calculado anteriormente, permiten la obtención de los siguientes indicadores de rentabilidad, los mismos que demuestran la factibilidad económica de la planta proyectada.

1.1.1 Valor actual neto (V.A.N.)

Mediante este indicador se puede determinar los beneficios en valor actual, que supuestamente se tendrían al poner en marcha la operatividad de la planta proyectada en el tiempo, es decir viene a ser la suma actualizada con la tasa de descuento (T.D.) de los Flujos Netos de Fondos (FNF's) de todos los años operativos de la planta.

Los parámetros del V.A.N. son la tasa de descuento (T.D.) que se menciona en el párrafo anterior, definida como la tasa de rentabilidad mínima requerida que se ha de exigir de las inversiones; y el año al cual se actualizan los FNF's, generalmente el año cero.

Matemáticamente el V.A.N. se expresa mediante:

$$V.A.N._{0,TD} = \sum_{i=0}^N \frac{FNF_i}{(1+TD)^i} \quad (4.4)$$

Donde: i : Año

FNF : Flujo Neto de Fondos

TD : Tasa de descuento

En función al valor que puede tener el V.A.N. se puede predecir la rentabilidad del proyecto:

V.A.N. < 0 Utilidad económica del proyecto: Negativa

V.A.N. > 0 Utilidad económica del proyecto: Positiva

Resolviendo la ecuación (4.4) para los valores de la tabla 4.12 se tiene:

$$V.A.N._{0,15\%} = \frac{-32,19}{(1+0,15)^0} + \frac{9,90}{(1+0,15)^1} + \frac{16,34}{(1+0,15)^2} + \frac{16,34}{(1+0,15)^3} + \frac{16,34}{(1+0,15)^4} + \frac{16,34}{(1+0,15)^5} +$$

$$\frac{16,34}{(1+0,15)^6} + \frac{16,34}{(1+0,15)^7} + \frac{16,34}{(1+0,15)^8} + \frac{16,34}{(1+0,15)^9} + \frac{23,02}{(1+0,15)^{10}}$$

$$V.A.N._{0,15\%} = 45,88 \text{ MMUS\$ del año } 0$$

Dado que el V.A.N. es mayor que cero, se concluye que el proyecto es rentable desde el punto de vista económico.

1.1.2 Tasa interna de retorno (T.I.R.)

Este criterio evalúa el proyecto en función de una única tasa de rendimiento anual en donde la totalidad de los Flujos Netos de Fondos (FNF's) actualizados de todos los años operativos de la planta sean igual a cero.

Matemáticamente es expresado como la tasa de descuento que hace que el V.A.N. sea igual a cero.

$$V.A.N._{0,TIR} = \sum_{i=0}^N \frac{FNF_i}{(1 + TIR)^i} = 0 \quad (4.5)$$

Donde: i : Año

FNF : Flujo Neto de Fondos

TIR : Tasa Interna de Retorno

El valor del resultado se compara con el valor de la tasa de descuento (15%).

Si:

T.I.R. < T.D. Proyecto económicamente no rentable.

T.I.R. = T.D. Proyecto económicamente no concluyente.

T.I.R. > T.D. Proyecto económicamente recomendable.

Para los valores de la tabla 4.12, la T.I.R. calculada es:

$$V.A.N._{0,TIR} = \frac{-32,19}{(1 + TIR)^0} + \frac{9,90}{(1 + TIR)^1} + \frac{16,34}{(1 + TIR)^2} + \frac{16,34}{(1 + TIR)^3} + \frac{16,34}{(1 + TIR)^4} + \frac{16,34}{(1 + TIR)^5} + \frac{16,34}{(1 + TIR)^6} + \frac{16,34}{(1 + TIR)^7} + \frac{16,34}{(1 + TIR)^8} + \frac{16,34}{(1 + TIR)^9} + \frac{23,02}{(1 + TIR)^{10}} = 0$$

$$T.I.R. = 43,57\%$$

1.1.3 Relación beneficio/costo (B/C)

Es el cociente que resulta de dividir el Valor Actual Neto de los ingresos (beneficios) entre el Valor Actual Neto de los egresos (costos) actualizada a una tasa de descuento fijo. Es una medida relativa de rentabilidad y

representa cuanto dinero ingresa al proyecto por cada unidad monetaria de egreso, es un indicador de rentabilidad que no tiene unidades.

Matemáticamente se expresa:

$$B/C_{TD} = \frac{V.A.N.(B)_{0,TD}}{V.A.N.(C)_{0,TD}} = \frac{\sum_{i=0}^N \frac{B_i}{(1+TD)^i}}{\sum_{i=0}^N \frac{C_i}{(1+TD)^i}} \quad (4.6)$$

Donde: i : Año
 B_i : Beneficios
 C_i : Costos ($B_i - FNF_i$)

En función al valor del B/C, se presentan tres casos que permiten evaluar el proyecto:

$B/C < 1$ Proyecto económicamente no recomendable.

$B/C = 1$ Proyecto económicamente en equilibrio.

$B/C > 1$ Proyecto económicamente recomendable.

Para los valores de las tablas 4.11 y 4.12, la relación Beneficio/Costo es:

$$V.A.N.(B)_{0,15\%} = \frac{88,31}{(1+0,15)^1} + \frac{88,31}{(1+0,15)^2} + \frac{88,31}{(1+0,15)^3} + \frac{88,31}{(1+0,15)^4} + \frac{88,31}{(1+0,15)^5} + \frac{88,31}{(1+0,15)^6} +$$

$$\frac{88,31}{(1+0,15)^7} + \frac{88,31}{(1+0,15)^8} + \frac{88,31}{(1+0,15)^9} + \frac{88,31}{(1+0,15)^{10}} = 433,21 \text{ MMUS\$ del año 0}$$

$$V.A.N.(C)_{0,15\%} = \frac{32,19}{(1+0,15)^0} + \frac{78,41}{(1+0,15)^1} + \frac{71,97}{(1+0,15)^2} + \frac{71,97}{(1+0,15)^3} + \frac{71,97}{(1+0,15)^4} + \frac{71,97}{(1+0,15)^5} +$$

$$\frac{71,97}{(1+0,15)^6} + \frac{71,97}{(1+0,15)^7} + \frac{71,97}{(1+0,15)^8} + \frac{71,97}{(1+0,15)^9} + \frac{65,29}{(1+0,15)^{10}} = 397,34 \text{ MMUS\$ del año}$$

$$B/C_{15\%} = \frac{V.A.N.(B)_{0,15\%}}{V.A.N.(C)_{0,15\%}} = \frac{433,21}{397,34} = 1,09$$

1.1.4 Período de recupero de la inversión (Pay Out Time)

Como su nombre lo indica, es el período en que se recupera la inversión, en otras palabras es el tiempo en que el Valor Actual Neto acumulado se hace cero.

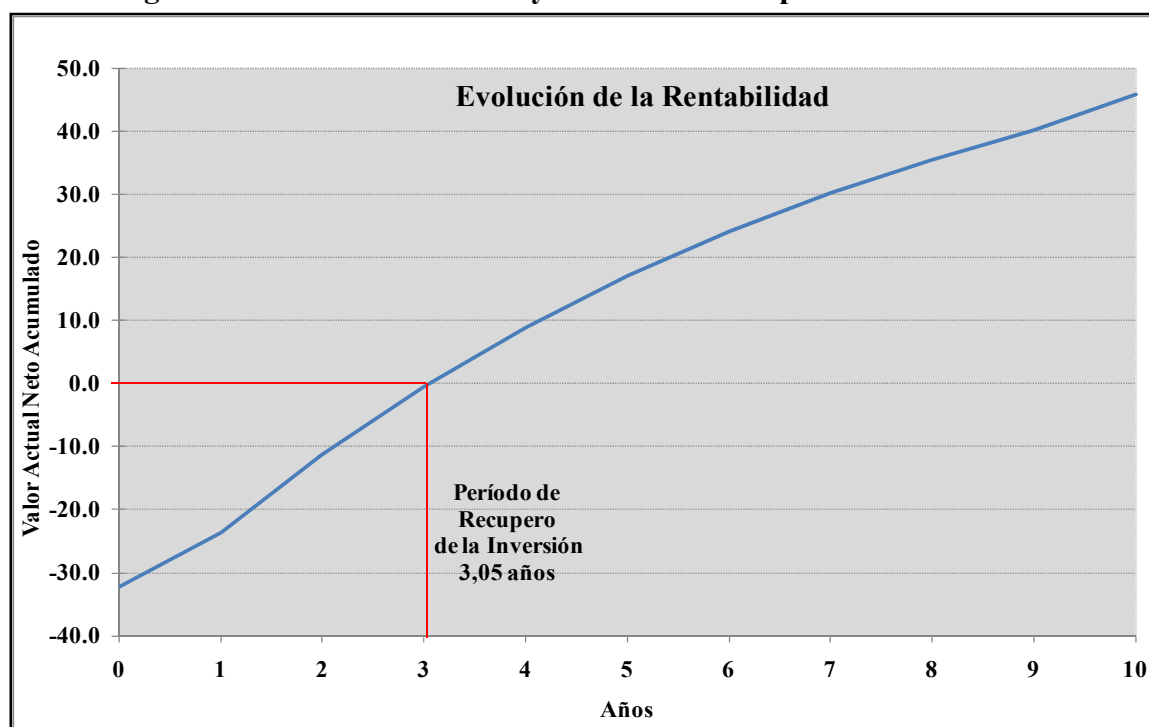
A continuación se muestra los resultados del cálculo del Valor Actual Neto acumulado y de la determinación del Período de Recupero de la Inversión.

Tabla 4.13 Evolución de la Rentabilidad

Año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
F.N.F.	-32,19	9,90	16,34	16,34	16,34	16,34	16,34	16,34	16,34	16,34	23,02
V.A.N. 0,15% Acumulado	-32,19	-23,58	-11,22	-0,48	8,87	16,99	24,05	30,20	35,54	40,19	45,88

Fuente: Elaboración propia

Figura 4.3 V.A.N. Acumulado y Período de Recupero de la Inversión



Fuente: Elaboración propia

En la tabla 4.13 y en la figura 4.3 se aprecia el progreso de la rentabilidad económica (Valor Actual Neto Acumulado) con el transcurso de los años, se observa que el V.A.N. acumulado es negativo hasta el año 3, después es

positivo, lo que quiere decir que recién después del año 3 se genera rentabilidad, exactamente el período de recupero de la inversión esta dado a los 3 años y 1 mes.

1.1.5 Resumen de indicadores de rentabilidad

La tabla 4.14 muestra los resultados finales de la evaluación económica de la planta proyectada en estudio, obteniéndose los siguientes indicadores económicos:

Tabla 4.14 Resumen de Indicadores de Rentabilidad

Indicador de Rentabilidad		Conclusión
V.A.N _{0,15%}	45,88 MMUS\$	Rentable
T.I.R	43,57%	Recomendable
B/C _{15%}	1,09	Recomendable
Pay Out Time	3 años 1 mes	Aceptable

Fuente: Elaboración propia

1.2 Análisis de sensibilidad

A través del análisis de sensibilidad se determina en qué medida el cambio de una de las variables o etapas del estudio trasciende en éste y en qué medida también incide en los resultados finales del estudio.

En ese sentido, se analizará las variables que consideramos críticas para el proyecto, las cuales son impredecibles en el tiempo, ya que dependen en gran medida de la coyuntura a nivel mundial. Por lo tanto, las variables identificables son:

1.2.1 Sensibilidad a los precios de venta

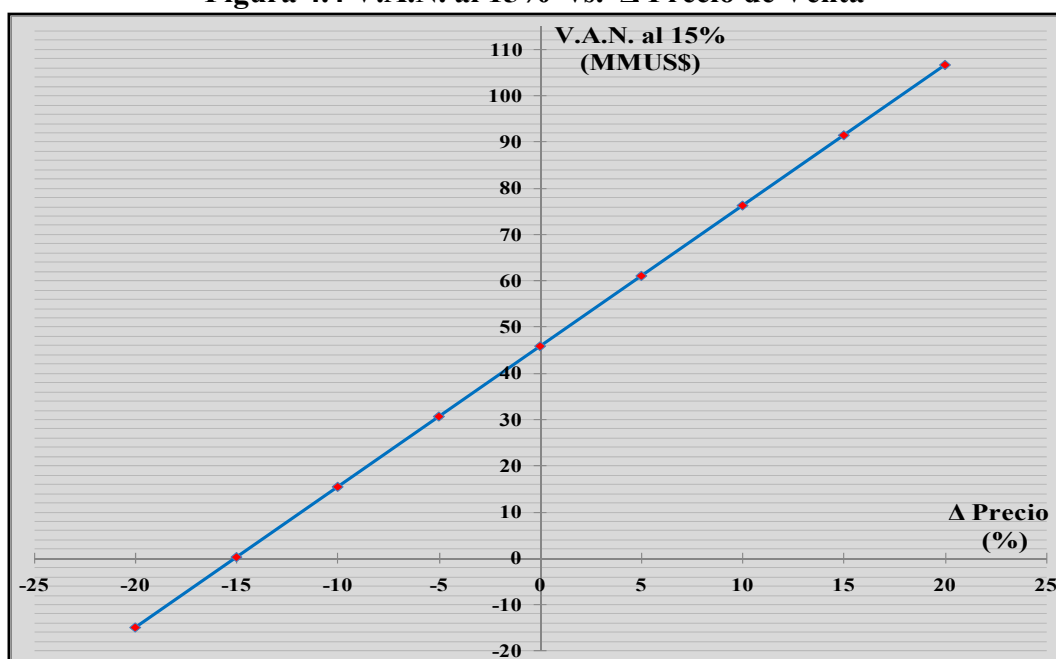
Se aplicará el análisis de sensibilidad a los dos productos resultantes, que vienen a ser la gasolina isomerizada y la gasolina no isomerizada que corresponden a RON de 91,5 y 75,6 respectivamente. Dichos incrementos y decrementos se encuentran en función a los precios de venta de las gasolinas UNL87 y UNL93 que se comercializan en la Costa del Golfo de los Estados Unidos (USGC).

Los resultados de la evaluación económica del proyecto, después de realizarse las variaciones a los precios de venta de los productos en mención, se puede apreciar en la siguiente tabla:

Tabla 4.15 Sensibilidad a los Precios de Venta

Δ Precio (%)	Precio (US\$/Bbl)		V.A.N al 15% (MMUS\$)	T.I.R (%)
	GAS 75,6 RON	GAS 91,5 RON		
20	149,87	180,88	106,76	79,38
15	143,62	173,34	91,56	70,46
10	137,38	165,80	76,36	61,54
5	131,13	158,27	61,15	52,62
Establecido	124,89	150,73	45,88	43,57
-5	118,65	143,19	30,75	34,52
-10	112,40	135,66	15,55	25,13
-15	106,16	128,64	0,35	15,24
-20	99,91	120,58	-14,86	4,3

Fuente: Elaboración propia

Figura 4.4 V.A.N. al 15% vs. Δ Precio de Venta

Fuente: Elaboración propia

Observando la figura 4.4 se concluye que es posible realizar decrementos en el precio de los productos alrededor del 15%, para lo cual el proyecto puede ser considerado aún rentable.

1.2.2 Sensibilidad al precio de la materia prima

Se aplicará el análisis de sensibilidad al precio de la materia prima, que viene a ser la gasolina natural o los condensados del gas natural proveniente de los campos de Aguaytía en Pucallpa. La cotización internacional del

petróleo crudo West Texas Intermediate (WTI) influenciará directamente el costo de la materia prima en mención.

Los resultados de la evaluación económica del proyecto, después de realizarse las variaciones al precio que corresponde a la adquisición de la materia prima, se puede apreciar en la siguiente tabla:

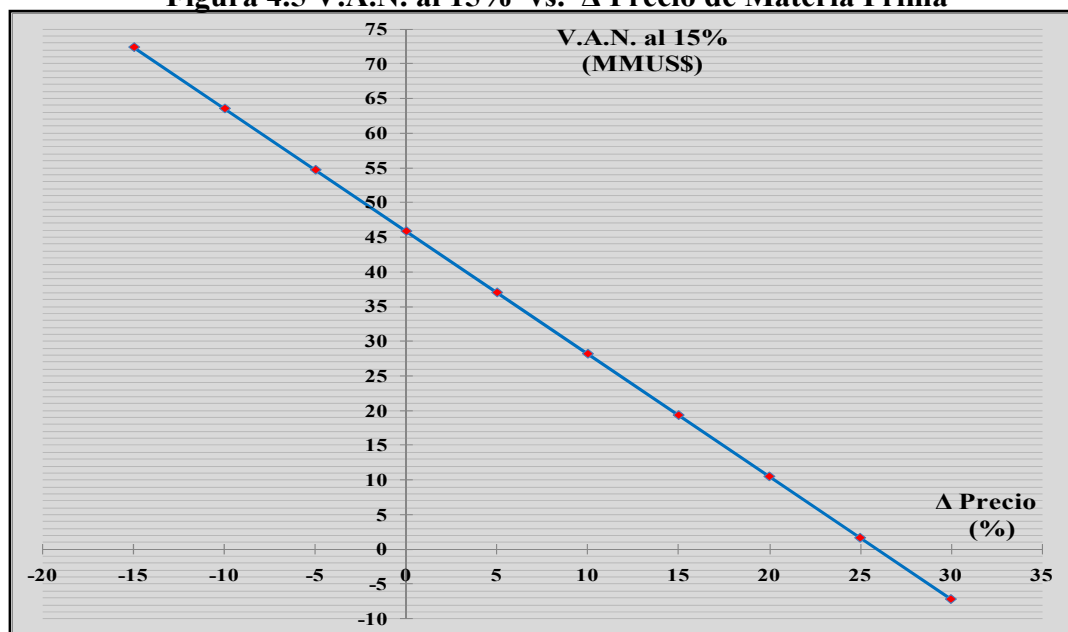
Tabla 4.16 Sensibilidad al Precio de la Materia Prima

Δ Precio (%)	Precio Gasolina Natural (US\$/Bbl)	V.A.N al 15% (MMUS\$)	T.I.R (%)
30	104,80	-7,19	9,99
25	100,77	1,65	16,12
20	96,74	10,50	21,91
15	92,71	19,34	27,45
10	88,68	28,19	32,96
5	84,65	37,03	38,29
Establecido	80,62	45,88	43,57
-5	76,59	54,72	48,81
-10	72,55	63,57	54,04
-15	68,52	72,41	59,23

Fuente: Elaboración propia

Según la tabla 4.16 se concluye que el precio de la materia prima podría incrementarse hasta un 25%, para que el proyecto siga siendo rentable.

Figura 4.5 V.A.N. al 15% vs. Δ Precio de Materia Prima



Fuente: Elaboración propia

1.2.3 Sensibilidad Múltiple

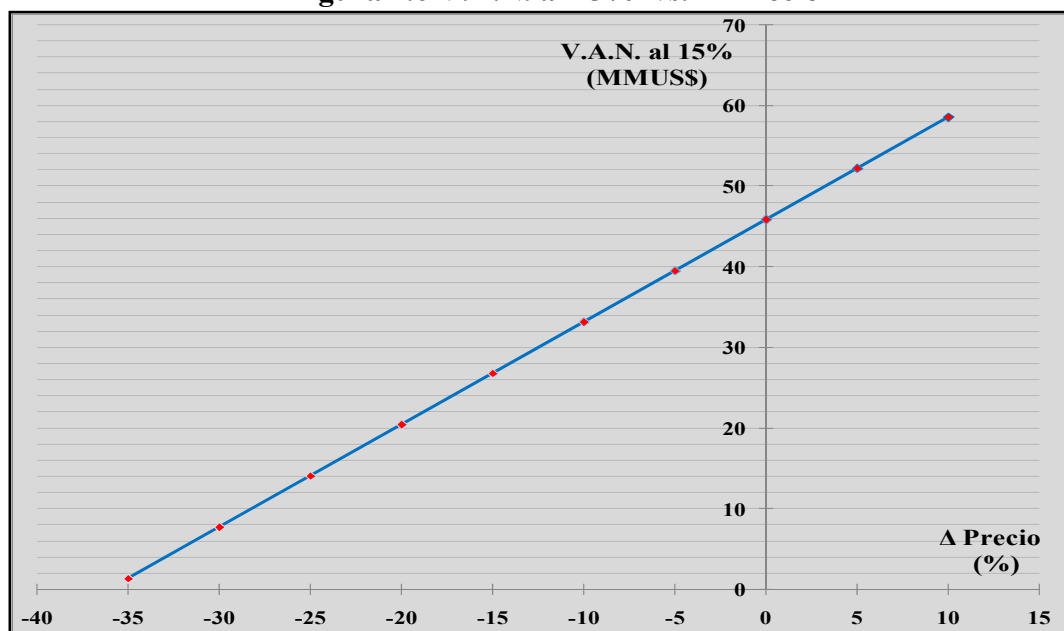
Se aplicará el análisis de sensibilidad al precio de venta de los productos obtenidos y al costo de la materia prima, resultando la siguiente tabla:

Tabla 4.17 Resultado de la Sensibilidad Múltiple

Δ Precio (%)	Precio (US\$/Bbl)			V.A.N al 15% (MMUS\$)	T.I.R (%)
	GAS 75,6 RON	GAS 91,5 RON	Gasolina Natural		
10	137,38	165,80	88,68	58,59	51,09
5	131,13	158,27	84,65	52,23	47,35
Establecido	124,89	150,73	80,62	45,88	43,57
-5	118,65	143,19	76,59	39,52	39,78
-10	112,40	135,66	72,55	33,16	35,97
-15	106,16	128,64	68,52	26,80	32,09
-20	99,91	120,58	64,49	20,45	28,18
-25	93,67	113,05	60,46	14,09	24,22
-30	87,42	105,51	56,43	7,73	20,13
-35	81,18	97,97	52,40	1,37	15,92

Fuente: Elaboración propia

Figura 4.6 V.A.N. al 15% vs. Δ Precio



Fuente: Elaboración propia

Observando la figura 4.6 se concluye que la disminución del precio tanto para los productos obtenidos como para la materia prima, solo acepta variaciones hasta un 35% para que el proyecto siga siendo rentable.

CAPÍTULO 5

ASPECTOS AMBIENTALES DEL PROYECTO

La expresión “aspectos ambientales” corresponde a un concepto clave en la gestión ambiental y en el desarrollo de estudios de impacto ambiental. Así la Norma Técnica Peruana (NTP-14001 y NTP-14004) define el aspecto ambiental como los elementos de las actividades, productos o servicios de una organización que pueden interactuar con el medio ambiente causándole un impacto beneficioso o adverso. Por ejemplo, una descarga, emisión, ruido, etc.

A modo de síntesis, este capítulo se limitará a establecer los aspectos ambientales que pudieran causar una afectación al medio ambiente producto de las actividades que se llevarán a cabo en las instalaciones de la planta proyectada.

Dentro de los aspectos ambientales, desde un punto de vista cualitativo, se considerarán aquellos que pudieran resultar tener un impacto medioambiental significativo. Así tenemos lo siguiente:

1.3 Emisiones Atmosféricas

Durante la operación normal de la planta de isomerización existirán dos tipos de emisiones atmosféricas, las provenientes del reactor de isomerización y las emisiones por fugas.

El reactor de isomerización posee una salida de gases (venteo), la cual contiene hidrocarburos ligeros (en este caso etano e isobutano) con trazas de hidrógeno. Esta corriente será llevada a una antorcha para su combustión debido a que desde una perspectiva medioambiental, sería peor emitir a la atmósfera estos hidrocarburos ligeros que los productos de su combustión.

Por tanto, debido a que las emisiones de gases serán incineradas, las emisiones de la planta serán agua y CO₂. El agua no posee efectos adversos, pero el dióxido de carbono sí, pero estos efectos son mucho menores al del resto de gases que se emitirían si no se produjera esta combustión. Además, al ser la cantidad de gases ligeros en la corriente de salida gaseosa del reactor de

isomerización muy pequeña, la cantidad emitida de CO₂ será bastante reducida.

Otro tipo de fugas son las debidas a los accesorios de algunos equipos tales como: las válvulas de ruptura, los discos de ruptura, etc. cuando actúan para aliviar la presión. Aunque se evitarán en la medida de lo posible mediante las medidas de seguridad pertinentes, tanto por tener efectos adversos sobre la salud de los trabajadores como sobre el medio ambiente, siempre existirán. Por ello se dispondrá de campanas extractores en diferentes puntos de la planta que recojan estas emisiones y las envíen a la misma red de eliminación de emisiones comentada anteriormente.

Para finalizar estas emisiones deben ser controladas mediante monitoreo a la calidad del aire a fin de cumplir con la regulación vigente.

1.4 Residuos Líquidos

En la planta, considerando las corrientes principales de materia prima y producto (combustibles), no se generan vertidos líquidos debido a que se disponen de las medidas de seguridad para evitar vertidos accidentales que puedan ocasionar daños tanto en la salud de los trabajadores como en el medio ambiente.

Las corrientes de agua del proceso, (refrigeración y calefacción) retornaran de nuevo al circuito cerrado de la red de agua de la planta, donde se le someterá a las operaciones de descontaminación y adecuación para los fines deseados. El agua de purga será eliminada por el desagüe debido a tener efectos adversos sobre el medio ambiente.

Con respecto a los aceites lubricantes de los equipos mecánicos (bombas, compresores, etc.), debido a los efecto adversos sobre el medio ambiente, serán enviados a una planta de tratamiento externa.

1.5 Residuos Sólidos

Los residuos sólidos que se pueden generar en la planta son los materiales de mantenimiento, reparación, cambio de equipos, etc. aunque estos materiales serán de mucha menor importancia debido a su poca cantidad y a los pocos

efectos que producen en el medio ambiente. Aun así, los metales se llevarán a empresas que gestionan su reciclado y los polímeros serán reciclados si es posible, en caso de no poder realizarse se enviarán a una empresa que se encargue de su eliminación (incineración, vertido controlado, etc.).

Los catalizadores suelen ser regenerados por los suministradores para recuperar el metal noble, por lo que no provocan residuo.

1.6 Ruido

El ruido ha sido definido desde el punto de vista físico como una superposición de sonidos de frecuencias e intensidades diferentes, sin una correlación de base. Fisiológicamente se considera que el ruido es cualquier sonido desagradable o molesto.

El ruido desde el punto de vista ocupacional puede definirse como el sonido que por sus características especiales es indeseado o que puede desencadenar daños a la salud.

Desde este enfoque, durante la operatividad de la planta de isomerización se generarán ruidos provenientes del funcionamiento de las bombas, compresores, etc. pero en menor intensidad no siendo muy significativos a diferencia de otros procesos que causan altos niveles de ruido.

Un caso anormal donde se pueden detectar ruido es en el mal funcionamiento de los equipos, debido a la falta de mantenimiento de estos, por lo que se recomienda su mantenimiento preventivo en los días de parada de la planta.

CAPÍTULO 6

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

1.7 Conclusiones

- La tecnología de proceso de transformación para incremento de octanaje de gasolinas a tomar en cuenta para el presente proyecto de tesis es el de la isomerización, debido a la disponibilidad y composición de la materia prima a utilizar y en la inversión a costear por ser una tecnología económica en comparación a otras.
- El tipo de proceso de isomerización a desarrollar será a baja temperatura empleando los catalizadores basados en óxidos metálicos en forma sulfatada.
- De acuerdo con el método de factores ponderados la mejor opción para localizar la planta de isomerización proyectada es en el departamento de Ucayali, específicamente en la ciudad de Pucallpa.
- La materia prima a emplear como carga (alimentación) al proceso de isomerización son los condensados o líquidos de gas natural (LGN), conocido también como gasolina natural, que existe en los campos de Aguaytía en la selva central del Perú.
- Para un factor de servicio 0,95 la cantidad de gasolina natural requerida para 10 años de operación de la planta proyectada será de 6 millones de barriles para procesar un volumen de 1800 barriles/día operativo.
- La planta de isomerización proyectada será de tipo directa en un paso (once through) con pre-fraccionamiento y comprenderá de 5 unidades que son:
 - La primera unidad de separación de productos,
 - La segunda unidad de separación de productos,
 - La unidad de isomerización,
 - La tercera unidad de separación de productos, y

- La unidad de enfriamiento de los productos finales obtenidos.
- La cantidad de los productos finales obtenidos en la planta de isomerización proyectada son:
 - Gasolina isomerizada 91,5 RON, en el orden de 1106,2 barriles/día operativo, destinado al blending de gasolinas.
 - Gasolina no isomerizada 75,6 RON, en el orden de 702,7 barriles/día operativo, destinado al blending de gasolinas.
 - Una corriente gaseosa de hidrógeno y otros hidrocarburos ligeros, en el orden de 3,833 m³/día operativo, destinado al sistema de antorcha para su combustión.
- En cuanto a la evaluación económica de la planta de isomerización proyectada, como se ha podido observar en el capítulo 4, se obtuvo un V.A.N. de 45,88 millones de dólares americanos al 15% de tasa de descuento y una T.I.R. de 43,57%, lo que demuestra que el proyecto es económicamente rentable y recomendable.
- El monto de inversión total de la planta proyectada es 38,63 millones de dólares americanos, el cual será recuperado en aproximadamente 3 años y 1 mes.
- Según el análisis de sensibilidad, la planta proyectada puede ser considerado aún económicamente rentable para:
 - Decrementos alrededor de 15% en el precio de los productos obtenidos, que vienen a ser la gasolina isomerizada y la gasolina no isomerizada que corresponden a RON de 91,5 y 75,6 respectivamente.
 - Incrementos de hasta un 25% en el precio de la materia prima, que viene a ser los condensados del gas natural proveniente de los campos de Aguaytía en Pucallpa, más conocido como gasolina natural.
 - Decrementos de hasta un 35% en el precio tanto para los productos obtenidos como para la materia prima.
- Desde una perspectiva del medio ambiente, el empleo de esta tecnología limpia conduce al mejoramiento de la calidad de las gasolinas, disminuyendo el uso de aditivos para elevar el número de octano de estos combustibles.

1.8 Recomendaciones

- La tecnología de proceso de isomerización para la obtención de gasolinas de alto octanaje están poco estudiadas en el Perú, por lo que sería recomendable continuar con proyectos similares que promuevan la búsqueda de alternativas

viables para la producción de estos combustibles a partir de otras materias primas.

- Para efectos del proyecto de tesis y con la información con que se cuenta se caracterizó la materia prima a partir de una curva de destilación ASTM D86, por lo que se recomienda efectuar un análisis cromatográfico de una muestra de condensado del gas natural de Aguaytía, a fin de obtener una caracterización más detallada y por ende realizar un diseño más real de la planta.
- Se recomienda la utilización de las gasolinas obtenidas del presente proyecto de tesis, como reemplazo de NFCC_{Total} en el pool o mezcla de gasolinas para obtener un producto de especificación (comercial).
- Según lo planteado en el ítem anterior, sería recomendable que el estado peruano a través del ministerio de energía y minas invierta en la construcción de la planta de isomerización en la selva del Perú, a fin de reducir la importación, traslado o compra de gasolinas de alto octanaje para la elaboración de estos combustibles destinados al parque automotor de la zona.

BIBLIOGRAFÍA

Libros

1. Baca Urbina, Gabriel; “Evaluación de Proyectos”, Ed. Mc. Graw Hill, 4^a Edición, México, 2001
2. Coulson & Richarson’s Chemical Engineering, Sinnott R.K.; “Chemical Engineering Design”, Vol. 6, Ed. Butterworth-Heinemann, 4^a Edición, Oxford U. K., 2005.
3. Fogler, H. Scott; “Elementos de Ingeniería de las Reacciones Químicas”, Ed. Prentice Hall, 4^a Edición, México, 2008.

4. Hong H. Lee; "Heterogeneous Reactor Design", Ed. Butterworth-Heinemann, New York, 1984.
5. Leprince, Pierre; "Conversion Processes", Tomo 3, Ed. Technip, Paris, 2001.
6. Ludwig, Ernest E.; "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants", Vol. 2 Ed. Butterworth-Heinemann, 3a Edición, U.S.A., 1997.
7. Ludwig, Ernest E.; "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants", Vol. 3 Ed. Butterworth-Heinemann, 3a Edición, U.S.A., 1999.
8. Maxwell, J.B.; "Data Book on Hydrocarbons: Application to Process Engineering", Ed. Van Nostrand, 9a Edición, New York, 1977.
9. Megyesy, Eugene F.; "Manual de Recipientes a Presión: Diseño y Cálculo", Ed. Limusa, 7a Edición, México, 1992.
10. Meyers, Robert A.; "Handbook of Petroleum Refining Processes", Ed. Mc. Graw Hill, 3a Edición, U.S.A.
11. Perry, R.H., Green, D.W. and Maloney, J.O.; "Manual del Ingeniero Químico", Vol. V, Ed. Mc. Graw Hill, 6a Edición, México, 1992.
12. Treybal, Robert E.; "Operaciones de Transferencia de Masa", Ed. Mc. Graw Hill, 2a Edición, México, 1980.
13. Turton, Richard; "Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes", Ed. Prentice Hall, 2a Edición, U.S.A., 2002.
14. Walas, Stanley M.; "Chemical Process Equipment: Selection and Design", Ed. Butterworth-Heinemann, U.S.A., 1990.
15. Wauquier, J.P.; "El Refino del Petróleo", Tomo 1, Ed. Díaz de Santos, Instituto Superior de la Energía (ISE), España, 2004.

Direcciones Electrónicas

16. <http://www.petroperu.com.pe>
17. <http://www.minem.gob.pe>
18. <http://www.osinerg.gob.pe>
19. <http://www.snmpe.org.pe>
20. <http://www.aguaytia.com>
21. <http://www.eia.doe.gov>
22. <http://www.che.com>
23. <http://www.quiminet.com>

24. <http://www.cheresources.com>
25. <http://webbook.nist.gov>
26. <http://www.uspto.gov>
27. <http://www.tema.org>
28. <http://www.hydrocarbonprocessing.com>
29. <http://www.epa.org>
30. <http://www.uop.com>
31. <http://www.vscht.cz/uchi/procesy/CCE05EETV.pdf>

Normas y Especificaciones

32. ASME, Boiler and Pressure Vessel Code, 2004
Sección VIII: Recipientes sujeto a presión. División I.
33. American Petroleum Institute (API)
Norma 650: Tanques de acero soldados para el almacenamiento de crudo,
10^a Edición, 1998.
34. Standards of the Tubular Exchanger Manufacturer Association, TEMA
Norma con adenda de 2007, 9^a Edición.

Patentes

35. US-5059741: “Proceso de Isomerización C5/C6”.
36. US-5326925: “Proceso de Isomerización para la Producción de 2,3 DMB”.

Publicaciones

37. “Refino, Gas y Marketing”; Módulo: Procesos de refino, Instituto Superior de la Energía (ISE), España, Setiembre de 2004.
38. “Guía de mejores técnicas disponibles en España del sector refino de petróleo”; Ministerio de Medio Ambiente, España, 2004.
39. “Colección de Tablas, Gráficas y Ecuaciones de Transmisión de Calor”; Departamento de Ingeniería Energética y Mecánica de fluidos de la Universidad de Sevilla, España, Enero de 2005.
40. “Heuristics in Chemical Engineering”; publicado por Butterworth-Heinemann, Boston, 1990.

41. “Bases del Proceso por Competencia Internacional para la Selección de Tecnologías y Contratación de Licenciamiento y Diseño de procesos del Proyecto Modernización de Refinería Talara de Petroperú S.A.”; No PCI-001-2008-OFP/PETROPERÚ.
42. “Tendency of Isomerization Process Development in Russia and Foreign Countries”; publicado por E.A. Yasakova, A.V. Sitdikova, Rusia, 2010.
43. “Dimensionamiento de Equipos de Transferencia de Calor”; Ontiveros, Jesús F., docente de la Facultad de Ingeniería de la Universidad de los Andes, Venezuela.
44. “Plan Referencial de Hidrocarburos 2007-2016”; Ministerio de energía y Minas del Perú.
45. Tesis Profesional: “Simulación Numérica de un Proceso de Isomerización de Parafinas C5 y C6 para la Obtención de Gasolinas de Alto Octanaje”; Gonzales C., Luis F., Facultad de Ingeniería de Petróleo y Gas Natural – UNI, Perú.
46. Separata: “Diseño de Equipos e Instalaciones”; Domingo M., Antonio M, docente del Departamento de Ingeniería Química y Textil – Universidad de Salamanca, España.
47. Separata: “Economía de los Procesos”; Porras S., Emilio F., docente de la Facultad de Ingeniería Química y Textil – UNI, Perú.
48. Separata: “Procesos de Refinación de Petróleo y Gas Natural”; Porras S., Emilio F., docente de la Facultad de Ingeniería Química y Textil – UNI, Perú.

Revistas

49. “Desde Adentro”; Sociedad Nacional de Minería, petróleo y Energía, Enero 2010.
50. “Boletín Trimestral de Hidrocarburos Líquidos”; Gerencia de Fiscalización de Hidrocarburos Líquidos de OSINERGMIN, 2009-3.

Paquetes de Software

51. “Chemcad” versión 6.1.4; software para la simulación de procesos químicos industriales, desarrollado por Chemstations Inc.
52. “Epcor - API Technical Data Book”; 7a Edición, software que abarca datos técnicos e ingeniería de procesos para la industria petrolera y de gas, desarrollado por Epcor International-API Tech Data Committee.