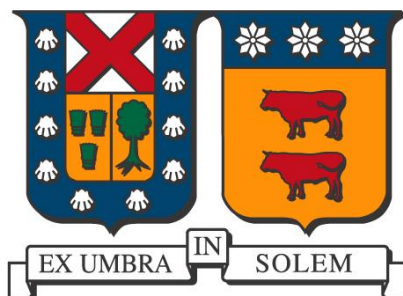


UNIVERSIDAD TÉCNICA FEDERICO SANTA MARÍA
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AMBIENTAL
VALPARAÍSO, CHILE



**“ANÁLISIS DE ESCENARIOS COMERCIALES FUTUROS Y SU IMPACTO
TÉCNICO/ECONÓMICO EN PLANTAS DE ENAP REFINERÍAS
ACONCAGUA”**

JAVIERA BELÉN GIACONI GONZÁLEZ

**MEMORIA DE TITULACIÓN PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERO
CIVIL QUÍMICO**

PROFESOR GUÍA

DANIEL RAMÍREZ

INGENIERO CORREFERENTE

CRISTIAN BRAVO

Noviembre, 2019

I. Agradecimientos

Durante la elaboración de esta memoria tuve el apoyo de muchas personas, las cuales fueron muy importantes para lograr finalizar este trabajo y así también llegar al final de esta etapa universitaria de pregrado.

En primer lugar, quiero agradecer a mi familia, por su apoyo incondicional, especialmente a mi mamá Magaly y a mis tatas Sonia y Hernán.

Además, agradecer a la Empresa Nacional del Petróleo, específicamente a la Refinería Aconcagua por darme la oportunidad de trabajar con ellos y desarrollar este trabajo. A las divisiones procesos y aplicaciones por su disposición y buen recibimiento y a todos a quienes se cruzaron y me ayudaron en este camino. También a mi tutor, don Cristian Bravo y a mi profesor guía Daniel Ramírez por su ayuda y apoyo.

II. Resumen Ejecutivo

En el presente trabajo se realiza una descripción del escenario comercial actual y futuro de ENAP Refinerías S.A. Del escenario actual se extrae que el principal combustible consumido a nivel nacional corresponde al petróleo diésel que tiene una demanda de 9.686.000 [m³/año], de la cual ENAP abastece un 55%, seguido por la gasolina con una demanda de 4.750.000 [m³/año], de la cual ENAP abastece el 94%, luego por el gas licuado de petróleo, el kerosene y finalmente los petróleos combustibles. En el escenario futuro del mercado nacional se espera que el consumo de petróleo diésel aumente en un 3,8% anual y el consumo de kerosene en un 3,0% anual, ambos entre el 2020 y 2030, siendo estos dos los productos con mayor aumento de demanda en los próximos años. Para las gasolinas y el gas licuado de petróleo también se espera un aumento de su consumo, pero en menor medida, mientras que para los petróleos combustibles se espera que su consumo disminuya.

Por otro lado, respecto a los márgenes de refinación de cada uno de los productos, se estudiaron los dos productos más demandados que corresponden al diésel y a la gasolina. De acuerdo con la historia de los precios del petróleo WTI y sus productos derivados en el mercado de la costa del golfo, se tiene que el diésel tiene un margen de refinación aproximado mayor al de la gasolina con un valor promedio de 114,62 [US\$/m³] para los últimos 5 años comparado con los 90,3 [US\$/m³] promedio de la gasolina en los últimos 5 años. Además, el diésel tiene un margen más estable, ya que la gasolina tiene una componente estacional influenciada principalmente por la diferencia del consumo en Estados Unidos durante los meses de verano e invierno, lo que provoca una reducción significativa de su margen de refinación. También se realizó un estudio de la proyección de los márgenes de refinación para ambos productos a partir de los datos proporcionados por la EIA de sus proyecciones a largo plazo hasta el 2050, los resultados fueron que el margen de refinación del diésel aumentaría en los próximos años alcanzando un valor promedio de 140,6 [US\$/m³] y el de la gasolina disminuiría a un promedio de 77,6 [US\$/m³].

Entonces, a partir del escenario comercial actual y el escenario comercial futuro es que se recomienda a la refinería aumentar su flexibilidad operacional para poder cambiar la producción entre maximización de diésel y gasolina de acuerdo a los requerimientos del mercado. Como la refinería actualmente es una refinería centrada en la unidad de craqueo catalítico, que es la principal unidad de conversión de la planta, y por lo tanto su producto principal es la gasolina, es que se realizan recomendaciones para la maximización de producción de diésel.

La primera modificación recomendada corresponde a la mejora de la separación por destilación en las unidades de *Topping* y Vacío. Para ello es que se debe mejorar la eficiencia de separación y la razón Líquido/Vapor de la torre atmosférica y así evitar que el diésel sea arrastrado por los productos más pesados o se puede alimentar el *gas oil* de la columna atmosférica a la columna de vacío e incorporar una extracción de diésel en el tope de esta para retirar el diésel que ha sido arrastrado y así evitar que este ingrese a unidades de conversión posteriores. La segunda recomendación corresponde a un cambio de catalizador de la unidad de craqueo catalítico de forma de maximizar la producción de COL, en vez de la producción de gasolina, eligiendo un catalizador con menor razón de áreas superficiales zeolita/matriz, menor actividad y mayor tolerancia a contaminantes, que permita mantener el octanaje de la gasolina producida y la producción de gas licuado. La tercera recomendación corresponde a una disminución de la severidad de operación de la unidad de craqueo catalítico para maximizar la producción de COL evitando así craquear excesivamente la alimentación y que se convierta en gasolina o gas licuado de petróleo, para ello es necesario disminuir la temperatura del *riser* de la unidad,

ajustar la razón alimentación catalizador y ajustar nuevamente el balance de energía del conjunto regenerador-reactor. Finalmente, la cuarta recomendación corresponde a la instalación de una unidad de desasfaltación con solventes previo a la unidad de coquización retardada para poder separar el residuo de vacío en alimentación que puede ser procesada en unidades de hidrocrqueo y así ser convertida el diésel y en alimentación que debe ser dirigida a una unidad de conversión de residuos como lo es el *Coker*.

A partir de los balances de masa de cada una de las modificaciones fue posible determinar el aumento de la producción de diésel que se obtendría con cada una de ellas. En el caso de la primera modificación, se obtiene un aumento neto de producción de diésel igual a 235 [m³/d] considerando que el diésel recuperado en la unidad de vacío ya no es alimentado a las unidades aguas abajo. En el caso de la segunda y tercera modificación, mediante simulaciones en el programa Aspen HYSYS v10 variando la actividad del catalizador y la temperatura del *riser* respectivamente se obtuvo que la producción de COL aumentaría en 71 [m³/d] frente a una reducción de 10% MAT del catalizador y en 80 [m³/d] frente a una disminución en 30 [°C] de la temperatura del *riser*. Finalmente, si se instala la unidad de desasfaltación con solventes manteniendo la producción de residuo de vacío se aumenta la producción de diésel en 238 [m³/d].

Para evaluar la factibilidad económica de cada una de las modificaciones recomendadas se realizó una estimación de la inversión inicial del proyecto y se calculó un flujo de caja. Los resultados del flujo de caja se evalúan principalmente respecto a los indicadores económicos VAN y TIR. El primer proyecto de modificación a la unidad de vacío tiene un VAN de US\$ 17.497.629 y una tasa interna de retorno igual al 57%. El segundo proyecto de cambio de catalizador de la unidad de craqueo catalítico tiene un VAN de US\$ -8.423.509. El tercer proyecto de disminución de la severidad de craqueo catalítico tiene un VAN de US\$ 21.540.998 y finalmente el último proyecto de instalación de la unidad SDA tiene un VAN igual a US\$ -49.857.475 y una TIR de -0.13%.

Como resultado de los análisis de sensibilidad para cada uno de los proyectos se tiene que en el primer proyecto con una disminución de un 31.4% en el margen del diésel o con un aumento de un 97% en el margen de la gasolina el proyecto se vuelve no rentable. En el segundo proyecto con un aumento de un 36,8% en el margen de diésel o una disminución en un 54% en el margen de la gasolina, este se vuelve rentable. El tercer proyecto no se ve afectado significativamente por ninguna de las variables estudiadas. Finalmente, el cuarto proyecto con un aumento en un 91% en el margen del diésel o una disminución de la inversión en un 41% o un aumento en la alimentación de la planta en un 78% el proyecto se vuelve rentable.

III. Glosario

A continuación, se presenta una sección donde se definen las siglas utilizadas en el desarrollo de este documento y además se presenta una lista de definiciones de las palabras utilizadas en inglés, que se encuentran en el texto en cursiva.

Siglas

AGO: Atmospheric Gas Oil, en español Gasóleo Atmosférico.	GLP: Gas Licuado de Petróleo.
API: American Petroleum Institute, en español Instituto Americano del Petróleo.	GOL: Gas Oil Liviano o gasóleo liviano.
ARU: Amine Recovery Unit, en español Unidad de Recuperación de Aminas.	GOM: Gas Oil Medio o gasóleo medio.
BTX: Benceno, Tolueno, Xileno.	GONC: Gas Oil No Convertido o Gasóleo No Convertido.
CCR: Continuous Catalytic Reforming, en español Reformación Catalítica Continua.	GOP: Gas Oil Pesado o Gasóleo Pesado.
CDU: Crude Distillation Unit, en español Unidad de Destilación de Crudo.	GOV: Gas Oil Virgen o Gasóleo Virgen.
COL: Cycle Oils Ligero.	HCGO: Heavy Coker Gas Oil, en español Gasóleo Pesado de la unidad de Coquización Retardada.
COP: Cycle Oils Pesado.	HCK: Hydrocracking, en español hidrocraqueo.
CRU: Catalytic Reforming Unit, en español Unidad de Reformación Catalítica.	HCN: Heavy Catalytic Naphtha, en español nafta catalítica pesada.
DAO: Deasphalted Oil, en español Aceite Desasfaltado.	HDG: Hidrodesulfuración de Gasolina.
DCU: Delayed Coker Unit, en español Unidad de Coquización Retardada.	HDT: Diesel Hydrotreating Unit, en español Unidad de Hidrotratamiento de Diésel.
DEA: Dietanolamina	HVGO: Heavy Vacuum Gas Oil, en español, gasóleo de vacío pesado.
D/G: Razón de producción de Diésel-Gasolina de la refinería.	ICE: Intercontinental Exchange, en español Bolsa Intercontinental.
EIA: Energy Information Administration o en español Administración de Información Energética.	IEA: International Energy Agency, en español Agencia Internacional de la Energía.
EPA: Environmental Protection Agency, en español Agencia de Protección Ambiental.	IFO: Intermediate Fuel Oil, en español Fuelóleo Intermedio.
FCC: Fluid Catalytic Cracking, en español Craqueo Catalítico Fluidizado.	LCGO: Light Coker Gas Oil, en español gasóleo ligero de la unidad de coquización retardada.
FOB: Free On Board, en español Libre a bordo.	LCN: Light Catalytic Naphtha, en español Nafta Catalítica Ligera.

LNHT: Light Naphtha Hydrotreatment, en español Hidrotratamiento de Nafta Ligera.	SAR: Spent Sulfuric Acid Recovery, en español Recuperación de Ácido Sulfúrico Gastado.
L/V: Razón molar Líquido- Vapor en una columna de destilación.	SDA: Solvent Deasphalting, en español Desasfaltado con Solventes.
LVGO: Light Vacuum Gas Oil, en español Gasóleo de Vacío Ligero.	SHU: Selective Hydrogenation Unit, en español Unidad de Hidrogenación Selectiva.
MDEA: Metildietanolamina	SR: Straight Run, en español Destilación Directa.
MHC: Mild Hydrocracking, en español Hidrocraqueo Suave.	SWS: Sour Water Stripper, en español <i>Stripper</i> de Aguas Ácidas.
MON: Motor Octane Number, en español Numero Octano de Motor.	TBP: True Boiling Point, en español Punto de Ebullición Real.
MVGO: Middle Vacuum Gas Oil, en español Gasóleo de Vacío Medio.	TIR: Tasa Interna de Retorno.
NHT: Naphtha Hydrotreatment, en español Hidrotratamiento de Nafta.	ULSD: Ultra Low Sulfur Diesel, en español Diésel Ultra Bajo en Azufre.
NYMEX: New York Mercantile Exchange, en español Bolsa Mercantil de Nueva York.	URA: Unidad Recuperadora de Azufre.
OECD: Organisation for Economic Co-operation and Development, en español Organización para la Cooperación y el Desarrollo Económicos.	VAN: Valor Actual Neto.
OMI: Organización Marítima Internacional.	VDU: Vacuum Distillation Unit, en español Unidad de Destilación al Vacío.
OPEC: Organization of the Petroleum Exporting Countries, en español Organización de Países Exportadores de Petróleo.	VGO: Vacuum Gas Oil, en español Gasóleo de Vacío.
PFE: Punto Final de Ebullición.	WTI: West Texas Intermediate, crudo de Texas.
PIE: Punto Inicial de Ebullición.	Z/M: Razón de áreas superficiales Zeolita-Matriz.
PPDA: Plan de Prevención y Descontaminación Atmosférica.	
RFCC: Residue Fluid Catalytic Cracking, en español Craqueo Catalítico Fluidizado de Residuo.	
RON: Research Octane Number, en español Número Octano de Investigación.	

Palabras en inglés

Blending: Proceso de mezclado.

Blowdown: Purga de Gas.

Coker: Unidad de Coquización Retardada.

Crack Spread: Forma de estimación del cálculo del margen de refinación.

Corresponde a la diferencia entre el precio de venta de los productos derivados del petróleo y el precio del crudo.

Commodity: Mercancía, Materia Prima.

Cycle Oil: Producto de la unidad FCC que dependiendo si es ligero o pesado tiene material en el rango de ebullición del diésel o del fuelóleo, además contiene una gran cantidad de contaminantes.

Flash Drum: tambor flash o tambor de separación o tambor de evaporación.

Fuel Oil: Fuelóleo, combustible derivado del petróleo más pesado que el diésel.

Gas Oil: Gasóleo, compuestos derivados del petróleo más pesados que el diésel que son la alimentación a las unidades de conversión de la refinería.

K.O. Drum: tambor de separación gas-líquido.

Overflash: corresponde a la cantidad de alimentación de una columna de destilación que se vaporiza en la zona flash y que retorna a la misma como líquido.

Payback: periodo que toma un proyecto retornar los costos asociados a la inversión inicial.

Pitch: Parte más pesada del crudo de petróleo o residuo de petróleo.

Quench: Corriente de enfriamiento.

Revamping: Renovación, ampliación, mejora, modernización

Riser: Tubo vertical del reactor de la unidad de FCC por donde se alimenta la unidad con una mezcla de gasóleos y catalizador.

Scrubber: Columna lavadora o Depurador que mediante un líquido remueve contaminantes de una corriente gaseosa.

Slop: desechos o productos fuera de especificación.

Slurry Oil: Producto de fondo de la fraccionadora principal de la unidad FCC denominado en español barro.

Splitter: Separador o divisor de corrientes.

Stripper: Equipo donde ocurre el proceso de separación por desorción con vapor.

Stripping: Proceso de separación de compuestos livianos en una corriente por medio de vapor de agua mediante desorción.

Tail Gas: gas de cola que sale de la unidad recuperadora de azufre o de la unidad de remoción de H₂S

Topping: Destilación Atmosférica de petróleo crudo.

Torch Oil: Gasóleo quemado en el regenerador de la unidad de FCC para satisfacer los requerimientos energéticos de la unidad normalmente utilizado en la puesta en marcha, detención o condiciones de requerimiento energético por insuficiente producción de coque.

Weir: presa de la bandeja de la columna de fraccionamiento.

Fuel gas: gas combustible más liviano que el GLP.

IV. Índice General

I. Agradecimientos.....	2
II. Resumen Ejecutivo.....	3
III. Glosario	5
IV. Índice General.....	8
V. Índice de Figuras.....	12
VI. Índice de Tablas.....	14
VII. Introducción	16
VIII. Alcances.....	18
1. Objetivos.....	18
1.1. Objetivo General.....	18
1.2. Objetivos Específicos.....	18
2. Exclusiones	18
IX. Antecedentes.....	19
1. Antecedentes Generales.....	19
2. Antecedentes Comerciales.....	22
2.1. Petróleo Diésel.....	23
2.2. Gasolina Automotriz.....	28
2.3. Kerosenes.....	33
2.4. Petróleos Combustibles.....	39
2.5. Gas Licuado.....	43
3. Antecedentes Técnicos.....	48
3.1. Descripción del Proceso.....	49
3.1.1. Plantas de Separación o Destilación.....	49
3.1.1.1. <i>Topping</i> I y Vacío I.....	49
3.1.1.2. <i>Topping</i> II y Vacío II.....	52
3.1.2. Plantas de Conversión.....	55
3.1.2.1 Craqueo Catalítico.....	55
3.1.2.2. Hidrocraqueo.....	57
3.1.2.3. Hidrocraqueo Suave.....	60
3.1.2.4. Coquización Retardada.....	63
3.1.3. Plantas Secundarias.....	67
3.1.3.1. Hidrotratamiento de Diésel.....	67
3.1.3.2. Hidrotratamiento de Gasolina.....	67
3.1.3.3. Planta Fraccionadora de Gasolina.....	68

3.1.3.4. Isomerización.....	68
3.1.3.5. Alquilación.	69
3.1.3.6. Reformación.	69
3.1.3.7. Merox I, II, III y IV.....	70
3.1.3.8. Tratamiento 1, 2 y 3.	71
3.1.3.9. Planta de Tratamiento de Efluentes.....	72
3.1.3.10. Unidad de Recuperación de Azufre (URA).	73
3.1.3.11. Unidad de Tratamiento de Aguas Ácidas I y II.....	74
3.1.3.12. Unidad de Regeneración de Aminas (ARU).....	74
3.1.3.13. MDEA.	75
3.1.3.14. Proceso de Hidrogenación Selectiva (SHP).....	75
3.1.3.15. Unidad de Recuperación de Ácido Gastado (SAR).....	76
3.1.3.16. Solventes.....	76
3.1.3.17. <i>Blending</i>	76
3.1.3.18. Almacenamiento.	77
X. Proyección de la Demanda Futura y Definición del Escenario.....	79
1. Proyecciones del Consumo de Combustibles ENAP.....	79
1.1. Petróleo Diésel.....	79
1.2. Gasolinas.	80
1.3. Kerosenes.	80
1.4. Petróleos Combustibles.....	81
1.5. Gas Licuado de Petróleo.	82
1.6. Resumen de los resultados.	83
2. Rentabilidad del Negocio de Refinación.	86
2.1. Definiciones Generales.	86
2.2. Política Comercial de ENAP.....	87
2.2.1. Impuesto Específico.....	88
2.2.2. Mecanismo De Estabilización De Precios De Los Combustibles.....	88
2.2.3. Fondo de Estabilización de Precios del Petróleo.	89
2.3. Rol de la Comisión Nacional de Energía en la Tarificación de Hidrocarburos.....	89
2.4. Crack Spread.	89
2.5. Crack Spread en EE. UU. Proyectados por la EIA.....	94
2.6. Comentarios sobre el Mercado Mundial Futuro.....	95
XI. Análisis Técnico de Impacto en Unidades de Refinería Aconcagua.....	98
1. Modificaciones en CDU y VDU.....	98
1.1. Cambio en los puntos de corte de Topping.....	99

1.2.	Modificación de la columna de destilación atmosférica.	100
1.3.	Modificación de la columna de vacío.	104
1.3.1.	Aumento de la Recuperación de VGO.....	105
1.3.2.	Determinación del aumento de recuperación de diésel en DCU y VCU.....	108
1.3.3.	Objetivos del aumento de la recuperación de diésel.	109
1.3.4.	Balances de Masa.	109
2.	Modificaciones en la unidad de craqueo catalítico.....	111
2.1.	Ajuste en los puntos de corte del fraccionador principal de FCC.....	111
2.2.	Optimización del Catalizador de FCC.	113
2.2.1.	Catalizadores FCC.	113
2.2.2.	Recomendación de catalizadores FCC para maximización de diésel.....	115
2.2.3.	Simulación Actividad de Catalizador FCC.....	117
2.3.	Maximización del punto final del COL.....	120
2.4.	Disminución de la severidad de operación de FCC.	121
2.4.1.	Torre de stripping de slurry oil de FCC.	124
2.4.2.	Reciclo de COP.	125
2.4.3.	Fuego directo en el regenerador con combustible.	125
2.4.4.	Medidas Implementadas en la Refinería.	125
2.4.5.	Simulación Severidad de la Operación de FCC.....	126
2.5.	Incremento en la Severidad de Craqueo en FCC.	128
2.6.	Aumento de la producción de diésel a partir de subproductos de FCC.	129
2.7.	Optimización de la severidad del hidrotreamiento de la alimentación de FCC....	130
3.	Procesamiento de residuos pesados para maximizar la producción de diésel.....	131
3.1.	Tecnologías de Conversión de Residuos.....	131
3.2.	Integración de las Unidades DCU y SDA.	134
4.	Resumen de las propuestas.	141
5.	Modificaciones Extra.....	142
5.1.	Modificar la selección de crudo.....	142
5.2.	Instalación de una nueva unidad de hidrocraqueo.	142
5.3.	Producción de Materias Primas para la Producción de Petroquímicos.	143
5.3.1.	Producción de Propileno.....	143
5.3.2.	Producción de Aromáticos (BTX).	145
5.4.	Producción de Aceites Lubricantes.....	145
XII.	Estimación de costos y Evaluación Económica de las Modificaciones	146
1.	Estimación de la Inversión.....	146
1.1.	Inversión Modificación Columna Atmosférica Topping I.	146

1.2.	Inversión Modificación Columna de Destilación Vacío I.....	146
1.3.	Inversión Cambio Catalizador FCC e Disminución de Severidad.....	149
1.4.	Inversión Instalación Planta SDA.....	150
2.	Evaluación Económica.....	150
2.1.	Criterios de Evaluación de los Proyectos.....	150
2.1.1.	Tipo de Evaluación.....	150
2.1.2.	Criterio Incremental.....	150
2.1.3.	Inversión.....	150
2.1.4.	Capital de Trabajo Operacional.....	150
2.1.5.	Beneficios económicos.....	151
2.1.6.	Costos que considerar.....	151
2.1.7.	Impuestos.....	151
2.1.8.	Tasa de Descuento.....	151
2.1.9.	Tipo de Cambio.....	151
2.1.10.	Periodo de Evaluación.....	151
2.1.11.	Depreciación y Valor Residual.....	151
2.2.	Flujos de Caja.....	151
2.2.1.	Cálculos Generales.....	151
2.2.1.1.	Precios de Venta y Compra.....	151
2.2.1.2.	Variaciones en la producción.....	152
2.2.1.3.	Períodos de Cálculo.....	152
2.2.1.4.	Ingresos y Egresos No Operacionales.....	153
2.2.2.	Flujo de Caja Modificación Unidad de Destilación al Vacío.....	153
2.2.3.	Flujo de Caja Cambio Catalizador FCC.....	155
2.2.4.	Flujo de Caja Disminución Severidad FCC.....	158
2.2.5.	Flujo de Caja Instalación SDA.....	160
2.3.	Evaluación de los Criterios Económicos.....	162
2.3.1.	Modificación Unidad de Vacío.....	163
2.3.2.	Cambio Catalizador FCC.....	163
2.3.3.	Disminución Severidad FCC.....	163
2.3.4.	Instalación unidad SDA.....	163
2.4.	Análisis de Sensibilidad y Resultados.....	163
2.4.1.	Modificación Unidad de Destilación al Vacío.....	163
2.4.2.	Cambio de Catalizador en Unidad FCC.....	165
2.4.3.	Disminución de la Severidad en la Unidad FCC.....	167
2.4.4.	Instalación de una unidad SDA.....	169

XIII. Recomendaciones.....	172
XIV. Conclusión.....	173
XV. Bibliografía.....	175
XVI. Anexos.....	182
Anexo N°1.....	182
Anexo N°2.....	183
Anexo N°3.....	184
Anexo N°4.....	185

V. Índice de Figuras

Figura 1 Mapa Aéreo de la Refinería Aconcagua.....	20
Figura 2 Esquema de Productos ENAP Refinería Aconcagua.....	21
Figura 3 Participación de las Ventas de ENAP en el Mercado Nacional.....	22
Figura 4 Ingresos por ventas de combustibles ENAP.....	23
Figura 5 Consumo Nacional de Petróleo Diésel 2012-2017.....	24
Figura 6 Ventas de Petróleo Diésel ENAP 2012-2018.....	26
Figura 7 Mercado y Ventas Nacionales de Petróleo Diésel 2012-2018.....	26
Figura 8 Participación de la Producción de ENAP en el Mercado Nacional del Diésel.....	27
Figura 9 Producción de Petróleo Diésel ENAP y ERA 2012-2018.....	28
Figura 10 Consumo Nacional de Gasolinas 2012-2018.....	29
Figura 11 Rendimiento Vehicular a través de los Años.....	30
Figura 12 Ventas de Gasolina ENAP 2012-2018.....	31
Figura 13 Mercado y Ventas de Gasolinas 2012-2018.....	31
Figura 14 Participación de la Producción de ENAP en el Mercado Nacional de Gasolinas Vehiculares.....	32
Figura 15 Producción de Gasolinas ENAP y ERA.....	33
Figura 16 Consumo Nacional de Kerosenes 2012-2018.....	34
Figura 17 Evolución del Tráfico Aéreo de Pasajeros en Chile.....	35
Figura 18 Evolución del Tráfico Aéreo de Carga en Chile.....	35
Figura 19 Ventas de Kerosenes ENAP 2012-2018.....	36
Figura 20 Mercado y Ventas de Kerosenes 2012-2018.....	37
Figura 21 Participación de la producción de ENAP en el Mercado Nacional de los Kerosenes.....	38
Figura 22 Producción de Kerosenes ENAP y ERA 2012-2018.....	38
Figura 23 Consumo Nacional de Petróleos Combustibles 2012-2018.....	39
Figura 24 Ventas de Petróleos Combustibles ENAP 2012-2018.....	40

Figura 25 Mercado y Ventas de Petróleos Combustibles 2012-2018	41
Figura 26 Participación de la Producción de ENAP en el Mercado Nacional de los petróleos combustibles.....	42
Figura 27 Producción de Petróleos Combustibles ENAP y ERA 2012-2018.	42
Figura 28 Consumo Nacional de GLP 2012-2018.....	44
Figura 29 Ventas de GLP ENAP 2012-2018.....	45
Figura 30 Mercado y Ventas de GLP 2012-2018	46
Figura 31 Producción de Gasolinas ENAP y ERA 2012-2018.....	47
Figura 32 Participación de la Producción de ENAP en el Mercado Nacional de GLP.....	47
Figura 33 Diagrama de Bloques General ERA.....	78
Figura 34 Proyección del Consumo Nacional de Petróleo Diésel 2012-2030.....	79
Figura 35 Proyección del Consumo Nacional de Gasolinas 2012-2030	80
Figura 36 Proyección del Consumo Nacional de Kerosenes 2012-2030	81
Figura 37 Proyección del Consumo Nacional de Petróleos Combustibles 2012-2030	82
Figura 38 Proyección del Consumo Nacional de GLP 2012-2030	83
Figura 39 Precios WTI, Gasolina Convencional y ULS Diésel N°2	91
Figura 40 Crack Spread Gasolina Convencional respecto WTI	92
Figura 41 Crack Spread ULS Diésel N°2 respecto WTI.....	93
Figura 42 Crack Spread Diésel Transporte (WTI).....	94
Figura 43 Crack Spread Gasolina (WTI)	95
Figura 44 Curva de Destilación E-130.....	100
Figura 45 Diagrama del Interior de una columna de Destilación	103
Figura 46 Curva de Destilación Productos Fraccionadora Principal de FCC.....	112
Figura 47 Producción de COL y Slurry Oil según Conversión y razón Z/M	117
Figura 48 Rendimiento de Productos FCC según % MAT del Catalizador	119
Figura 49 RON Gasolina FCC según %MAT del Catalizador	120
Figura 50 Especificaciones COL según %MAT del Catalizador	120
Figura 51 Rendimiento de Productos FCC según Temperatura riser.....	127
Figura 52 RON Gasolina FCC según Temperatura riser.....	127
Figura 53 Especificaciones COL según Temperatura riser	128
Figura 54 Contaminantes en el DAO v/s Rendimiento de DAO	135
Figura 55 Diagrama de Procesos de una Planta de SDA integrada con DCU.....	136
Figura 56 Rendimientos de productos líquidos y coque en DCU y DCU+SDA	137
Figura 57 Proyección de la Producción y Demanda de Propileno 2003-2027	144
Figura 58 Nueva Sección Tope Columna E-132	147
Figura 59 Configuración Instalación Válvulas de Control.....	147
Figura 60 Proyección Precio Crudo y Precio Venta Productos ERA	152

Figura 61 Variación VAN y TIR respecto al Margen del Diésel Flujo de Caja 1	164
Figura 62 Variación VAN y TIR respecto al Margen de la Gasolina Flujo de Caja 1.....	165
Figura 63 Variación VAN y TIR en distintos escenarios Flujo de Caja 1	165
Figura 64 Variación VAN respecto al Margen del Diésel Flujo de Caja 2	166
Figura 65 Variación VAN respecto al Margen de la Gasolina Flujo de Caja 2.....	167
Figura 66 Variación VAN en distintos escenarios Flujo de Caja 2	167
Figura 67 Variación VAN respecto al Margen de Diésel Flujo de Caja 3	168
Figura 68 Variación VAN en distintos escenarios Flujo de Caja 3	169
Figura 69 Variación VAN y TIR respecto al Margen de Diésel Flujo de Caja 4	170
Figura 70 Variación VAN y TIR respecto a Inversión Inicial Flujo de Caja 4	170
Figura 71 Variación VAN y TIR respecto a Alimentación Flujo de Caja 4.....	171
Figura 72 Variación VAN y TIR en distintos escenarios.....	171
Figura 73 Crack Spread Másico Gasolina Convencional y ULS Diésel N°2 (WTI)	182
Figura 74 Proyecciones de los Crack Spread Másico de la Gasolina y el Diésel (WTI)	182
Figura 75 Cálculos Ingresos y Egresos Operacionales Modificación Vacío Parte 1	185
Figura 76 Cálculos Ingresos y Egresos Operacionales Modificación Vacío Parte 2	185
Figura 77 Cálculos Ingresos y Egresos Operacionales Cambio Catalizador Parte 1	186
Figura 78 Cálculos Ingresos y Egresos Operacionales Cambio Catalizador Parte 2	186
Figura 79 Cálculos Ingresos y Egresos Operacionales Incremento Severidad Parte 1	186
Figura 80 Cálculos Ingresos y Egresos Operacionales Incremento Severidad Parte 2	187
Figura 81 Cálculos Ingresos y Egresos Operacionales Instalación SDA Parte 1	187
Figura 82 Cálculos Ingresos y Egresos Operacionales Instalación SDA Parte 2	187

VI. Índice de Tablas

Tabla 1 Parque vehicular de Chile (2012-2018).....	24
Tabla 2 Participación en el parque vehicular según el tipo de motor.....	25
Tabla 3 Consumo, Producción y Brecha o Excedente de Gasolinas y GLP.....	83
Tabla 4 Consumo, Producción y Brecha o Excedente de Kerosenes y Petróleo Diésel.....	84
Tabla 5 Consumo, Producción y Brecha o Excedente de Petróleos Combustibles.....	85
Tabla 6 Producción de Diésel Unidad de Vacío 1 con y sin Modificación	109
Tabla 7 Rendimientos MHC y Productos.....	110
Tabla 8 Rendimientos FCC y Productos	110
Tabla 9 Propiedades del Catalizador Actual de FCC.....	113
Tabla 10 Condiciones Base de Operación de FCC	117
Tabla 11 Propiedades de la alimentación de la Planta Piloto KBR y de FCC ERA	121

Tabla 12 Propiedades del Catalizador Planta Piloto KBR y de FCC ERA	122
Tabla 13 Datos de Operación de la Planta Piloto KBR.....	122
Tabla 14 Rendimientos SDA + Coker	137
Tabla 15 Rendimiento y Producción SDA+DCU Escenario 1	138
Tabla 16 Rendimiento y Producción HCK Escenario 1.....	138
Tabla 17 Rendimientos y Producción DCU Escenario 1	138
Tabla 18 Variación Producción Escenario 1	139
Tabla 19 Rendimientos y Producción SDA+DCU Escenario 2	139
Tabla 20 Rendimientos y Producción HCK Escenario 2	139
Tabla 21 Rendimientos y Producción DCU Escenario 2	139
Tabla 22 Variación Producción Escenario 2	140
Tabla 23 Resumen Modificaciones.....	141
Tabla 24 Productos de la Destilación de distintos Crudos	142
Tabla 25 Estimación Inversión Cambio Internos Sección AGO-Diésel E-130.....	146
Tabla 26 Lista de Materiales, Especificaciones y Costos.....	147
Tabla 27 Inversión Materiales Internos Torre E-51 ERBB.....	148
Tabla 29 Cálculo Costo Total Inversión VDU	149
Tabla 29 Flujo de Caja Modificación VDU Parte 1.....	153
Tabla 30 Flujo de Caja Modificación VDU Parte 2.....	154
Tabla 31 Flujo de Caja Modificación VDU Parte 3.....	154
Tabla 32 Flujo de Caja Cambio Catalizador FCC Parte 1.....	155
Tabla 33 Flujo de Caja Cambio Catalizador FCC Parte 2.....	156
Tabla 34 Flujo de Caja Cambio Catalizador FCC Parte 3.....	157
Tabla 35 Flujo de Caja Disminución Severidad FCC Parte 1	158
Tabla 36 Flujo de Caja Disminución Severidad FCC Parte 2	158
Tabla 37 Flujo de Caja Disminución Severidad FCC Parte 3	159
Tabla 38 Flujo de Caja Instalación SDA Parte 1	160
Tabla 39 Flujo de Caja Instalación SDA Parte 2	161
Tabla 40 Flujo de Caja Instalación SDA Parte 3	162
Tabla 42 Propiedades Diésel Grado A1	183
Tabla 43 Propiedades COL	184
Tabla 44 Costo Materiales Sección Interna Torre Vacío I.....	184

VII. Introducción

La refinación del petróleo es un proceso mediante el cual se busca separar los componentes del crudo para así recuperar sus derivados valiosos y utilizarlos principalmente como combustibles. La historia de la refinación del petróleo en Chile comenzó con el descubrimiento de crudo en Magallanes el año 1899, luego con la perforación del primer pozo en 1945, la fundación de ENAP en 1950 y finalmente la instalación de las refinerías de Concón, Gregorio y Hualpén en 1955, 1962 y 1966 respectivamente.

Con el transcurso del tiempo, ha crecido la necesidad en las refinerías chilenas de mejorar los procesos de refinación y conversión de petróleo. Esto, debido a que se ha hecho necesario aprovechar completamente el barril de petróleo convirtiéndolo en productos valiosos para aumentar el margen de refinación y así maximizar las ganancias de las refinerías. Para ello es que las refinerías en Chile comenzaron a instalar nuevas unidades que permitieran convertir productos pesados en productos ligeros más valiosos como el diésel, kerosene y la gasolina. Esto provee además a las refinerías chilenas un mayor grado de flexibilidad frente a cambios en el mercado y ayuda a superar la dependencia que tiene el país con las importaciones de petróleo crudo.

Además, junto con la necesidad de maximizar la recuperación, se encuentra la evolución de las regulaciones ambientales, que con el paso del tiempo se han puesto más estrictas, obligando así a las refinerías a tener unidades de tratamiento de productos para la remoción de contaminantes y unidades tratamiento tanto de efluentes líquidos, como de gases.

Actualmente los principales productos derivados del petróleo que se consumen en Chile corresponden al Petróleo Diésel, utilizado en diversos sectores, como el eléctrico, el sector industrial y de transporte; la Gasolina, utilizada en el sector transporte; el Kerosene utilizado en el sector residencial y de transporte (Kerosene de Aviación); los petróleos combustibles utilizados principalmente como combustible marino para barcos (Petróleo IFO) o como combustibles industriales para hornos (Petróleo #6); el Gas Licuado de Petróleo que se utiliza en el sector residencial, industrial, eléctrico y de transporte. Además de estos productos la refinería produce solventes, asfaltos, coque, azufre, entre otros.

Con estos productos el país ha podido desarrollar su actividad industrial durante años, y así crecer económicamente. Además del crecimiento económico, el país ha tenido un crecimiento demográfico y ambos factores se encuentran ligados estrechamente con el aumento en el consumo de combustibles fósiles, lo que ha hecho necesario aumentar la capacidad de refinación en Chile llegando a no abastecer por completo el mercado y tener que importar parte de algunos productos como lo es principalmente en el caso del Petróleo Diésel.

Sin embargo, en los últimos años el mercado de combustibles ha estado experimentando cambios. Esto debido al impacto que tienen los combustibles fósiles en el medio ambiente. En los países pertenecientes a la OPEC, el consumo de combustibles se encuentra estancado o incluso declinando. A nivel mundial se han lanzado políticas para fomentar el cambio de la matriz energética a energías renovables, además se ha buscado reducir el impacto que tiene en el medio ambiente el sector de transporte disminuyendo el consumo de combustibles fósiles y fomentando los combustibles alternativos o el uso de electricidad, lo mismo ocurre en el sector industrial.

A pesar de lo mencionado anteriormente, tanto a nivel mundial como en Chile, aun se espera que siga creciendo el consumo de combustibles fósiles, al menos hasta el año 2040, esto debido a que aproximadamente la mitad de la población mundial se encuentra en países como China e India, ambos países en desarrollo que han presentado un elevado crecimiento económico y por lo tanto un gran crecimiento en consumo de combustibles fósiles, lo mismo que ocurre en Chile, pero en este último a menor escala.

Es por esto que en ENAP surge la necesidad de determinar cuáles serían las modificaciones que se deben realizar a sus refinerías para poder enfrentar un posible cambio futuro en el mercado de los combustibles derivados del petróleo. En este trabajo en específico se abordarán las modificaciones que se recomiendan realizar en la Refinería Aconcagua para dar una mayor flexibilidad a la planta y para maximizar las ganancias mediante refinación y conversión del petróleo crudo, basado en modificaciones probadas comercialmente por otras refinerías alrededor del mundo y acorde con las proyecciones de consumo y precios realizadas por la empresa.

VIII. Alcances

1. Objetivos.

1.1. Objetivo General.

Definir modificaciones técnicas a realizar en las plantas de ENAP Refinería Aconcagua, de manera de mantener la rentabilidad de la refinería en caso de un cambio futuro en el mercado de combustibles.

1.2. Objetivos Específicos.

- Aumentar la flexibilidad operativa de la refinería de forma que esta pueda cambiar su producción de acuerdo a los requerimientos del mercado.
- Optimizar las condiciones de operación de las plantas de la refinería de manera de maximizar la producción de diésel.
- Incrementar el rendimiento de las unidades de separación de crudo y de conversión.
- Mejorar la separación de los productos de crudo para aprovechar la capacidad de las plantas de conversión de la refinería.
- Aumentar la producción de diésel en una refinería centrada en la unidad de craqueo catalítico fluidizado.
- Disminuir la producción de residuos de petróleo.

2. Exclusiones.

Se excluyen las limitantes ambientales con las que cuenta la refinería respecto principalmente a las emisiones de azufre. Esto significa que se puede llegar a utilizar las capacidades máximas de las plantas.

Se excluye el estudio de la capacidad de la planta de tratamiento de aguas ácidas (SWS) y de la planta de tratamiento de efluentes.

IX. Antecedentes

1. Antecedentes Generales.

La Empresa Nacional del Petróleo (ENAP) es una empresa pública chilena, cuyo objetivo es la exploración, producción y comercialización de hidrocarburos y sus derivados; y la producción, transporte y comercialización de energía y potencia eléctrica. ENAP tiene actividades tanto en Chile como en el extranjero, a través de las filiales internacionales de Argentina, Ecuador y Egipto. (ENAP S.A., 2019)

En Chile opera a través de dos Líneas de Negocio: Exploración & Producción (E&P), que es la línea que gestiona la búsqueda y producción de hidrocarburos y Refinación y Comercialización (R&C) que es la línea que opera las refinerías Aconcagua, Bio Bío y Gregorio.

La primera línea de negocio tiene a su cargo la licitación y suscripción de Contratos Especiales de Operación Petrolera. De esta línea también dependen las operaciones de la filial internacional Sipetrol, que desarrolla las operaciones de ENAP en el exterior

La otra línea de negocio tiene a su cargo la filial ENAP Refinerías S.A., que se encarga de operar las refinerías donde se procesa el crudo para transformarlo en combustible. Esta línea también incluye las actividades de la Dirección de Almacenamiento y Oleoductos (DAO). Además, dentro de la línea R&C se encuentra la Gerencia de Gas & Energía, que tiene a su cargo el negocio de gas y algunos proyectos de energías renovables no convencionales como la Central Geotérmica Cerro Pabellón donde ENAP participa como socio minoritario. Además, esta última gerencia se encarga de fomentar una mayor presencia del gas en la matriz energética del país. (ENAP S.A., 2019)

ENAP Refinerías fue fundada en 2004, como resultado de la fusión de las refinerías de Concón y Petrox, ubicadas en las regiones de Valparaíso y del Bio Bío, respectivamente. Tiene una capacidad de destilación de 220.000 barriles/día y puede abastecer más del 80% de los requerimientos de combustibles en Chile. (ENAP S.A., 2019)

La Refinería Aconcagua forma parte de la línea de negocio R&C. Esta se encuentra ubicada en la comuna de Concón, en la Quinta Región de Valparaíso. Tiene una capacidad de destilación de aproximadamente 100.000 barriles/día y abastece del orden del 40% de los requerimientos de combustibles líquidos en Chile. Un mapa aéreo de la refinería se presenta en la Figura 1.

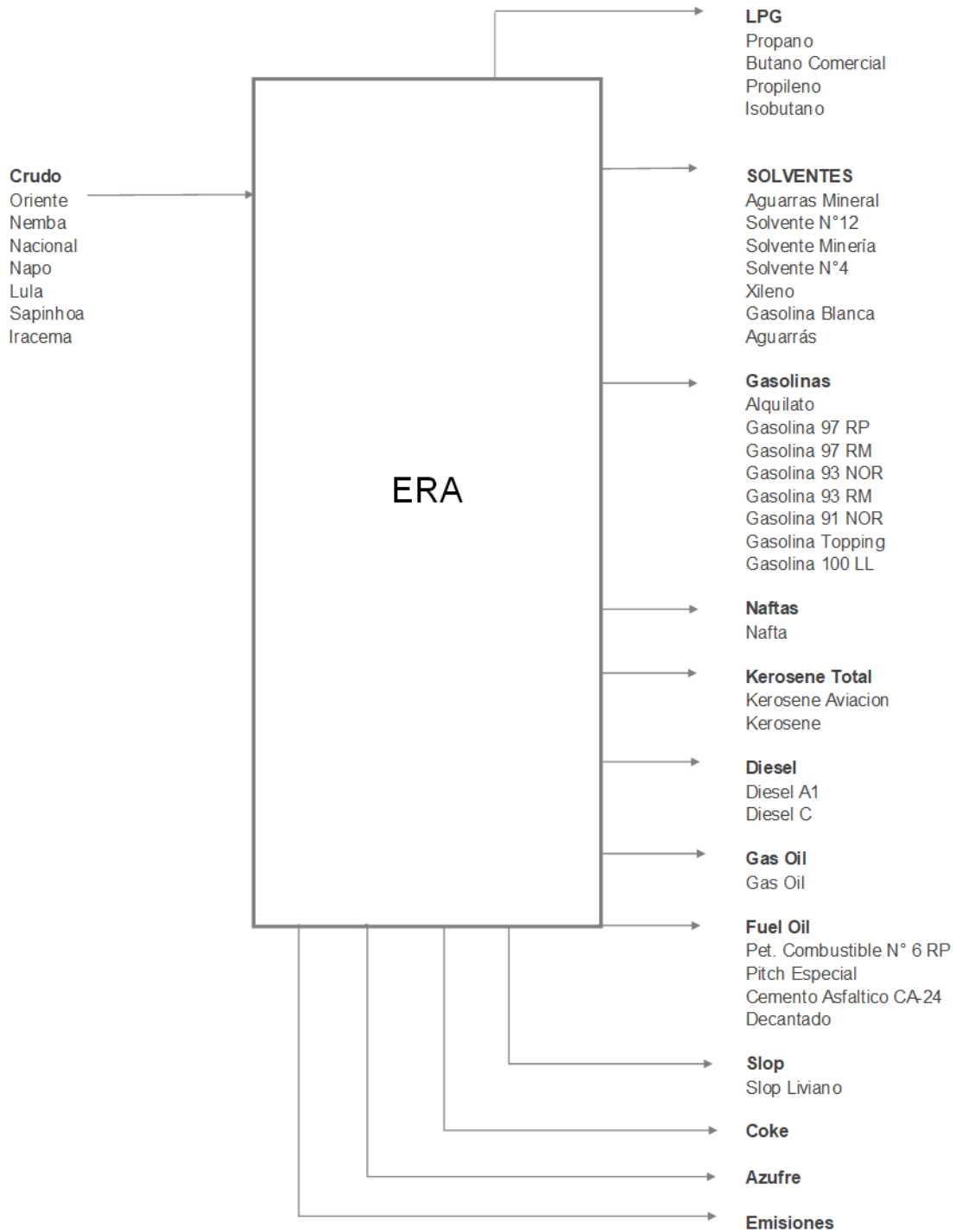
La Refinería Aconcagua es una refinería compleja que cuenta con plantas de destilación o separación, conversión, conversión de residuos, hidrotreatmento, aumento de octanaje, *blending* y además plantas asociadas al tratamiento de efluentes y de gases. En estas plantas la refinería a partir de petróleo crudo, hidrógeno, vapor de agua y algunos insumos químicos como por ejemplo hidróxido de sodio, amoníaco, ácido sulfúrico, entre otros produce sus principales productos. Se ahondará más en los procesos que ocurren en la refinería en los antecedentes técnicos.

Los principales productos de la refinería Aconcagua corresponden a Gas Licuado de Petróleo, Gasolinas principalmente de 93 y 97 octanos, Kerosene de Aviación y Doméstico, Petróleo Diésel, Petróleos Combustibles y otros. Existen algunos productos que la refinería puede producir, como asfaltos y solventes entre otros, que se producen por campañas, dependiendo de los requerimientos del mercado. Un esquema de los productos de la Refinería se muestra en la

Figura 2. Mas información acerca de la producción, venta e importación/exportación de cada uno de los principales productos de la refinería se profundizará en la sección de Antecedentes Comerciales.



*Figura 1 Mapa Aéreo de la Refinería Aconcagua
Fuente: ENAP (2014), Recuperado de Presentación General ERA*



*Figura 2 Esquema de Productos ENAP Refinería Aconcagua
Fuente: ENAP División Procesos (2018)*

2. Antecedentes Comerciales.

Para la realización del estudio técnico de las posibles modificaciones futuras a realizar en ENAP Refinería Aconcagua, es necesario establecer el escenario comercial futuro de la empresa en base a sus proyecciones. Para esto se realizará primero una descripción de la situación actual de la empresa y refinería respecto a la comercialización de los principales productos. La situación actual se considerará como la ocurrida entre los años 2012 y 2018. El año 2012 fue elegido porque es la fecha de la incorporación de la última gran modificación a las plantas de refinería que corresponde a la planta de alquilación.

ENAP tiene una diversa gama de productos que vende en el mercado nacional. Dentro de los productos que la empresa produce y comercializa en el país se encuentran: Petróleo Diésel, Gasolinas Automotrices, Kerosenes, Petróleos Combustibles y Gas Licuado de Petróleo. En la Figura 3 se presenta la participación de las ventas de ENAP en el mercado nacional de los combustibles estudiados, que corresponde a un 63% del consumo total y cómo se distribuye su participación según el volumen de ventas. Además, en la Figura 4 se puede observar cómo cada uno de los productos estudiados aporta a los ingresos de la empresa.

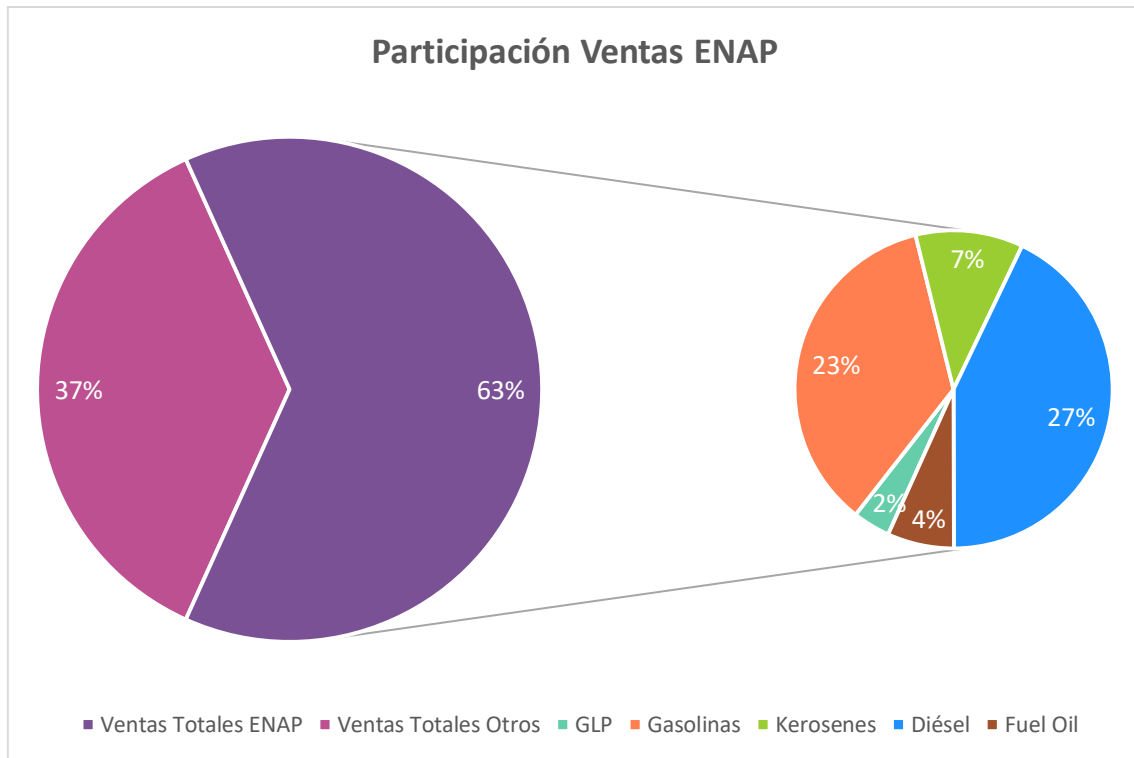


Figura 3 Participación de las Ventas de ENAP en el Mercado Nacional

Fuente: Elaboración Propia.

Nota: Datos Obtenidos de la División Programación de la Producción.

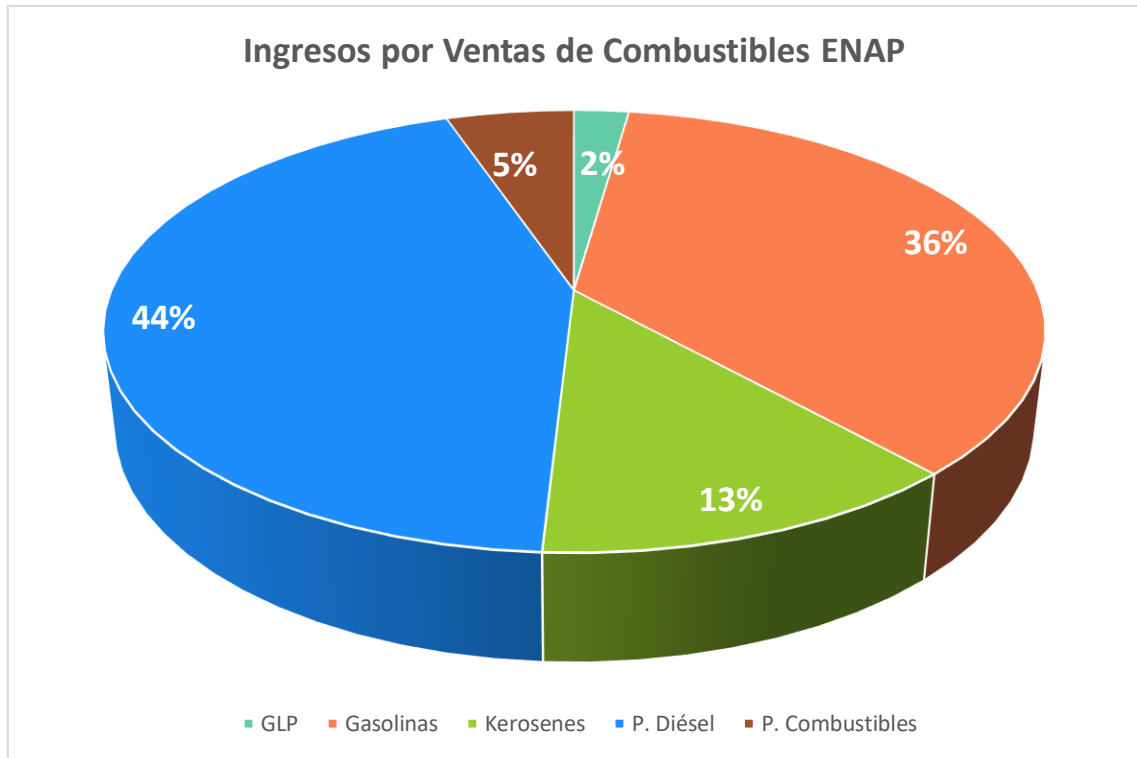


Figura 4 Ingresos por ventas de combustibles ENAP

Fuente: Elaboración Propia

Nota: Datos Obtenidos de la División de Programación de la Producción

A continuación, se presentará la situación de cada uno de estos productos en cuanto a demanda, producción y ventas. Para el caso del diésel se considerará principalmente el diésel A1, B, C, diésel marino y diésel de invierno. Para las gasolinas solo se considerarán las Gasolinas 93 y 97 RON Sin Plomo. Para el caso del kerosene se considerará el kerosene doméstico y de aviación. Para el caso de los petróleos combustibles se considerará el Petróleo Combustible #6 e IFO y finalmente para el caso del GLP se considerará el propano, butano e isobutano.

2.1. Petróleo Diésel.

El diésel comercializado por ENAP se clasifica según su uso en Diésel Transporte, Diésel Industrial, Diésel Eléctrico y Diésel Otros. Este combustible líquido derivado del petróleo es el que tiene un mayor consumo a nivel nacional.

Consumo Nacional: El consumo nacional anual total de diésel y de cada uno de los productos clasificados por su uso se encuentra en la Figura 5.

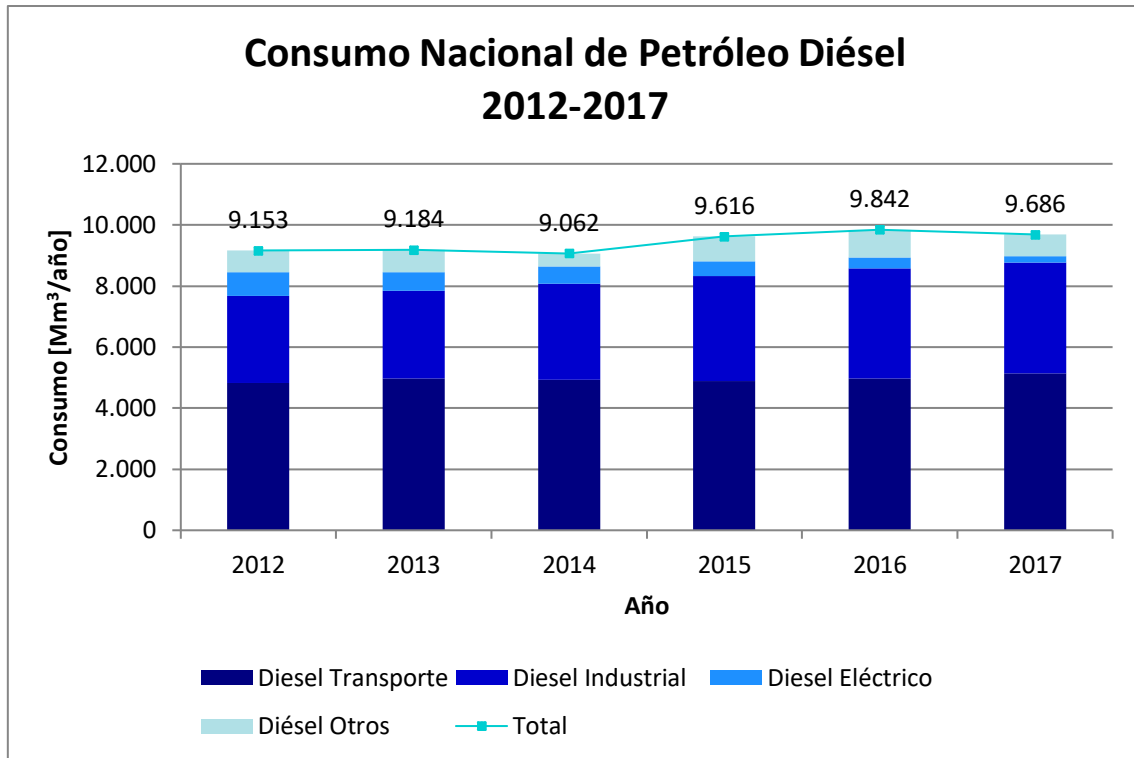


Figura 5 Consumo Nacional de Petróleo Diésel 2012-2017

Fuente: Elaboración Propia

Nota: Datos Obtenidos de la División Programación de la Producción.

El crecimiento anual del consumo total de petróleo diésel correspondió a un 1,1%. Respeto al diésel transporte el crecimiento fue de 1,3%, para el diésel industrial fue de un 4,9%, para el diésel eléctrico fue un decrecimiento de un 23,1% y para el Diésel “Otros” correspondió a un crecimiento del 0,1%.

Por lo tanto, los principales dos consumidores de diésel corresponden al sector de transporte y al sector industrial. El diésel en el sector de transporte está directamente relacionado con el parque vehicular nacional. Este tipo de combustible ha ido aumentando su participación en el parque vehicular tal como se muestra en la Tabla 1 y en la Tabla 2, por lo que ésta es la principal razón del aumento de su consumo. Desde el 2012 los vehículos de diésel han incrementado en 540.000 aproximadamente y han llegado a representar casi el 26% del parque vehicular total. (Instituto Nacional de Estadísticas, 2018)

Tabla 1 Parque vehicular de Chile (2012-2018)

AÑO	TOTAL	Tipo de motor			
		Gasolina	Diésel	Gas	Eléctrico
2012	3.885.581	3.024.361	856.219	4.930	71
2013	4.168.980	3.220.372	942.384	6.123	101
2014	4.468.450	3.425.769	1.036.072	6.473	136
2015	4.647.062	3.532.336	1.107.594	6.916	216
2016	4.853.413	3.665.839	1.179.202	8.096	276
2017	5.079.718	3.756.138	1.313.525	9.518	537
2018	5.382.604	3.972.795	1.398.905	9.444	1.460

Fuente: Instituto Nacional de Estadísticas (2018), Parque Vehicular de Chile.

Tabla 2 Participación en el parque vehicular según el tipo de motor

Tipo de motor			
Gasolina	Diésel	Gas	Eléctrico
77,84%	22,04%	0,13%	0,00%
77,25%	22,60%	0,15%	0,00%
76,67%	23,19%	0,14%	0,00%
76,01%	23,83%	0,15%	0,00%
75,53%	24,30%	0,17%	0,01%
73,94%	25,86%	0,19%	0,01%
73,81%	25,99%	0,18%	0,03%

Fuente: Elaboración Propia

El diésel industrial es utilizado principalmente como combustible para maquinarias, motores, hornos, etc. Uno de los sectores que más consume diésel corresponde al sector de la minería del cobre. En este sector el consumo de diésel representa un 19,2% del consumo total nacional y un 88% del consumo de combustibles líquidos del área.(COCHILCO, 2018). El aumento en consumo de diésel industrial se debe a un aumento en la actividad económica del país en los últimos años.

Respecto al Diésel eléctrico, este combustible forma parte de la matriz energética de Chile. Chile se divide en tres sistemas eléctricos independientes, el Sistema Eléctrico Nacional (SEN), el Sistema Eléctrico de Aysén (SEA) y el Sistema Eléctrico de Magallanes (SEM). El SEN tiene una capacidad instalada neta de 22,369 MW y el 13% de esa capacidad corresponde a fuentes térmicas a base de petróleo diésel. El diésel ocupa el cuarto lugar luego de la energía hidráulica (30%), el carbón (21%) y el gas natural (20%). El SEA tiene una capacidad instalada neta de 62 MW y la participación del diésel en este sistema corresponde a un 57%, ubicándose en el primer lugar de participación. Finalmente, el SEM tiene una capacidad instalada neta de 104 MW con una participación del diésel de un 15%, ocupando el segundo lugar luego del gas natural (82%). (Generadoras de Chile, 2019).

En contraste con la amplia participación del diésel en el mercado energético e industrial chileno, se encuentra su gran impacto al medio ambiente. Es por esto último que actualmente existen planes para reducir su participación en la matriz energética nacional y su utilización en el sector minero cambiando a Gas Natural y así disminuir las emisiones de dióxido de carbonos asociadas a su uso. (Sonami, 2019)

El 4 de junio del año 2019, el presidente de la República Sebastián Piñera anunció el cierre de ocho centrales termoeléctricas a carbón en un plazo de 5 años y la descarbonización total de la matriz energética para el 2040, de forma de lograr bajar en un 20% las emisiones de gases de efecto invernadero del país en 5 años. Esto lo anunció como parte del plan de “Energía zero carbón”. Esto repercutirá en la generación de energía del país y en las fuentes de energía térmica que se están utilizando actualmente. (ADN Radio, 2019)

Ventas: Las ventas totales de diésel desde el año 2012 al año 2018 se presentan en la Figura 6. Las ventas totales han presentado un crecimiento promedio anual de un 3,18%

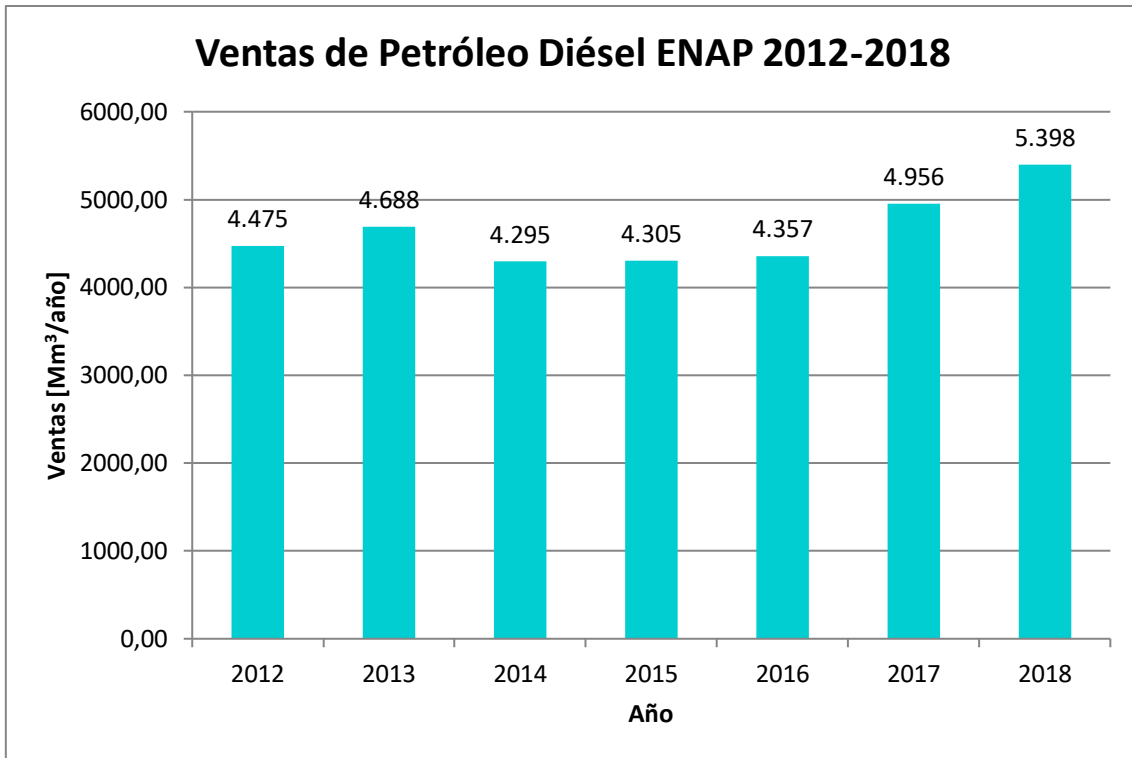


Figura 6 Ventas de Petróleo Diésel ENAP 2012-2018

Fuente: Elaboración Propia

Nota: Datos Obtenidos de la División Programación de la Producción.

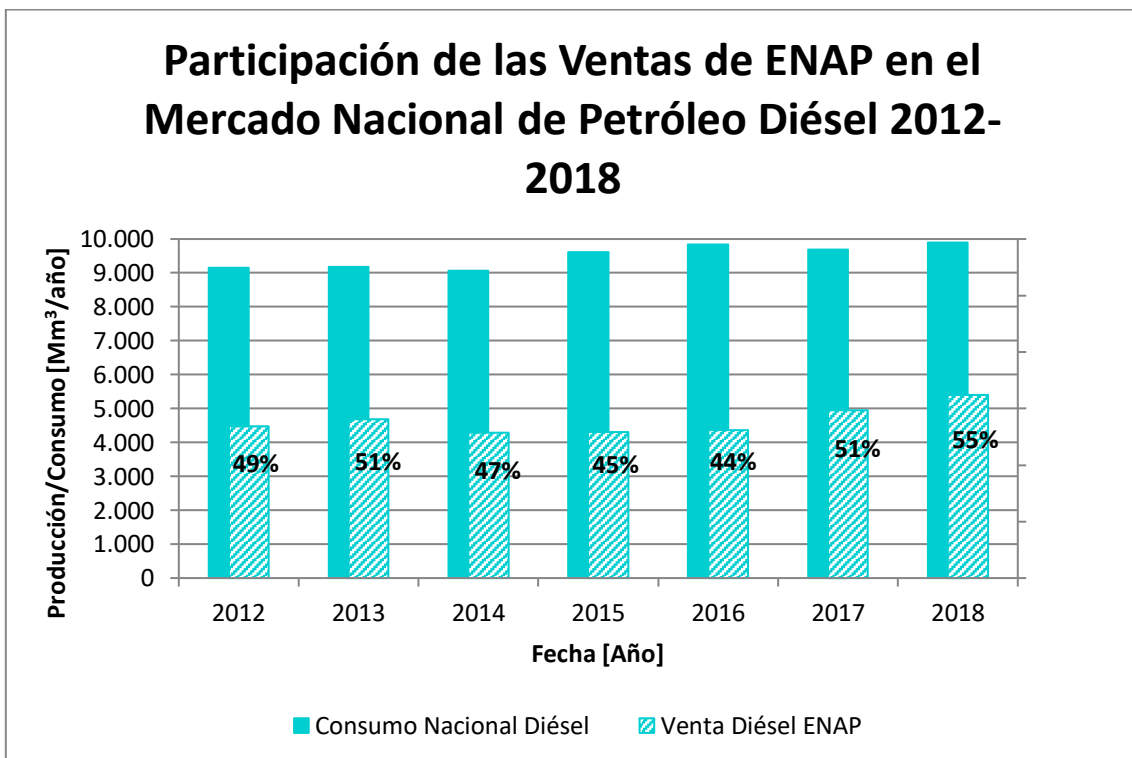


Figura 7 Mercado y Ventas Nacionales de Petróleo Diésel 2012-2018

Fuente: Elaboración Propia

Nota: Datos Obtenidos de la División Programación de la Producción.

Finalmente se presenta en la Figura 7 un resumen del consumo a nivel nacional, de las ventas y de la participación de ENAP en el mercado nacional. La participación en el mercado se ha mantenido entre el 40 y 56% del total.

Producción ERA: El petróleo diésel es producido principalmente por las refinerías ubicadas en Concón y en Biobío. La participación de la producción de petróleo diésel de ENAP en el consumo nacional se presenta en la Figura 8 y alcanza un 37% en el 2018. La participación de la producción de la refinería Aconcagua en la producción total de ENAP se presenta en la Figura 9, rodea el 50% y se ha mantenido estable a través de los años.

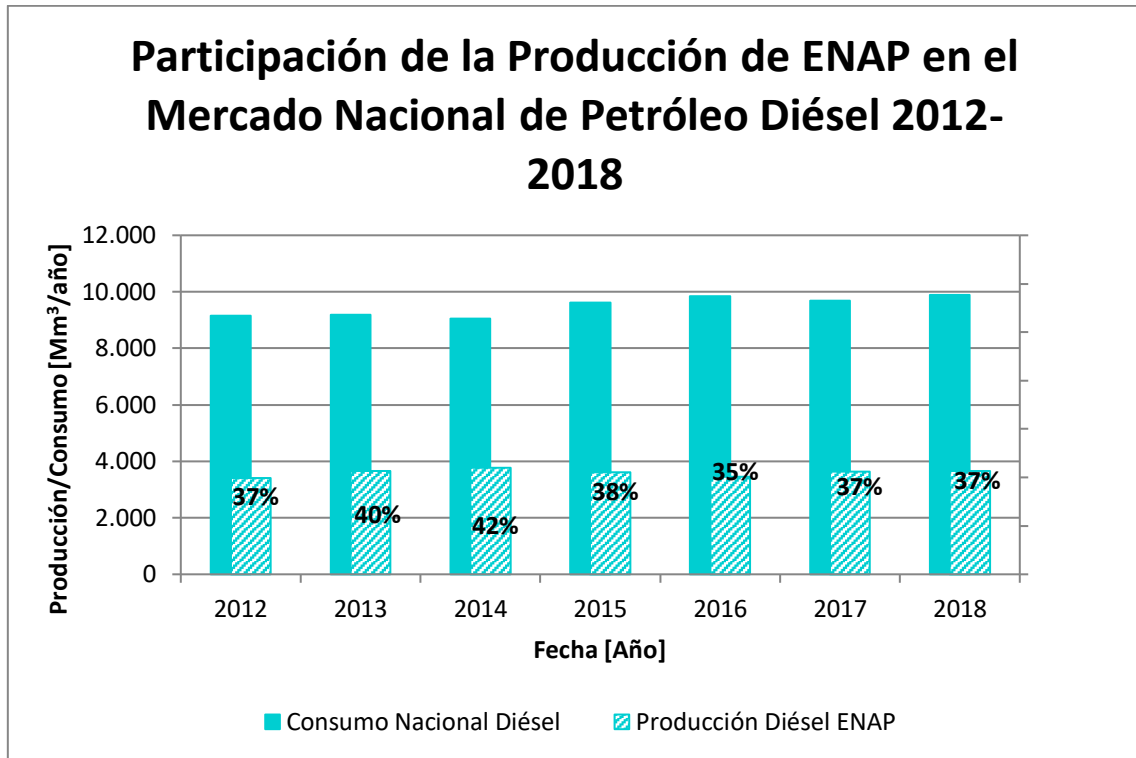


Figura 8 Participación de la Producción de ENAP en el Mercado Nacional del Diésel
Fuente: Elaboración Propia
Nota: Datos Obtenidos de la División Programación de la Producción.

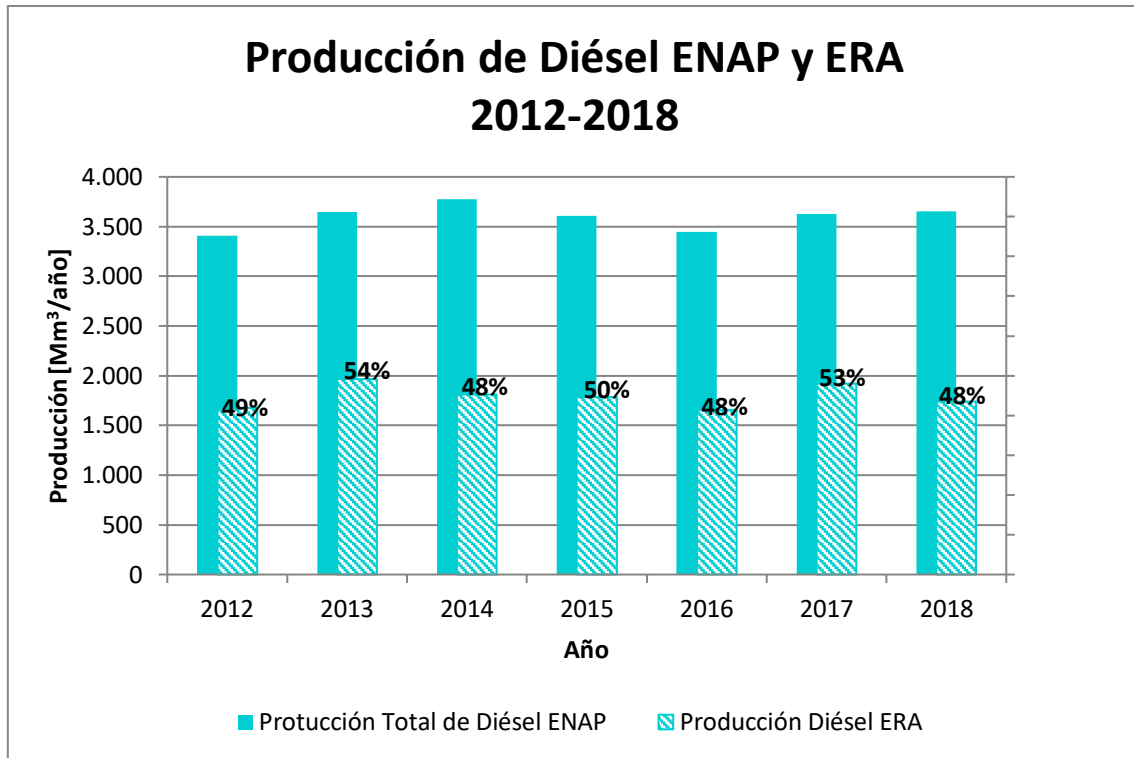


Figura 9 Producción de Petróleo Diésel ENAP y ERA 2012-2018
 Fuente: Elaboración Propia
 Nota: Datos Obtenidos de la División Programación de la Producción.

2.2. Gasolina Automotriz.

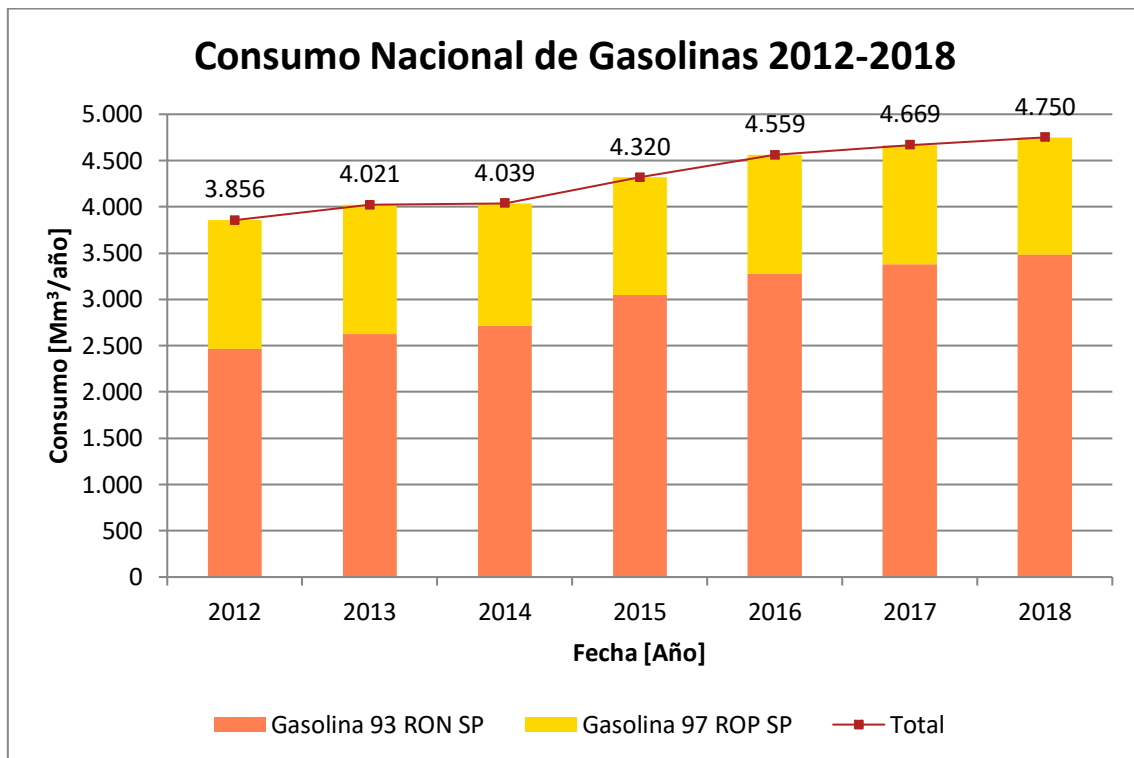
La gasolina automotriz producida y comercializada por ENAP en Chile se divide en Gasolina 93 RON sin plomo (SP) y Gasolina 97 RON sin plomo (SP). La gasolina es utilizada en su totalidad por el sector de transporte.

Consumo Nacional: El consumo de gasolina se encuentra directamente relacionado con el parque vehicular nacional al igual que el consumo de diésel de transporte. La distribución de este de acuerdo con el tipo de motor, para los años 2012-2018 se encuentra en la Tabla 1. Se puede observar que el número de vehículos a gasolina desde el año 2012 aumentó en aproximadamente 950.000 unidades, lo que representa un incremento en un 31%, mientras que el total de vehículos aumentó en aproximadamente 1.500.000 unidades, lo que representa un incremento en un 39%. (Instituto Nacional de Estadísticas, 2018)

La participación de los vehículos según su tipo de motor en el total del parque vehicular nacional se encuentra en la Tabla 2. Como se puede observar en la tabla, los vehículos bencineros representaban aproximadamente un 78% del parque nacional en el año 2012, mientras que para el año 2018 representaron aproximadamente un 74%, lo que significa una caída de 4 puntos porcentuales en 6 años. (Instituto Nacional de Estadísticas, 2018)

El consumo nacional anual de gasolina 93, 97 y total se encuentra en la Figura 10. El consumo de gasolinas en los últimos años ha presentado una tendencia al alza. El incremento anual promedio en el consumo total de gasolinas durante estos años corresponde a un 3,5%. Para la gasolina 93 RON SP el crecimiento anual promedio del consumo corresponde a un 5,9% y para la gasolina 97 RON SP el crecimiento anual promedio corresponde a un -1,5%

Otro factor que afecta al consumo de gasolina, además del aumento del parque vehicular, corresponde al rendimiento vehicular, que se refiere a los kilómetros que se pueden recorrer con un litro de combustible. En el reporte de tendencias automotrices del 2018 realizado por la Agencia de Protección Ambiental o EPA por sus siglas en inglés (*Environmental Protection Agency*), se presentan datos desde 1975 respecto al rendimiento vehicular. Estos datos pueden ser observados en la Figura 11. Los datos mostrados corresponden al rendimiento de los vehículos en el “Mundo Real”, es decir, que toma en consideración que no todos los vehículos son manejados de la misma forma, en los mismos caminos, ni en las mismas condiciones. Los datos presentados consideran todos los tipos de vehículos según su combustible. De la figura se puede observar que el rendimiento vehicular ha incrementado de forma permanente desde los últimos 15 años. (U.S. Environmental Protection Agency, 2019)



*Figura 10 Consumo Nacional de Gasolinas 2012-2018, Fuente: ENAP
Fuente: Elaboración Propia
Nota: Datos Obtenidos de la División Programación de la Producción.*

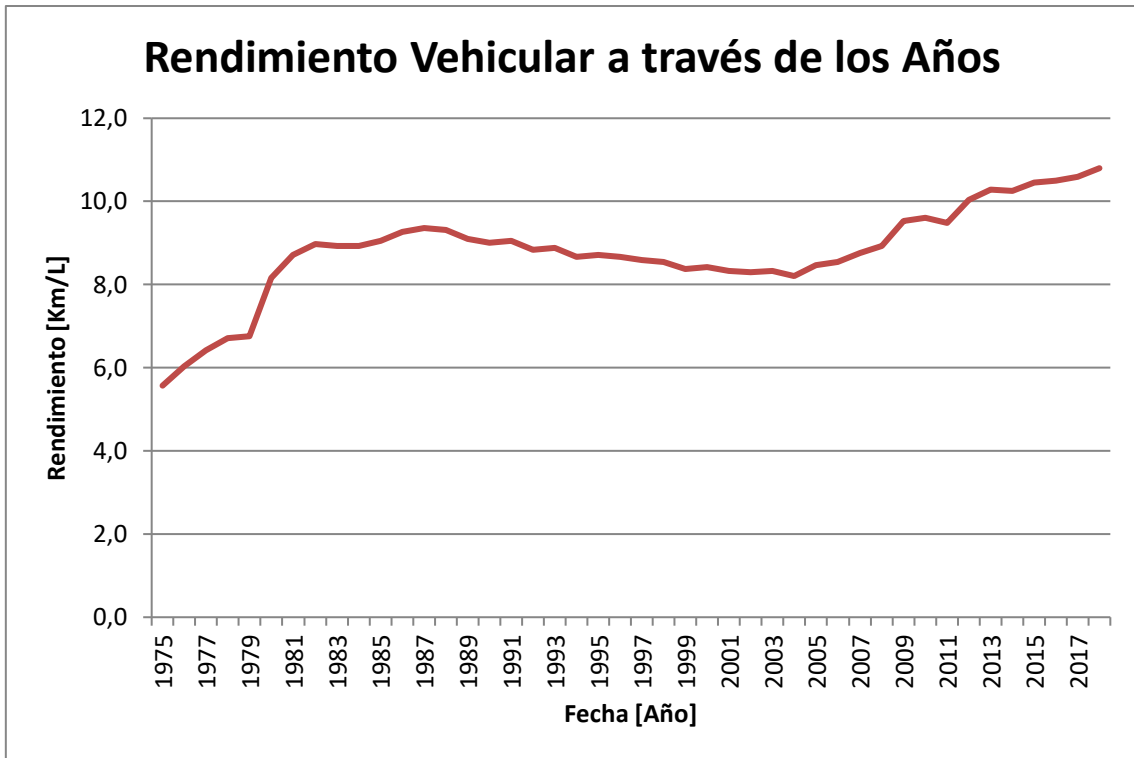


Figura 11 Rendimiento Vehicular a través de los Años

Fuente: Elaboración propia

Nota: Datos Obtenidos de Automotive Trends Report EPA (2019)

Ventas: Las Ventas de Gasolina de ENAP se encuentran graficadas en la Figura 12. En esta figura se puede observar que las ventas han ido en aumento a través de los años. Las ventas de gasolina 93 RON tuvieron un crecimiento anual promedio de 4.85% entre el 2012 y 2018. Las ventas de gasolina 97 RON tuvieron un decrecimiento anual promedio de -1.21% y en total las ventas de gasolina tuvieron un crecimiento de un 2.86% anual entre los años mencionados.

Finalmente, un resumen del consumo nacional, la venta de ENAP y su participación se presentan en la Figura 13. Se puede observar que ENAP abasteció al 94% del mercado en el año 2018, 95% el año 2017 y que en los años anteriores abasteció el 100% del consumo nacional.

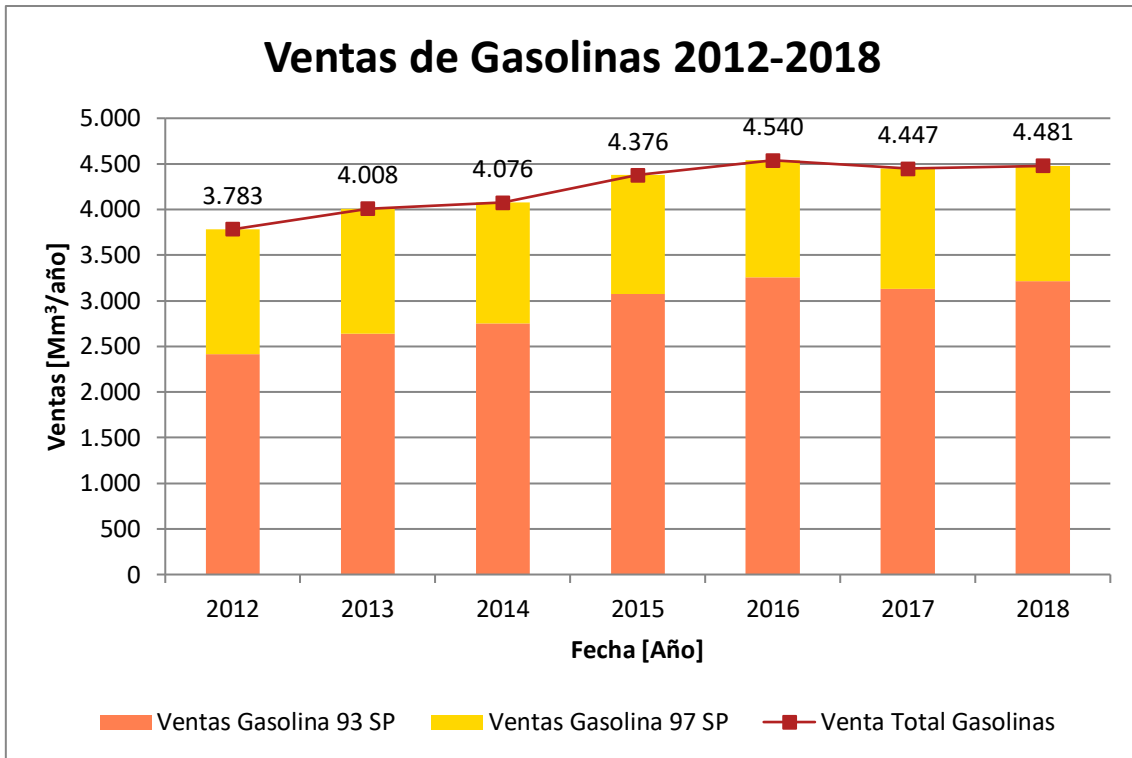


Figura 12 Ventas de Gasolina ENAP 2012-2018

Fuente: Elaboración Propia

Nota: Datos Obtenidos de la División Programación de la Producción.

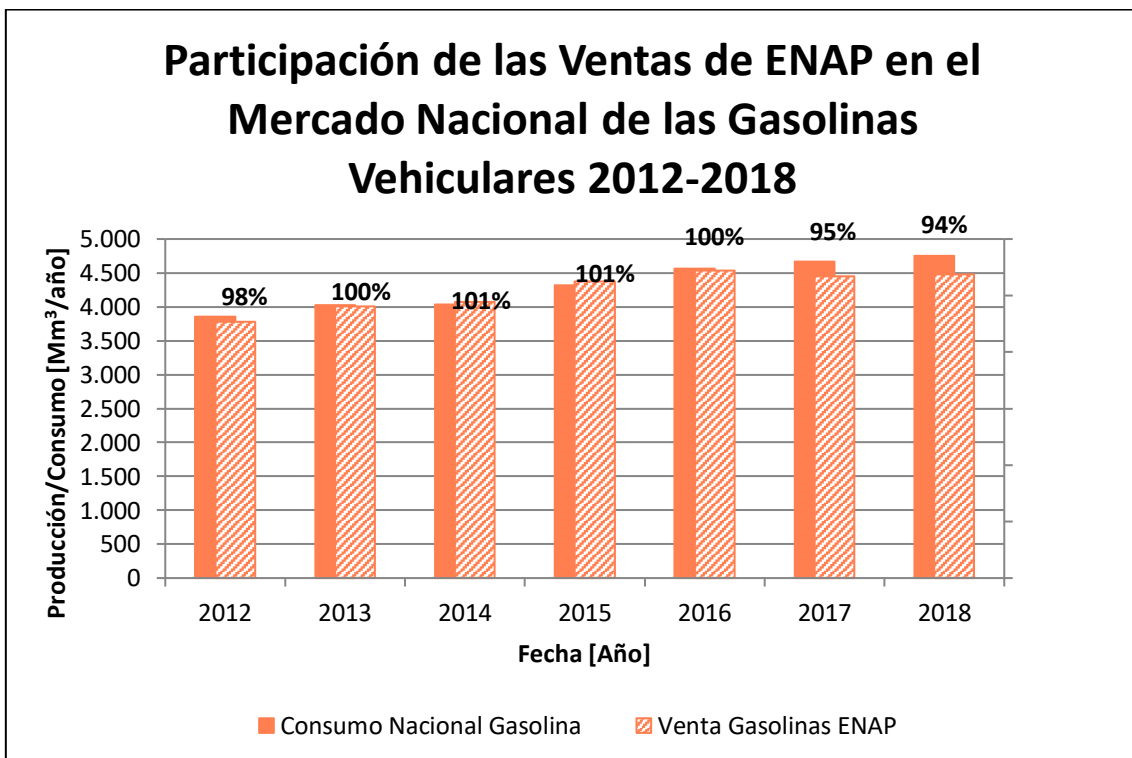


Figura 13 Mercado y Ventas de Gasolinas 2012-2018

Fuente: Elaboración Propia

Nota: Datos Obtenidos de la División Programación de la Producción.

Producción ERA: Las ventas que ENAP realiza en el mercado nacional, pueden provenir de la producción de las Refinerías ubicadas en Concón, Biobío y Gregorio además de importaciones. El porcentaje del mercado nacional que representa la producción de ENAP se muestra en la Figura 14. Como en esta memoria se realizará particularmente el estudio aplicado a la Refinería de Concón es importante observar su producción respecto al total de la producción de ENAP. En el gráfico de la Figura 15 se puede observar que ERA ha representado en los últimos años más del 50% de la producción a nivel nacional.

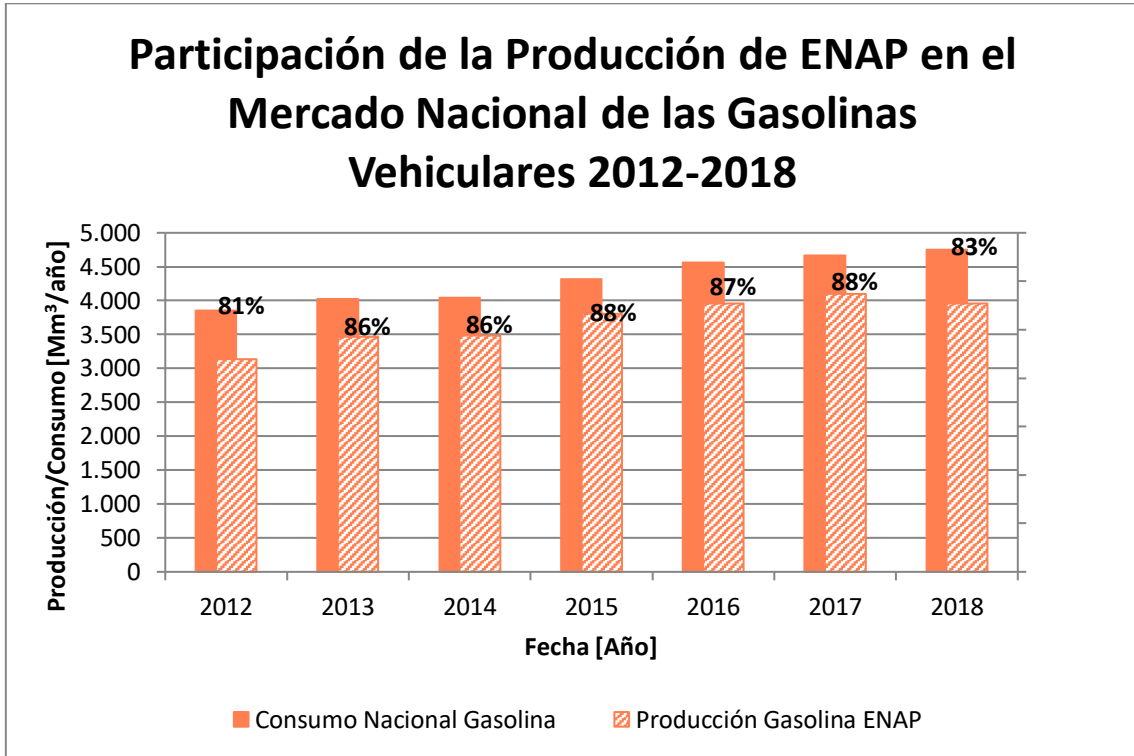


Figura 14 Participación de la Producción de ENAP en el Mercado Nacional de Gasolinas Vehiculares

Fuente: Elaboración Propia

Nota: Datos Obtenidos de la División Programación de la Producción.

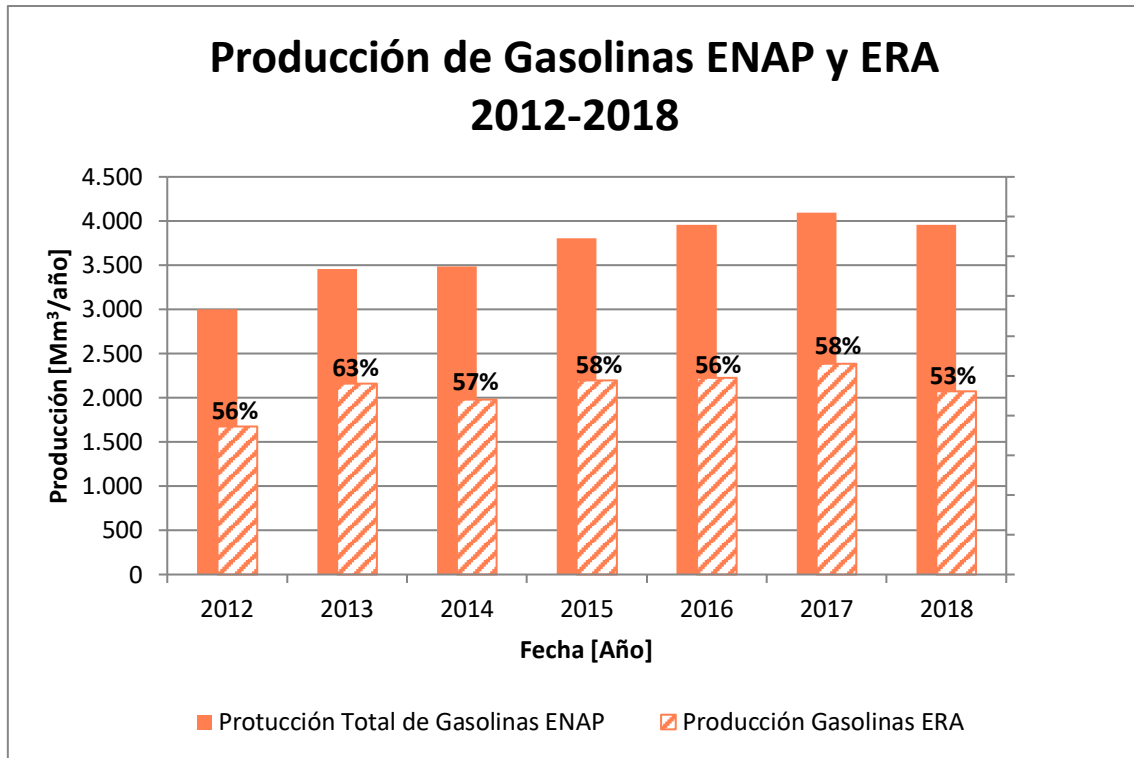


Figura 15 Producción de Gasolinas ENAP y ERA

Fuente: Elaboración Propia

Nota: Datos Obtenidos de la División Programación de la Producción.

2.3. Kerosenes.

Dentro de los combustibles que se producen en la refinería se encuentra el kerosene. Este combustible puede ser clasificado según su uso y por ende sus especificaciones en kerosene doméstico y kerosene de aviación. El kerosene de aviación es consumido en su totalidad por el sector de transporte, mientras que el kerosene doméstico es en su mayoría consumido por el sector Comercial, Público y Residencial y por el sector Industrial Minero

Consumo Nacional: El consumo nacional anual de kerosene de aviación, doméstico y total se encuentra en la Figura 16.

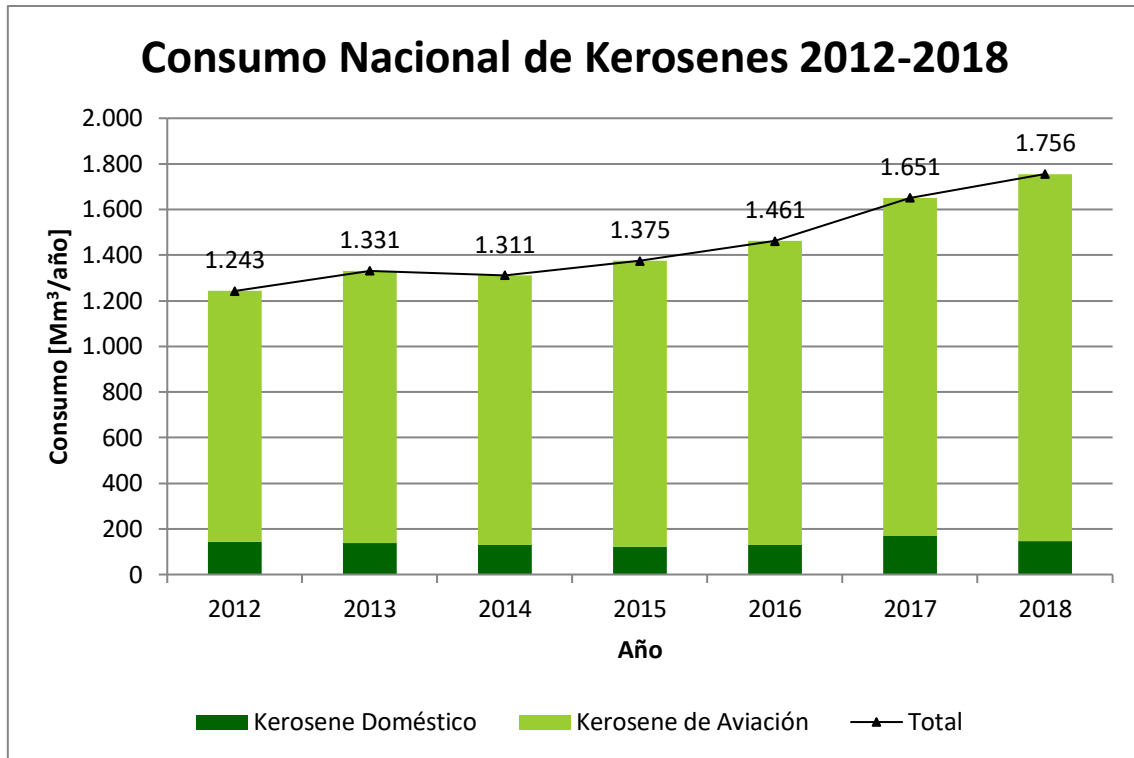


Figura 16 Consumo Nacional de Kerosenes 2012-2018

Fuente: Elaboración Propia

Nota: Datos Obtenidos de la División Programación de la Producción.

Respecto al total de consumo de kerosenes, este muestra una tendencia al alza, que se debe principalmente al alza del consumo del kerosene de aviación. El crecimiento anual total en el periodo 2012-2018 correspondió a 5,9%. El crecimiento anual del kerosene doméstico correspondió a un 0,4% y del kerosene de aviación correspondió a un 6,5%.

El crecimiento del consumo de kerosene de aviación se encuentra directamente relacionado con el incremento en el tráfico aéreo tanto de pasajeros como de carga. Las estadísticas de tráfico aéreo de los últimos años elaboradas por la Junta de Aeronáutica Civil se encuentran en las Figuras 17 y 18 (Junta de Aeronáutica Civil, Ministerio de Transportes y Telecomunicaciones, 2018). En ambas se puede observar un aumento sostenido en el tráfico aéreo. En el caso del tráfico de personas, el tráfico nacional es mayor en 1.800.000 personas en promedio al tráfico internacional. En el caso del tráfico de carga, la carga internacional es un grado de magnitud mayor que la nacional.

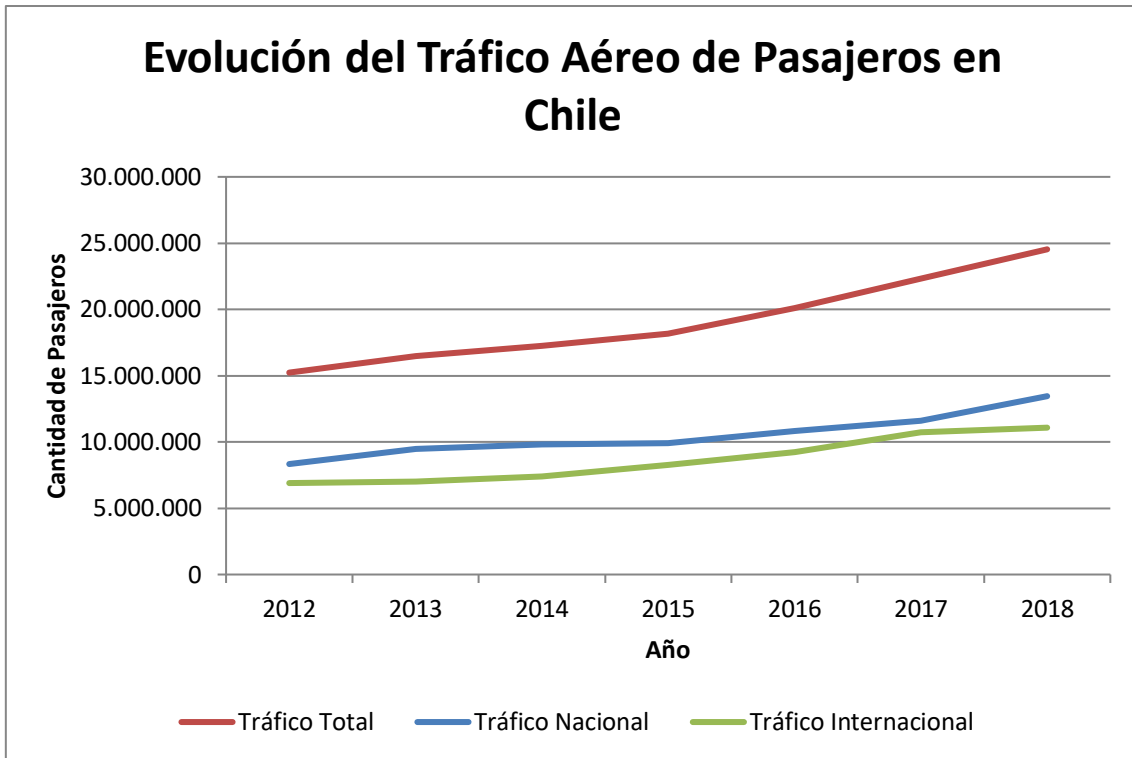


Figura 17 Evolución del Tráfico Aéreo de Pasajeros en Chile

Fuente: Elaboración Propia.

Nota: Datos Obtenidos de Junta de Aeronáutica Civil, Ministerio de Transportes y Telecomunicaciones (2018)

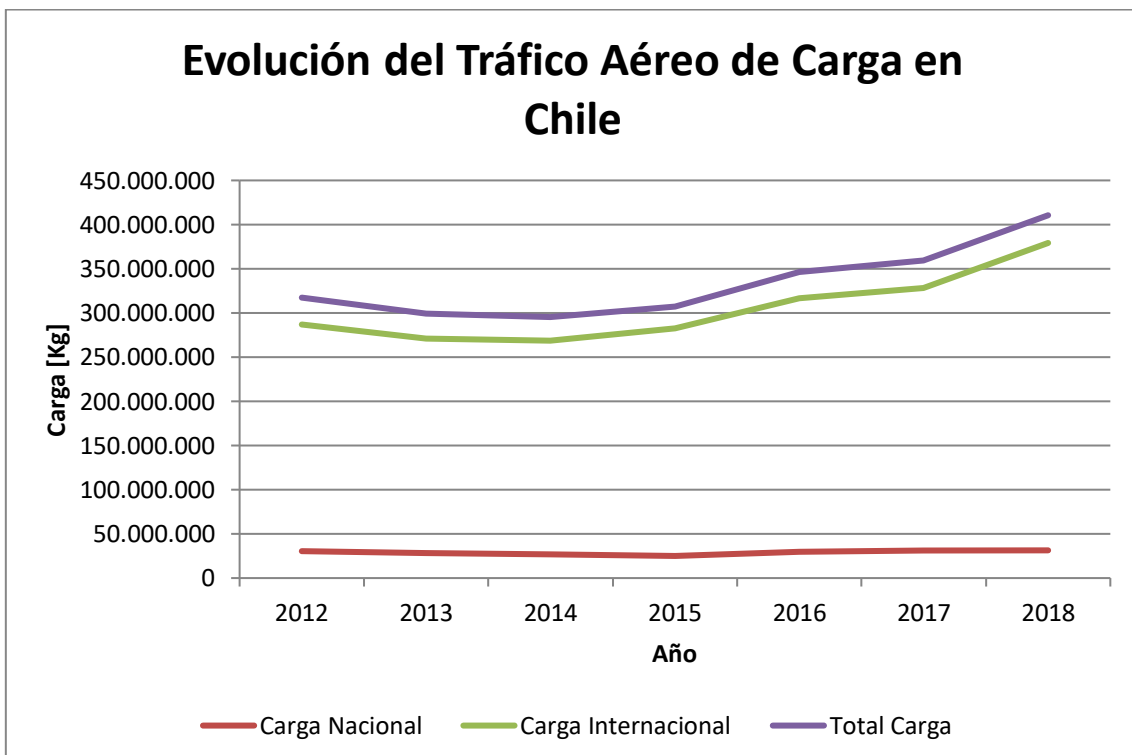


Figura 18 Evolución del Tráfico Aéreo de Carga en Chile

Fuente: Elaboración Propia.

Nota: Datos Obtenidos de Junta de Aeronáutica Civil, Ministerio de Transportes y Telecomunicaciones (2018)

Ventas: Las ventas de Kerosene se presentan en la Figura 19. Estas han tenido una tendencia creciente durante los últimos años. Las ventas de Kerosene doméstico han aumentado en

promedio un 4,00% anual, mientras que las ventas de Kerosene de Aviación han aumentado en promedio un 8.35% anual. El total de ventas de kerosene ha aumentado en un 7.81% anual en promedio. Además, en la figura se puede observar un muy alto crecimiento en las ventas del kerosene de aviación en el último año, que se debe a un aumento de importaciones para suplir el aumento del consumo de este producto en el último año.

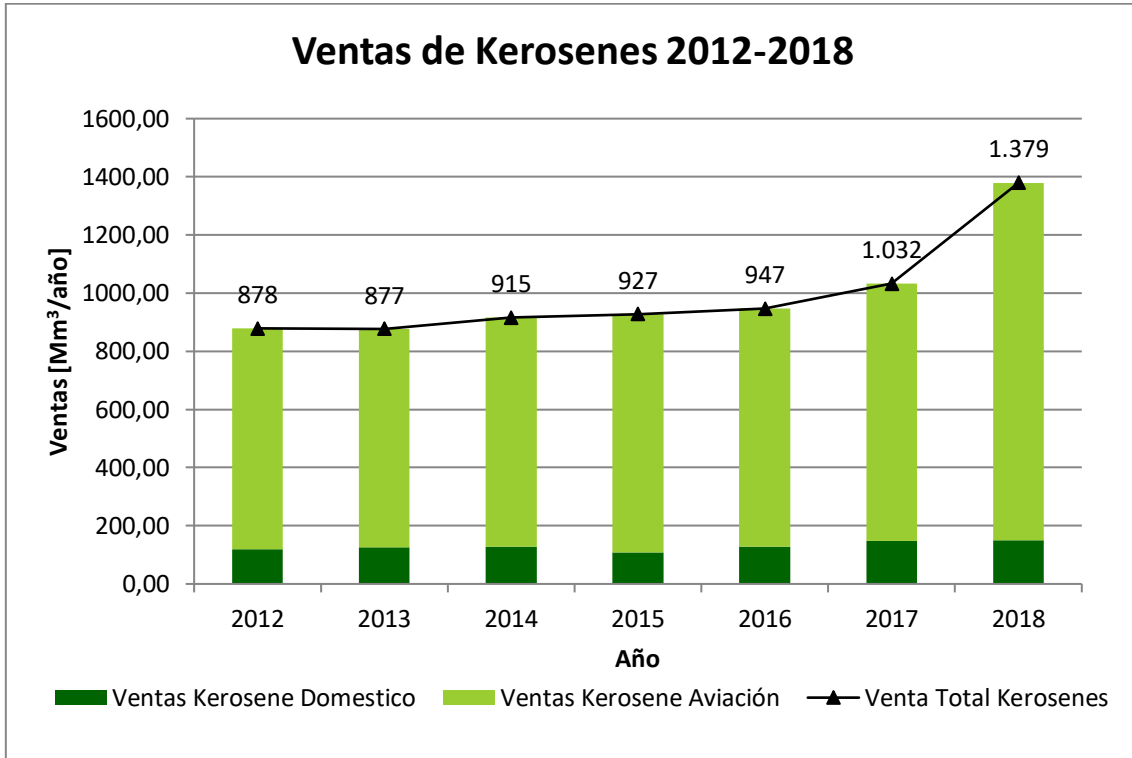


Figura 19 Ventas de Kerosenes ENAP 2012-2018

Fuente: Elaboración Propia

Nota: Datos Obtenidos de la División Programación de la Producción.

Finalmente, se presenta un gráfico en la Figura 20 donde se muestra el consumo nacional de kerosenes, las ventas y la participación de ENAP en el mercado. En la figura se puede ver que ENAP ha abastecido entre un 60% y 80% del mercado en los últimos años, teniendo su máximo en el año 2018 con un 79%.

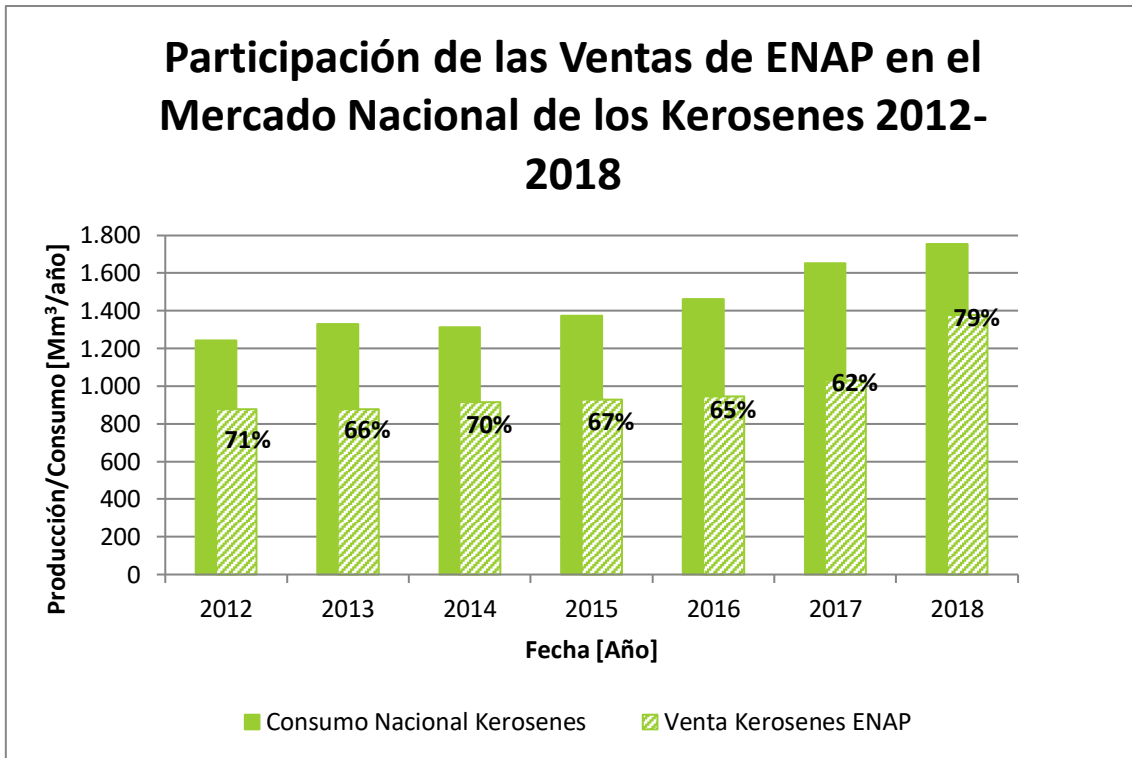


Figura 20 Mercado y Ventas de Kerosenes 2012-2018

Fuente: Elaboración Propia

Nota: Datos Obtenidos de la División Programación de la Producción.

Producción ERA: La producción de Kerosenes proviene principalmente de las refinerías de Concón y Biobío y en menor medida de la refinería ubicada en Magallanes. La participación en el mercado nacional de la producción de ENAP se presenta en la Figura 21. La producción de la refinería de Concón representa aproximadamente un 50% de las ventas a nivel nacional y se presenta en la Figura 22.

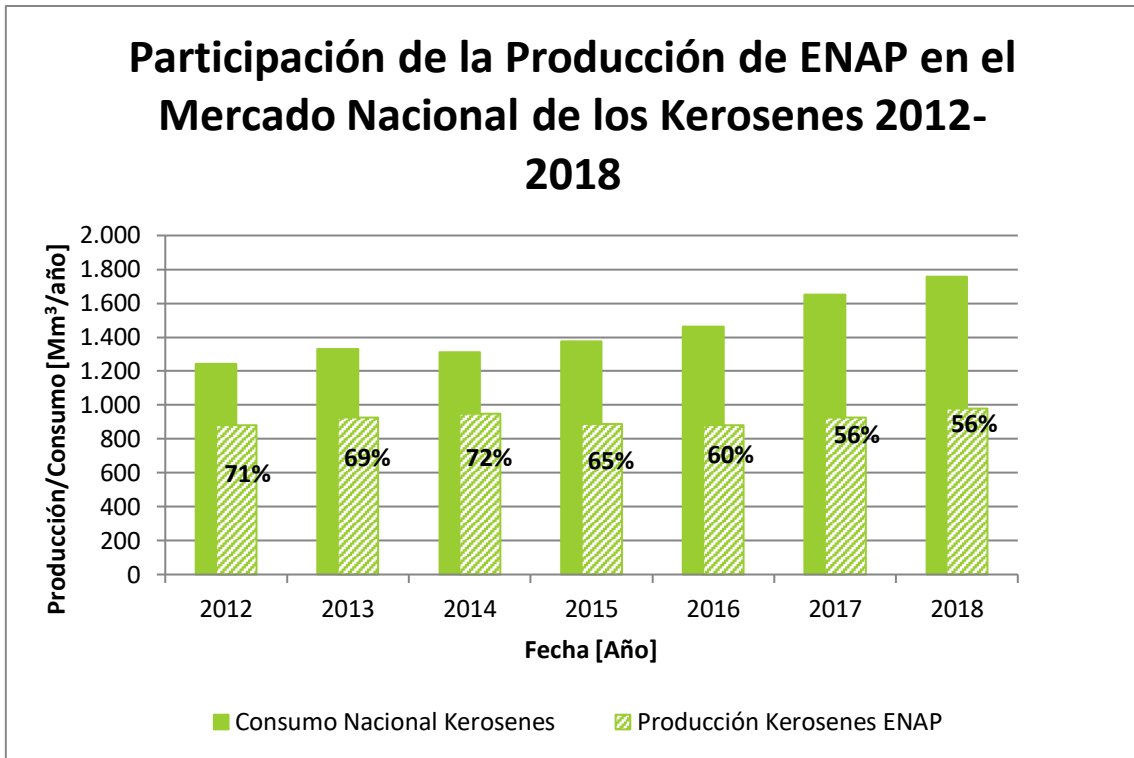


Figura 21 Participación de la producción de ENAP en el Mercado Nacional de los Kerosenes
 Fuente: Elaboración Propia
 Nota: Datos Obtenidos de la División Programación de la Producción.

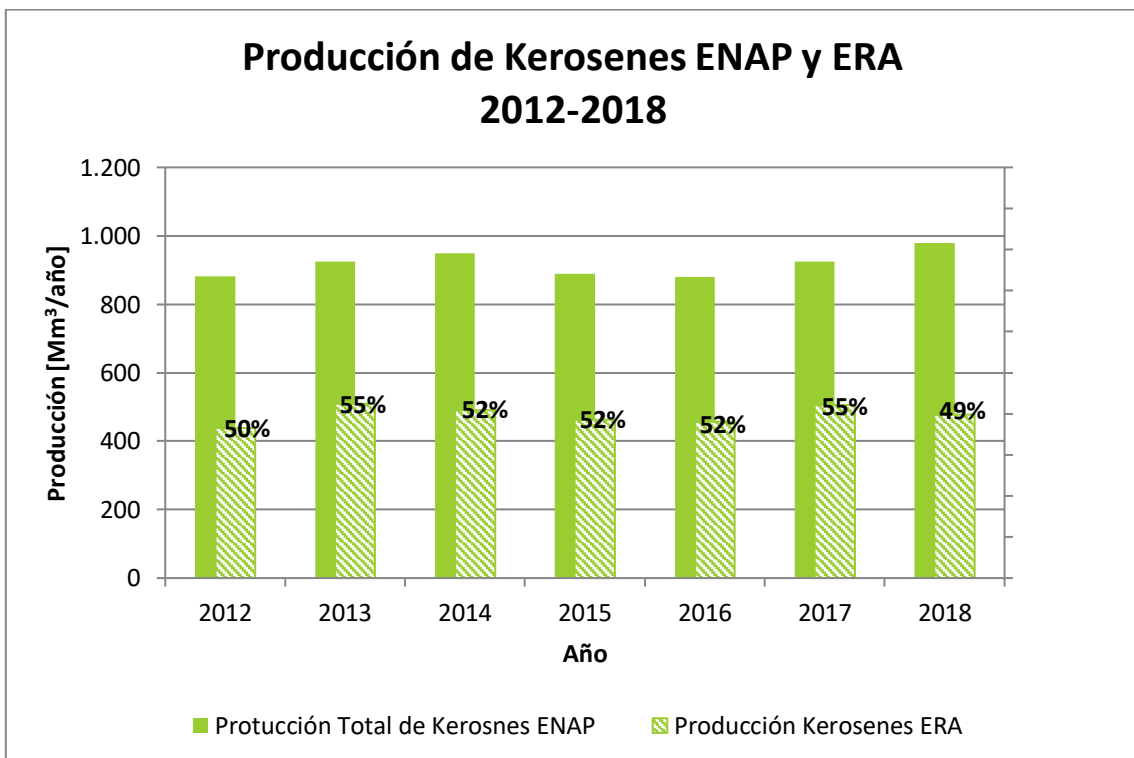


Figura 22 Producción de Kerosenes ENAP y ERA 2012-2018
 Fuente: Elaboración Propia
 Nota: Datos Obtenidos de la División Programación de la Producción.

2.4. Petróleos Combustibles.

Los petróleos combustibles que actualmente vende y produce la refinería corresponden al Petróleo Combustible #6 o Fuel Oil #6 y al Petróleo de Uso Marino IFO (*Intermediate Fuel Oil*). El Petróleo Combustible #6 puede ser usado para la generación de electricidad y como combustible para hornos y calderas típicamente y el petróleo combustible IFO es un combustible utilizado por naves marítimas. (Esmax, 2019)

Consumo Nacional: El consumo nacional de petróleos combustibles entre los años 2012 y 2018 se presenta en la Figura 23. El consumo nacional de petróleos combustibles ha ido decreciendo a través de los años. El decrecimiento anual de su consumo correspondió a -9,7%. Para el petróleo combustible # 6 el decrecimiento fue de -9,4% y para el petróleo IFO fue de -10,1%

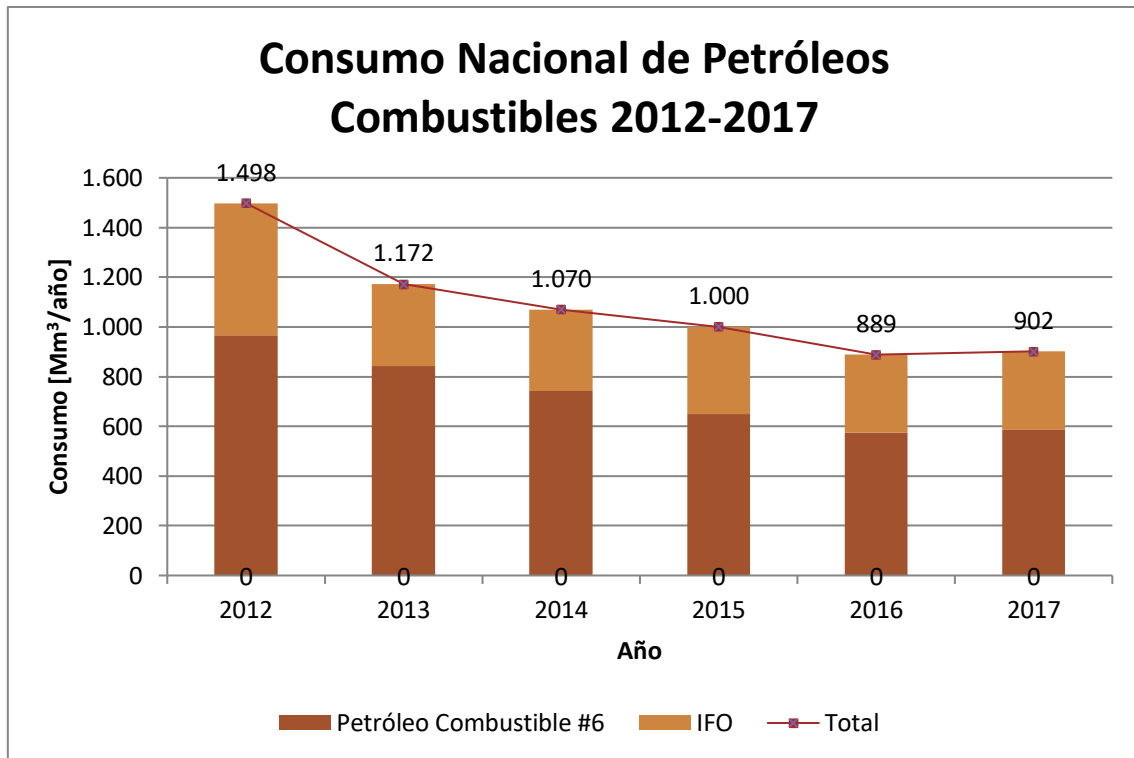


Figura 23 Consumo Nacional de Petróleos Combustibles 2012-2018

Fuente: Elaboración Propia

Nota: Datos Obtenidos de la División Programación de la Producción.

El consumo del petróleo IFO se debe a su utilización como combustible marino y por lo tanto se ha visto afectado constantemente por las regulaciones más estrictas en este ámbito. En enero del año 2015 la Organización Marítima Internacional o OMI emitió una norma donde se requiere que los barcos que viajan a menos de 320 km de distancia de las áreas de control de emisión en Norte América, el Mar del Norte o el Mar Báltico, utilicen combustible con un contenido máximo de azufre de 0.1%. Contenido menor al que se exigía hasta la fecha que corresponde al 1,0%. Esto ha provocó que la demanda de *fuel oil* con 1% de azufre haya disminuido considerablemente hasta el punto de que este material es mezclado con combustible de barco de 3,5%. (Organización Marítima Internacional, 2019)

En el año 2016 la Organización Marítima Internacional aprobó una regulación reduciendo el contenido máximo de azufre en las especificaciones para combustible marino, desde un 3,5% hasta un 0,5% de azufre. Esta reducción es significativa, tendrá efecto en el año 2020 y reducirá

significativamente la demanda de combustible *fuel oil* alto en azufre. (Organización Marítima Internacional, 2019)

Ventas: Las ventas de ENAP de los últimos 7 años se presentan en la Figura 24. Estas han presentado un decrecimiento en su total de un -6.15% promedio anual.

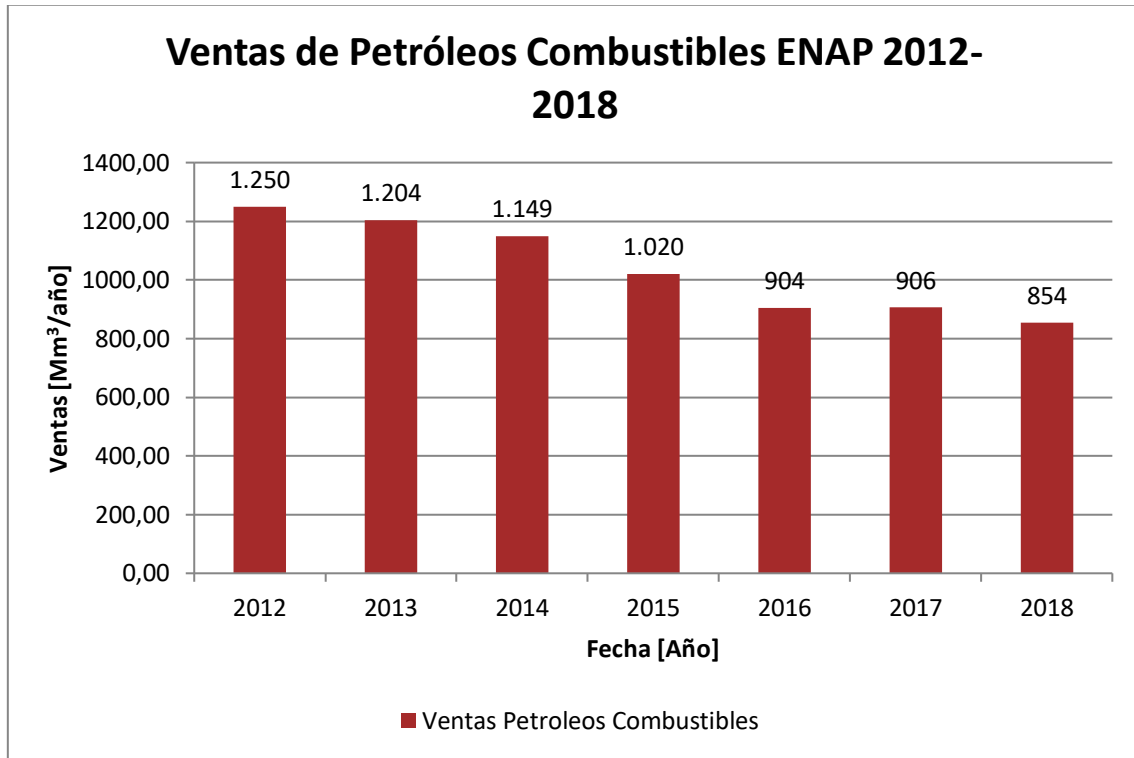


Figura 24 Ventas de Petr6leos Combustibles ENAP 2012-2018

Fuente: Elaboración Propia

Nota: Datos Obtenidos de la Divisi6n Programaci6n de la Producci6n.

Finalmente, un resumen del consumo nacional, las ventas y la participaci6n de ENAP en el mercado de Chile se encuentra en la Figura 25. Se puede observar que ENAP ha abastecido la totalidad del mercado nacional con sus ventas.

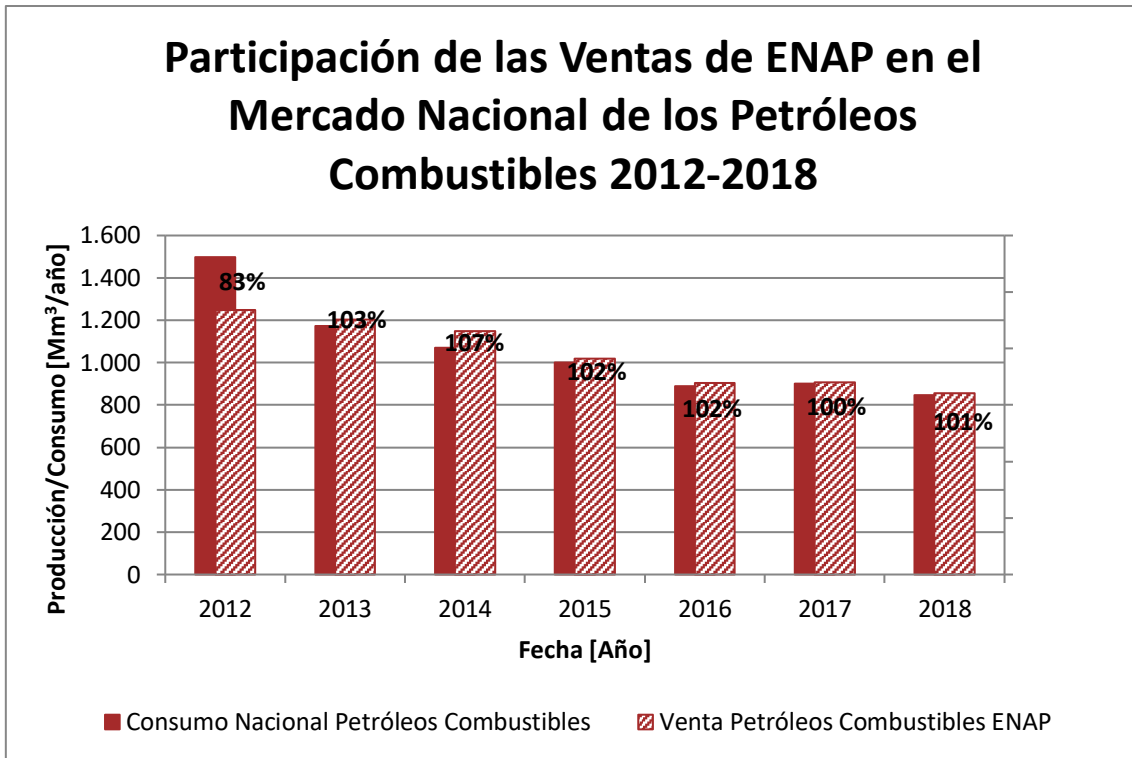
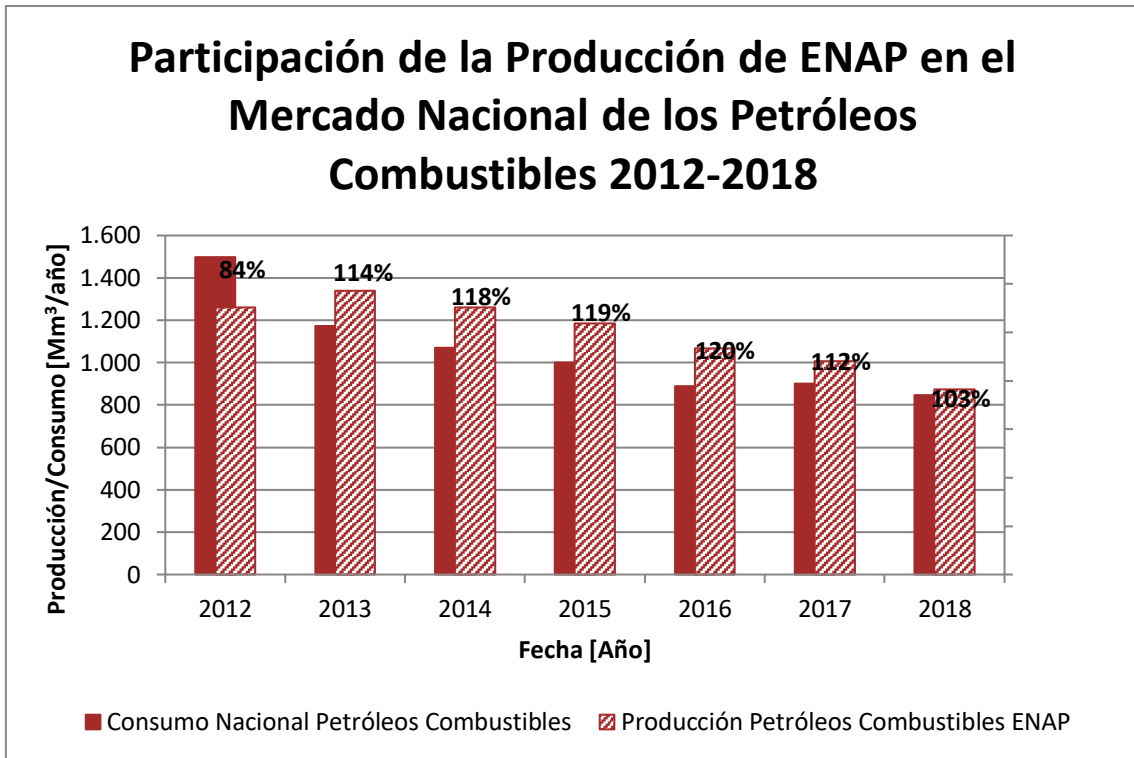


Figura 25 Mercado y Ventas de Petróleos Combustibles 2012-2018

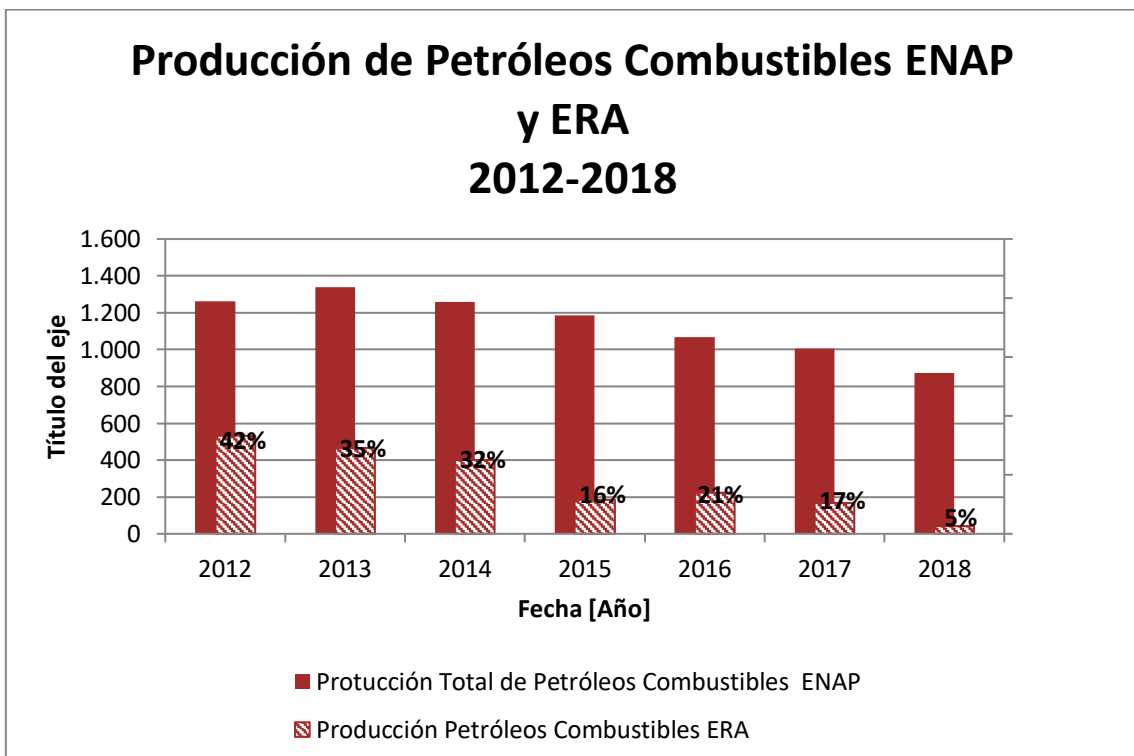
Fuente: Elaboración Propia

Nota: Datos Obtenidos de la División Programación de la Producción.

Producción ERA: La producción de petróleo combustibles en el año 2012 se repartía principalmente entre la refinería ubicada en Biobío y la Refinería de Concón, sin embargo, el último tiempo la producción de Biobío es la más significativa respecto al total y la de Concón ha ido en un constante decrecimiento llegando a representar en el 2018 solo un 4.69%. La participación de la producción de ENAP en el mercado nacional se presenta en la Figura 26. La producción de ERA respecto al total de ENAP se presenta en la Figura 27.



*Figura 26 Participación de la Producción de ENAP en el Mercado Nacional de los petróleos combustibles.
Fuente: Elaboración Propia
Nota: Datos Obtenidos de la División Programación de la Producción.*



*Figura 27 Producción de Petróleos Combustibles ENAP y ERA 2012-2018
Fuente: Elaboración Propia
Nota: Datos Obtenidos de la División Programación de la Producción.*

2.5. Gas Licuado.

ENAP produce Gas Licuado de Petróleo (GLP) en sus tres refinerías a nivel nacional, siendo la que produce más de este combustible la refinería ubicada en Magallanes.

Consumo Nacional: El consumo nacional anual de gas licuado se encuentra en la Figura 28. El crecimiento en el consumo anual de gas licuado para los años 2012 a 2018 fue de un 1,3%. El consumo de gas licuado se distribuye entre los sectores Comercial (28,97%), Industrial (16,05%), Residencial (53,81%) y Servicio Público (1,17%) para el año 2018. El GLP vehicular representa un 4% del total consumido y se distribuye entre los sectores Comercial (11,09%), Residencial (1,45%) y Servicio Público (0,21%). (Superintendencia de Electricidad y Combustibles, 2019)

Los sectores Residencial y Comercial son los que tienen mayor participación en el consumo de Gas Licuado de Petróleo. En el sector comercial se aprovecha el alto poder calorífico, la quema limpia y la distribución con cobertura de un 100% a nivel nacional del GLP para potenciar el crecimiento de los establecimientos (Asociación Iberoamericana de Gas Licuado de Petróleo, 2017). En el sector residencial el GLP puede ser utilizado en cocinas, en sistemas de calefacción, en generadores, en camiones, en herramientas de limpieza, etc. (Asociación Iberoamericana de Gas Licuado de Petróleo, 2017)

El GLP en el sector Industrial puede ser utilizado en centros de transformación para la generación de energía. Este combustible tiene diversas ventajas respecto a otros combustibles como por ejemplo: Es más fácil de transportar y menos costoso de comprimir, almacenar y transportar, que el gas natural; Las plantas generadoras que funcionan con GLP se pueden instalar en el lugar donde se requiere la energía, de forma de minimizar las pérdidas; Las plantas de GLP pueden ser combinadas con plantas de energía renovable; las plantas a GLP tienen menores emisiones que otros combustibles más pesados como el diésel; el GLP puede ser almacenado lo que permite aumentar su tiempo de actividad y finalmente el GLP puede actuar como un puente en la generación de energía eléctrica con fuentes renovables hasta que la infraestructura este completamente disponible. (World Liquefied Petroleum Gas Association, 2018).



Figura 28 Consumo Nacional de GLP 2012-2018

Fuente: Elaboración Propia

Nota: Datos Obtenidos de la División Programación de la Producción.

Ventas: La venta de Gas Licuado de Petróleo de ENAP en los últimos 7 años se presenta a continuación en la Figura 29.

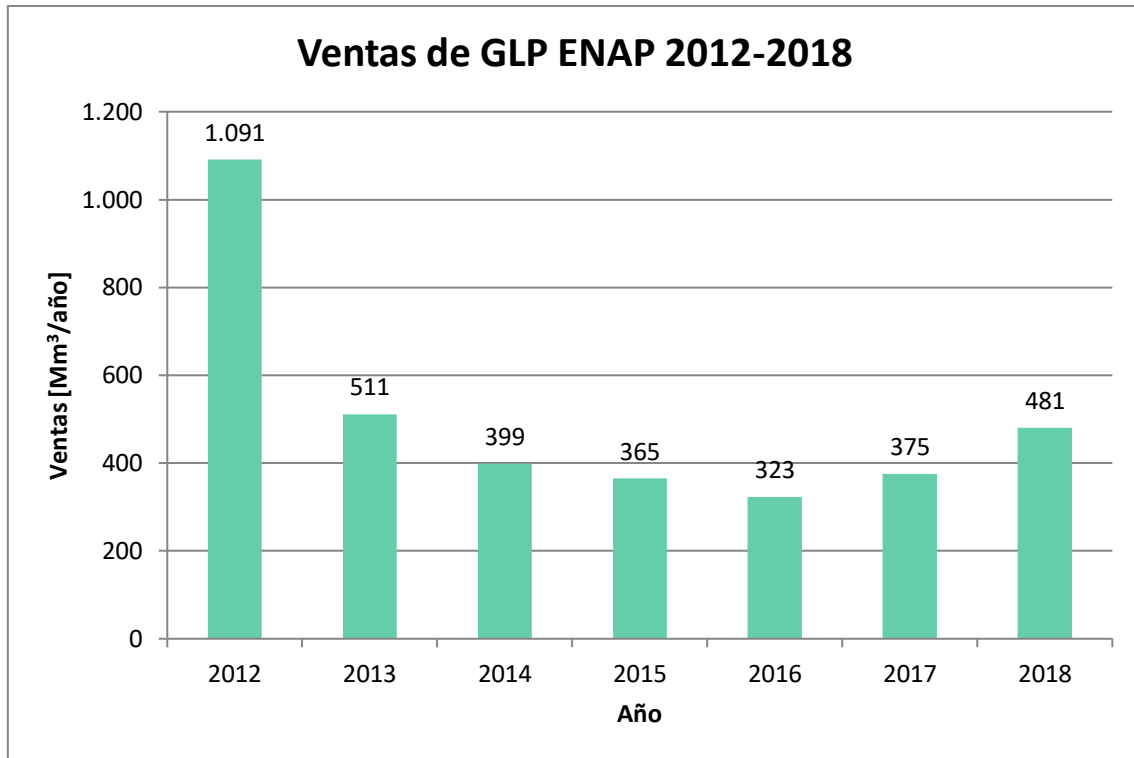


Figura 29 Ventas de GLP ENAP 2012-2018

Fuente: Elaboración Propia

Nota: Datos Obtenidos de la División Programación de la Producción.

Las ventas entre los años 2012-2016 han disminuido sostenidamente, mientras que en los últimos dos años (2017 y 2018) se ha presentado un leve aumento. La disminución anual promedio de las ventas de GLP para el periodo de tiempo estudiado correspondió a un 12.86%. La disminución en las ventas se debe a la vuelta a la normalidad de la matriz energética chilena, ya que el año 2007 Argentina, el principal abastecedor de Gas Natural a Chile, cortó el suministro. A raíz de esto Chile se vio obligado a utilizar otros combustibles para la generación de energía como combustibles líquidos derivados del petróleo o GLP, por lo que el consumo de estos aumentó, hasta que se volvió a la normalidad una vez que se diversificaron las fuentes de gas natural en el país (International Energy Agency, 2018). Finalmente se presentan el consumo nacional, las ventas y la participación de ENAP en el mercado de GLP en la Figura 30. En esta se puede observar que ENAP abastece menos del 20% del mercado nacional.

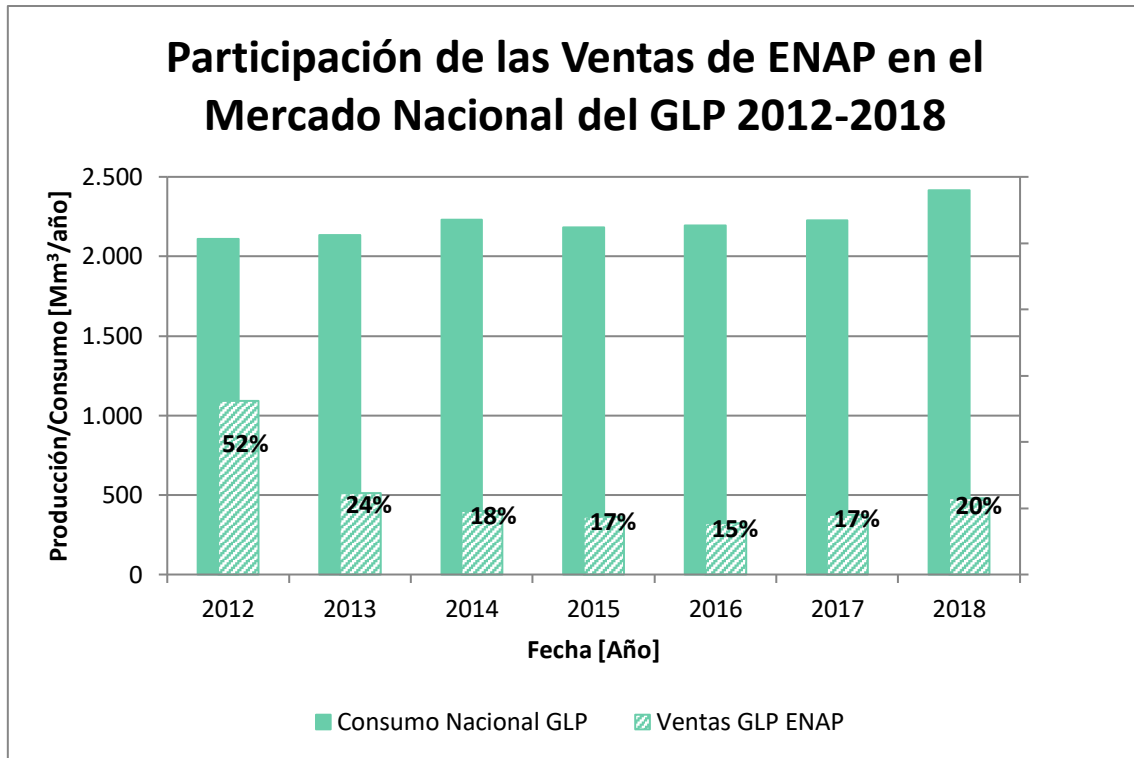


Figura 30 Mercado y Ventas de GLP 2012-2018

Fuente: Elaboración Propia

Nota: Datos Obtenidos de la División Programación de la Producción.

Producción ERA: Las ventas de GLP de ENAP corresponden a importaciones de productos y a las producciones de las refinerías de Concón, Biobío y Magallanes, siendo esta la principal productora de GLP a nivel nacional. La producción de ENAP y su participación en el mercado nacional se presentan en la Figura 31. La producción de ERA respecto al total se presenta en la Figura 32. La producción de la refinería de Concón ha ido disminuyendo con los años llegando a tener una participación de solo del 11.67% el año 2018 dada la implementación de la unidad de alquiler en el año 2012.

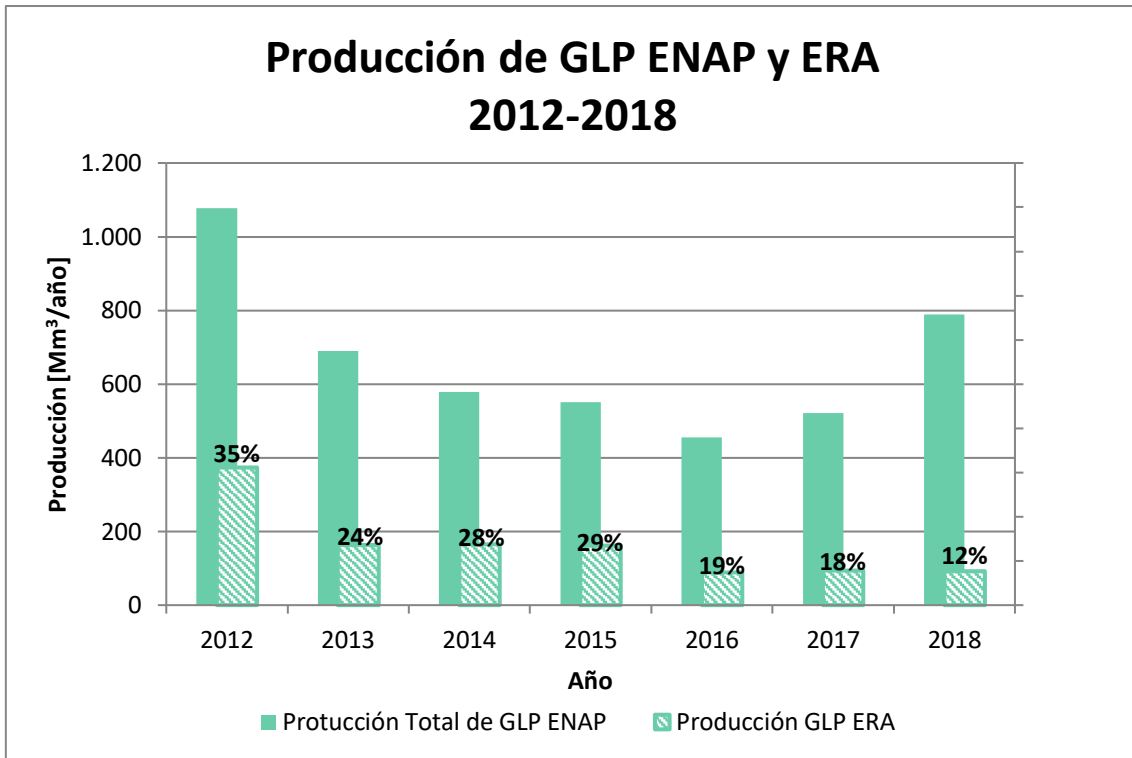


Figura 31 Producción de Gasolinas ENAP y ERA 2012-2018

Fuente: Elaboración Propia

Nota: Datos Obtenidos de la División Programación de la Producción.

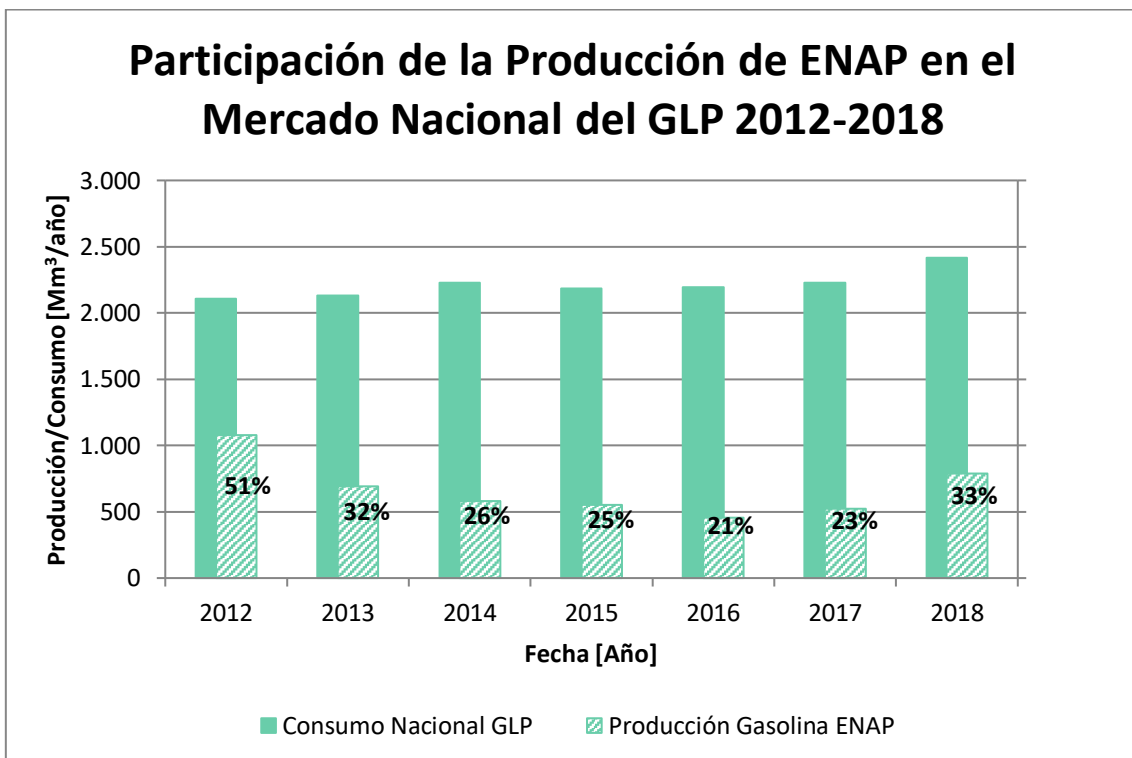


Figura 32 Participación de la Producción de ENAP en el Mercado Nacional de GLP

Fuente: Elaboración Propia

Nota: Datos Obtenidos de la División Programación de la Producción.

3. Antecedentes Técnicos.

ENAP Refinería Aconcagua es una refinería de petróleo que procesa crudo de petróleo para producir principalmente combustibles y otros productos derivados del petróleo. Esto se realiza mediante la destilación del crudo, es decir, la separación de los componentes de la mezcla del petróleo mediante la diferencia de temperaturas de ebullición y luego mediante la conversión de los componentes pesados del crudo en componentes más livianos y de mayor valor mediante unidades de craqueo.

La cantidad de productos que pueden ser extraídos mediante la destilación dependerá de la naturaleza del crudo procesado. Actualmente la refinería procesa una mezcla de crudo proveniente de distintos países, el año 2017 ENAP Refinerías S.A. cubrió el 98% de sus requerimientos de petróleo crudo con importaciones provenientes de Latinoamérica y el 2% con importaciones provenientes de Europa. Además, la totalidad del petróleo crudo fue adquirido mediante compras en el mercado spot. (ENAP S.A., 2019). La mezcla de crudo procesada en el último año en la refinería tiene una gravedad API de 28.8°, y un contenido de azufre igual a 0,91% p/p de acuerdo con los análisis de laboratorio del crudo del último año.

Parte del crudo es extraída del proceso de destilación como productos valiosos, el resto el convertido en unidades posteriores que principalmente corresponden a unidades de craqueo, ya sea térmico, catalítico o hidro craqueo. ENAP refinerías Aconcagua cuenta con una unidad de craqueo catalítico FCC, una unidad de hidro craqueo HCK, una unidad de hidro craqueo suave MHC, y una unidad de craqueo térmico DCU. Cada una de estas unidades va a ser descrita a continuación.

Además de las unidades de separación y conversión, la refinería cuenta con unidades de tratamiento de productos, unidades de aumento de octanaje, procesos de *blending* o mezclado y procesos para el tratamiento de efluentes y gases. Estas unidades también serán descritas brevemente en los siguientes párrafos.

ENAP, además se satisfacer la demanda con su propia producción, lo hace mediante importaciones. El principal origen de los productos refinados que importa ENAP es EEUU con un 87% de las compras y Asia (Corea del Sur y Japón) con un 10% de las compras. (ENAP S.A., 2019)

3.1.Descripción del Proceso.

3.1.1. Plantas de Separación o Destilación.

3.1.1.1. Topping I y Vacío I.

La Unidad de Destilación Atmosférica (CDU) tiene como objetivo fraccionar el petróleo crudo en gases livianos, gasolina, nafta liviana, nafta pesada, kerosene, diésel, *gas oil* y crudo reducido. Por su parte, la Unidad de Destilación al Vacío separa el crudo reducido en pitch, *gas oil* liviano, *gas oil* medio y *gas oil* pesado. El pitch permite la preparación de los diferentes *fuel oils* en especificaciones. La capacidad de la Unidad de *Topping I* corresponde a 9700 [m³/d] y la unidad de vacío tiene una capacidad de 5750 [m³/d]. (Ingeniería de Plantas ERA)

Circuito de Pre calentamiento

El circuito de pre calentamiento tiene por objeto calentar el petróleo crudo que será refinado aprovechando el calor de los productos que van a estanque (nafta, kerosene, diésel y pitch) y el calor que se le debe extraer a los reflujos de las torres (kerosene, diésel, HVGO, MVGO). De este modo, el crudo llega aproximadamente a 250 [°C] al Horno de Crudo B-130, con el consiguiente ahorro de combustible.

El circuito de pre calentamiento de *Topping I* se divide en tres secciones. La primera consta de tres circuitos de pre calentamiento. El primero compuesto por tres intercambiadores y el segundo y el tercero por dos cada uno. A la salida de los tres circuitos el crudo pre calentado se junta en una línea, se le agrega agua y demulsificante e ingresa a los desaladores.

Los desaladores tienen por función remover el agua y las sales del crudo para evitar la corrosión en los equipos aguas abajo. A la salida del desalador se le inyecta soda caustica al crudo con el objeto de neutralizar el HCl que se forma debido a la hidrólisis de las sales de cloruros de calcio y magnesio que pasan en el crudo. A la salida del desalador, comienza la segunda sección, en la cual la corriente de crudo se vuelve a dividir en tres circuitos para continuar su pre calentamiento. En cada uno de los circuitos el crudo intercambia calor en tres intercambiadores. A la salida, los tres circuitos anteriores se unen en uno solo para entrar al acumulador de carga de la unidad de destilación.

Del acumulador, se envía el crudo vaporizado directamente a la zona *flash* de la torre de destilación de crudo. El crudo líquido por otra parte es bombeado a la última sección de pre calentamiento que tiene solo un circuito donde el crudo intercambia calor con cuatro intercambiadores. Al final del circuito de pre calentamiento el crudo tiene una temperatura cercana a los 250 [°C]. Finalizado su pre calentamiento, el crudo ingresa al Horno de Crudo donde aumenta finalmente su temperatura al nivel requerido por el proceso.

Horno de Crudo

El crudo antes de entrar al horno se divide en cuatro circuitos, correspondientes a los cuatro pasos del horno, compuestos de 30 tubos de 6" de diámetro por paso en convección y 24 tubos por Paso en la zona de radiación, también de 6" de diámetro. Los 4 Pasos se juntan en uno solo a la salida del horno. El crudo abandona el horno a una temperatura de 360 [°C].

Torre de Crudo

En la torre de fraccionamiento, el crudo proveniente del horno es fraccionado, obteniéndose gases livianos, gasolina y nafta por el tope, kerosene, diésel y *gas oil* atmosférico por las extracciones laterales y crudo reducido por el fondo. La fraccionadora cuenta con *strippers* anexos que se utilizan para remover los componentes livianos de los productos como el kerosene y del diésel y así ajustar sus propiedades.

Los vapores de gasolina e hidrocarburos salen por el tope de la torre a una temperatura de 103 [°C]. Estos vapores son enfriados y enviados al acumulador de tope de la fraccionadora. Este acumulador de tope separa su alimentación en tres fases, una de agua, una de gasolina y una de vapores. Los vapores son enviados a la unidad concentradora de gases de la planta de Craqueo Catalítico. La fase acuosa decanta en el acumulador y es enviada al desalador o a la succión de las bombas de carga de crudo a la unidad. Dependiendo de la temperatura que se fije al tope de la torre, la composición del producto de tope puede ser gasolina o gasolina más nafta. Una parte de este producto es enviada como reflujo de tope y la otra como producción hacia el *splitter* de gasolina de la planta Fraccionadora de Gasolina. La torre está diseñada para extraer la producción de nafta junto con el producto de tope, pero en el caso que se esté produciendo nafta para alimentar a la Planta de Solventes, ésta se extraerá desde el colector ubicado en la bandeja N°9

El kerosene es extraído desde el plato de extracción total ubicado bajo la bandeja N°20. A la salida de la torre, la línea de extracción se divide en dos circuitos, uno que va al *stripper* de kerosene y otro que va como reflujo hacia la fraccionadora. Este reflujo puede ser ingresado directamente como reflujo caliente o puede ser enfriado intercambiando calor con el crudo y ser ingresado como reflujo frío en la torre fraccionadora. El kerosene que fue enviado al *stripper*, luego de que fue separado de los componentes livianos es enfriado y enviado a estanque de kerosene doméstico o a la planta Merox I si es kerosene de aviación. El kerosene puede también ser enviado a la planta de solventes para cuando se realizan campañas de producción de solvente de minería.

El diésel es extraído desde el plato de extracción total ubicado bajo la bandeja N°26. A la salida de la torre la línea se divide en dos circuitos, uno que va al *stripper* de diésel y otro que va como reflujo hacia la fraccionadora. El reflujo de diésel puede ser ingresado a la columna bajo el colector como reflujo caliente o puede entregar calor al crudo y ser enfriado con agua refrigerante para retornar como reflujo frío sobre la bandeja N°24. El diésel del fondo del *stripper* es enfriado y luego es enviado a estanque o directamente a HDT.

El AGO es extraído desde el colector parcial ubicado en la bandeja N°40 El AGO es enviado hacia un *stripper* para remover los compuestos livianos y desde el fondo es bombeado a entregar calor al crudo. Este producto puede ser enviado a Planta de Craqueo Catalítico, MHC, HCK o a estanque. El crudo reducido sale del fondo de la torre de destilación atmosférica a una temperatura de aproximadamente 350 [°C] y es enviado al Horno de Vacío.

Horno de Vacío

El crudo reducido llega al horno a una temperatura cercana a los 350 [°C]. La corriente total de crudo reducido se divide para alimentar los dos pasos del horno, entrando a la parte superior de éste, llamada zona de convección. La zona de convección consiste en dos pasos de 50 tubos y la zona de radiación consiste en 2 Pasos de 36 tubos cada uno. De esta zona, el crudo reducido sale

a una temperatura cercana a los 400 [°C]. A la salida del horno ambos pasos se juntan en uno solo.

Torre de Vacío

La torre de vacío está constituida por un sistema de vacío, un desnebulizador o eliminador de niebla en la zona superior, un colector de LVGO, un colector de MVGO, un colector de HVGO y un colector de Destilado Parafínico (Reciclo de Vacío), con sus correspondientes extracciones y reflujos. En la línea de salida del tope de la torre, se inyecta el amoníaco y se encuentra la válvula de alivio de la torre que opera a las 50# y descarga a la atmósfera.

La columna está compuesta por cinco secciones con relleno, donde ocurre el contacto del líquido y el vapor al interior de la torre. Bajo un primer relleno, se encuentra el colector total de LVGO. Bajo este colector está ubicada la llegada de reflujo frío de MVGO. Una parte del LVGO es retornado a la torre como reflujo de tope y otra, correspondiente a la producción, puede ser enviada a FCC, MHC, HCK o a estanque. El reflujo de tope se enfría y retorna sobre el relleno superior de la torre.

Bajo el segundo relleno se ubica el segundo colector total que corresponde al colector de MVGO. Una parte del MVGO retorna a la torre como reflujo caliente bajo el colector de MVGO pasando por un distribuidor TNT. La otra parte, después de entregar calor al crudo se divide en dos circuitos, uno de reflujo frío de MVGO y otro de MVGO producto. El reflujo frío de MVGO retorna a la torre sobre el relleno sobre el colector. El MVGO producto puede ser enviado a MHC, HCK o FCC.

Bajo un tercer relleno se encuentra otro colector total (colector de reflujo) que recibe todo el reflujo de MVGO y el *gas oil* que condensa en este lugar. El líquido aquí acumulado rebalsa hacia la zona inferior cayendo sobre un segundo distribuidor TNT. Bajo este distribuidor TNT se encuentra un cuarto relleno. El HVGO es extraído desde el colector bajo este último relleno y retorna a la torre como reflujo caliente bajo el colector de HVGO o puede ser enfriado y dividido en dos circuitos, uno de reflujo frío de HVGO y otro de HVGO producto. El reflujo frío retorna a la torre sobre el colector de reflujo. El HVGO producto puede ser enviado a FCC; MHC o HCK.

El destilado parafínico (reciclo de vacío) es extraído desde el colector total ubicado sobre la zona flash, bajo el quinto relleno y es enviado aguas arriba del Horno de Vacío. Bajo este último colector total se ubica la entrada del crudo reducido. El crudo reducido es alimentado en la zona donde se encuentra el producto de fondo de la torre de vacío o pitch. Este producto de fondo puede retornar al fondo de la torre o puede dirigirse a la Planta de Coquización Retardada o a estanque.

Sistema de Vacío

El sistema de vacío de la columna de destilación a vacío está constituido por dos juegos de eyectores compuestos de tres eyectores cada uno, dos condensadores barométricos, un condensador primario y un condensador secundario, un tambor acumulador y separador de fases, tres bombas de agua de refrigeración para los condensadores, dos bombas de producto y una bomba de aceite

Los vapores de la Torre de Vacío salen del tope de la torre, dividiéndose en dos corrientes paralelas para pasar por los condensadores barométricos, el líquido condensado pasa luego a la

zona de interfaces del tambor acumulador. Los no condensables son succionados por los eyectores del primer juego, luego pasan al condensador primario y los vapores aquí condensados, pasan a su vez al tambor acumulador. A su vez, los no condensables del condensador son succionados por los eyectores del segundo juego, pasando al condensador secundario y el líquido condensado y los no condensables pasan a la zona de interfaces del tambor acumulador. El agua ácida que se acumula es enviada al crudo y el aceite que se separa, pasa a la tercera y última zona donde es enviado a *slop*. Los gases ácidos pueden ser enviados al quemador central del Horno de Crudo o a *blowdown*.

3.1.1.2. *Topping* II y Vacío II.

Estas unidades al igual que *Topping* I y Vacío I tienen el mismo objetivo, que corresponde a fraccionar el petróleo crudo para obtener productos más livianos y más valiosos comercialmente. Además, tienen la misma estructura que las plantas descritas anteriormente. A continuación, se describirán las principales secciones de *Topping* II y Vacío II. La unidad de *Topping* II tiene una capacidad de procesar 5530 [m³/d] y la unidad de Vacío II una capacidad de 3400 [m³/d (Ingeniería de Plantas ERA)].

Circuito de Pre calentamiento

El circuito de pre calentamiento tiene por objeto calentar el petróleo crudo que será refinado aprovechando el calor de los productos que van a estanque (nafta, kerosene, diésel y pitch) y el calor que se le debe extraer a los reflujos de las torres (kerosene, diésel, GOP, GOL). De este modo, el crudo llega entre 200 y 280 [°C] al Horno de Crudo, con el consiguiente ahorro de combustible.

El crudo virgen llega desde estanque a una temperatura entre los 15 [°C] y los 45 [°C], a la succión de las bombas de. A la descarga de las bombas, el circuito se divide en dos corrientes, en cada una de las cuales el crudo pasa por dos intercambiadores para pre calentarse. Luego ambas corrientes se juntan, para seguir pre calentándose en otros dos intercambiadores de calor con productos a estanque y reflujos provenientes de la columna fraccionadora.

Antes de entrar a los desaladores, al crudo se le inyecta agua. El flujo total de crudo pasa por una válvula de mezcla, la cual produce la mezcla íntima del crudo con el agua de desalado, tras lo cual el flujo entra al desalador por su parte inferior, repartiéndose a los distribuidores colocados al centro y en ambos extremos del equipo. Luego de eliminar la mayor parte del agua y sal, el crudo sale por la parte superior de este equipo, ingresando al segundo desalador por su parte inferior, pasando previamente por una válvula de mezcla. En este segundo desalador, se completa el proceso de desalado, obteniéndose un crudo prácticamente exento de esos contaminantes. A la salida de los desaladores se le inyecta soda caustica diluida al crudo para remover el HCl que pueda contener.

Después del desalado, el crudo sigue intercambiando calor con un reflujo de la torre fraccionadora y luego se divide nuevamente en dos corrientes. En una de estas corrientes el crudo intercambia calor con dos reflujos de la torre mientras que en la otra intercambia con reflujo de GOP y dos productos a estanque. Finalmente, ambas corrientes se juntan e ingresan al acumulador de carga de la planta. Este acumulador tiene por objeto mantener un stock mínimo de crudo en la planta, en caso de que se pierda la alimentación desde estanques, lo que da tiempo para detener la unidad en caso necesario. En este acumulador se forman tres fases: una de ellas es trazas de agua no retenidas por los desaladores, la que es eliminada en forma manual

desde el fondo de este equipo. La segunda fase es la de crudo líquido, mientras que la última fase es de gases, los que son enviados a la entrada de la Torre Atmosférica.

El crudo líquido del acumulador nuevamente es separado en dos corrientes. La primera de ellas pasa por tres intercambiadores, donde recibe el calor del flujo de pitch y de GOP. La segunda corriente intercambia calor con pitch, GOP y GOV. Saliendo de los últimos intercambiadores, las dos corrientes se juntan y van hacia el Horno de Crudo con una temperatura de 270 [°C].

Horno de Crudo

El flujo de crudo que viene directo desde la descarga de las bombas de carga al horno pasa primero por el precalentador de aire, donde le entrega calor al aire de combustión, tras lo cual va a un paso en la zona de convección del horno para recuperar calor, retornando a juntarse a la corriente principal de carga al Horno. El crudo llega al horno a una temperatura cercana a los 270 [°C], separándose el flujo en cuatro pasos que ingresan a la zona de convección del horno. Desde la zona de convección, los pasos se dirigen a la zona de radiación, desde donde abandonan el Horno a una temperatura de 340 [°C] a 360 [°C].

Torre Atmosférica

En la torre, el crudo proveniente del horno es fraccionado, obteniéndose gases livianos y gasolina por el tope, nafta liviana, nafta pesada, kerosene, diésel y *gas oil* virgen (GOV) por las extracciones laterales y crudo reducido por el fondo. La columna de fraccionamiento posee un *stripper* anexo que se encuentra dividido en tres secciones independientes entre sí: la superior se utiliza como *stripper* de nafta, la media como *stripper* de kerosene, mientras que la inferior cumple esa función para el diésel.

Los gases y vapores que salen por el tope de la torre a una temperatura de 105 [°C] son enfriados, condensados y separados luego en el acumulador de tope. En este acumulador se forman tres fases: una fase de agua, formada por la condensación de los vapores de dispersión y de *stripping*; una fase de gasolina y una fase de gas no condensable. Los gases no condensables salen por la parte superior y son enviados al sistema de recuperación de livianos de la unidad FCC. Parte de la gasolina es enviada de regreso al tope de la torre como reflujo. El excedente de gasolina se envía como gasolina no estabilizada a la torre *splitter* de la planta Fraccionadora de Gasolina o a la torre estabilizadora. Desde el fondo del acumulador la fase acuosa es enviada a la alimentación de crudo para el proceso de desalado.

Del plato N°5, se puede extraer un corte de nafta liviana, la cual se pasa por un *stripper*. La nafta liviana puede enviarse a la Planta Merox, a estanque o a la Planta Solventes luego de ser enfriada. La nafta pesada se extrae desde plato N°10 y llega a la primera sección (superior) del *stripper* anexo a la torre fraccionadora. Este *stripper* tiene por función eliminar los componentes livianos de la nafta. Desde el tope de este equipo, sale una línea que llega bajo el plato N°9, la cual retorna los componentes livianos y el vapor hacia la torre. Desde el fondo de este *stripper* se envía la nafta a estanque previamente enfriada o se envía directamente hacia el *splitter* de nafta.

Del plato N°17 se extrae el kerosene, el cual se divide en dos corrientes a la salida de la torre: la primera llega a la sección media del *stripper anexo* donde se eliminan los componentes livianos mediante la adición de vapor de 50# recalentado, retornando estos componentes y el vapor hacia la torre. Desde el fondo del *stripper* se envía el producto a estanque como kerosene doméstico o

a la Planta Merox 1 (kerosene de aviación) o a MHC o se envía kerosene como reflujo caliente a la torre. La segunda corriente se utiliza como reflujo frío de kerosene retornando a la torre, a la altura del plato N°15.

Más abajo en la torre, a la altura del plato N°23, está la extracción de diésel, la cual también se divide en dos corrientes a la salida de la torre: una va como reflujo intermedio y la otra a la sección del fondo del *stripper* anexo. La primera corriente correspondiente a reflujo frío de diésel se enfría y retorna a la torre sobre el plato N°21. La segunda corriente, que llega a la tercera sección del *stripper* anexo se envía por el fondo hacia estanque enfriándose previamente. Una parte de esta corriente puede ser enviada sin enfriamiento directamente hacia HDT. El tope del *stripper* se recircula a la fraccionadora.

El *gas oil* virgen se extrae desde el plato N°26 y se divide en dos corrientes. La primera le entrega calor al crudo, y luego retorna a la torre sobre el plato N°25 como reflujo frío. La segunda es enviada a un *stripper* donde se eliminan los componentes livianos mediante vapor de 50# y son reenviados a la fraccionadora y el fondo se envía a estanque o a las plantas MHC, HCK o FCC. Del fondo de la columna atmosférica se obtiene el crudo reducido, el cual es enviado al Horno de Vacío. Una parte del crudo reducido va como flujo calefactor a los rehervidores de la Planta de Solventes, retornando al flujo total de crudo reducido aguas abajo.

Horno de Vacío

El crudo reducido llega al horno a una temperatura cercana a los 340 [°C]. Una parte de este crudo reducido equivalente a un 9% de la carga, se desvía al precalentador de aire de combustión, donde al entregar calor al aire, su temperatura disminuirá hasta cerca de los 200 [°C]. El aire que pasa por fuera de los tubos aumentará su temperatura desde la del ambiente hasta los 249 [°C]. El crudo reducido a 200 [°C] pasa después al paso de recalentamiento ubicado en la parte superior de la zona de convección donde aumenta su temperatura a 340 [°C], juntándose luego con la carga al horno. La corriente total de crudo reducido se divide para alimentar los dos pasos del horno, entrando a la parte superior de éste, llamada zona de convección. Pasada esta zona, el crudo reducido entra a la zona de radiación de donde sale a una temperatura cercana a los 420 [°C].

Torre de Vacío

El crudo reducido proveniente del Horno de Vacío se alimenta a la zona flash de la columna, donde se separa en una parte líquida que va al fondo y otra fase vapor. Los líquidos que llegan al fondo son enviados a un *stripper* con vapor de 50# recalentado y salen como pitch, que es alimentado posteriormente a la unidad de coquización retardada. El fondo de la columna fraccionadora recibe un reflujo de pitch a menor temperatura llamado comúnmente lavado de fondo.

Los gases de la zona flash al ascender, pasan por dos chimeneas del colector de reciclo parafínico, tras lo cual pasan por un relleno, donde se encuentran con un flujo descendente de GOP, llamado lavado caliente, que tiene por objeto evitar el arrastre de metales y carbón hacia las zonas superiores. Por efectos de la disminución de temperatura, una parte del producto condensa, cayendo al colector de reciclo, desde donde es extraído y enviado como reciclo al fondo de la Torre Atmosférica. El producto que no condensó en el colector de reciclo, continúa ascendiendo, y pasa a través de un segundo relleno, tras lo cual llega al colector de gasoil pesado, el cual es del tipo de extracción total, por lo que cuenta con cuatro chimeneas por donde

pasan los gases, los cuales condensan en gran parte en este colector debido al efecto del reflujo intermedio.

El producto condensado en este colector se denomina *gas oil* Pesado (GOP). Una parte del GOP retorna a la torre bajo el colector medio como lavado caliente, pasando previamente por dos filtros de malla fina, para retener suciedad o trazas de coque que puedan obstruir los orificios del distribuidor de reflujo caliente. El resto de la producción de GOP es enfriada y enviada hacia estanque o hacia las plantas de MHC o HCK enviada nuevamente a la columna de fraccionamiento como reflujo intermedio. Parte del GOP producido también puede ser enviado directamente hacia FCC.

Los gases que continúan ascendiendo pasan por un tercer relleno, sobre el cual está el distribuidor de reflujo intermedio, el cual condensa gran parte de estos gases, como se explicó en el párrafo anterior, tras lo cual, los gases pasan a través de las chimeneas del colector de *gas oil* Liviano (GOL), donde condensan casi completamente, por efecto del reflujo de tope. Desde este colector se envía una parte del flujo como reflujo de tope para lo cual se enfría previamente retornando al tope de la torre. La otra parte puede ir a almacenarse a estanque o como carga a las unidades del área de Hidrógeno (HCK, MHC), enfriándose previamente o bien a la Planta de Craqueo Catalítico, sin pasar por el enfriador.

Los gases no condensables, trazas de hidrocarburos y vapor de agua, salen por el tope de la torre e ingresan a un sistema de condensadores y eyectores en serie con el objeto de ir evacuando los no condensables y condensando el vapor y los hidrocarburos a medida que los eyectores bajan la presión. Los gases y el condensado son acumulados en el separador de tope y enviados al quemador central del Horno de Crudo o a su chimenea, mientras que el condensado se envía al crudo.

3.1.2. Plantas de Conversión.

3.1.2.1 Craqueo Catalítico.

El craqueo catalítico fluidizado es un proceso para la conversión de *gas oils* atmosféricos, denominados AGO y GOV en las plantas de *Topping* I y II respectivamente y *gas oil* de vacío (VGO) que se denominan LVGO, MVHO y HVGO para *Topping* I y GOL y GOP para *Topping* II, además de algunas corrientes pesadas recuperadas desde otras operaciones de la refinería, como por ejemplo HCGO del *coker* y los GONC de MHC y HCK, en gasolina de alto octanaje, *fuel oils* ligeros y gases livianos ricos en olefinas, que son productos más livianos de mayor demanda comercial. Esta conversión se realiza mediante reacciones químicas complejas que ocurren cuando la alimentación entra en contacto con el catalizador a altas temperaturas. La unidad de FCC posee una versatilidad operacional que permite a la refinería producir bajo una variedad de patrones de producción simplemente ajustando los parámetros de operación. La gasolina producida en FCC tiene un excelente número octano. (Ingeniería de Plantas ERA)

La planta instalada en refinería es capaz de procesar una carga máxima de 5000 [Sm³/d]. La alimentación se recibe en un acumulador de carga y esta proviene de la refinería y de los estanques de almacenamiento de *gas oil*. (Ingeniería de Plantas ERA)

En la unidad de FCC, las reacciones de craqueo se llevan a cabo en el *riser*, en el cual una corriente líquida se pone en contacto con catalizador pulverizado caliente. La corriente líquida se vaporiza y craquea formando productos más livianos a medida que se eleva en el *riser* y se

lleva el polvo catalizador con ella. Las reacciones son rápidas y solo son necesarios unos segundos de contacto entre la corriente y el catalizador para que ocurran. Simultáneamente a las reacciones deseadas, ocurre la formación de coque, que corresponde a un material carbonáceo. El coque se forma con una baja razón hidrógeno/carbono (H/C), se deposita en el catalizador y disminuye su actividad catalítica. El catalizador gastado y los productos convertidos son separados posteriormente mediante la acción de vapor de *stripping* dentro de un *stripper* en el reactor y el catalizador es enviado a una cámara de separación llamada “Regenerador”, donde el coque formado es combustionado para regenerar el catalizador. El catalizador regenerado luego es enviado al fondo del *riser* del reactor, donde el ciclo comienza nuevamente. El catalizador fino que persiste en la corriente de productos del reactor es separado mediante ciclones antes de la fraccionadora principal y es recirculado al proceso.

La Unidad FCC contiene las siguientes secciones:

Reactor y regenerador: En el reactor, la alimentación es craqueada y se produce un efluente que contiene hidrocarburos que van desde metano hasta el material de mayor punto de ebullición de la alimentación, más hidrógeno y ácido sulfhídrico. En el regenerador, el catalizador gastado circulante es regenerado mediante combustión del coque depositado con aire a altas temperaturas.

Fraccionador principal: El efluente del reactor es separado en varios productos. El producto de tope incluye gasolina y material ligero. Los productos líquidos más pesados, nafta pesada y “*Cycle oils*” son separados como cortes laterales y finalmente *slurry oil* o barro es separado como producto de fondo.

Los vapores de hidrocarburos crackeados que vienen del reactor suben por una sección de baffles en contra corriente con un reflujo de barro y reflujo interno de la torre, con el objeto de detener y arrastrar hacia el fondo, las partículas de catalizador arrastrado. Desde la sección de deflectores de la torre y hacia arriba en los platos de burbujeo, los vapores se van enfriando gradualmente al contacto con líquido que desciende efectuándose una condensación parcial de los vapores. Este enfriamiento y condensación continúa a través de toda la torre, de modo que sólo los hidrocarburos más livianos o de más bajo punto de ebullición permanecerán en estado de vapor, saliendo por el tope de la torre.

Para controlar las condiciones de temperatura, dentro de la torre, y por lo tanto la condensación de los hidrocarburos, se le inyectan reflujo (de tope y laterales). Estos reflujo aseguran un flujo descendente estable de hidrocarburos líquidos a través de la torre, permitiendo así una separación controlada de las distintas fracciones de hidrocarburos.

Unidad concentradora de gases: En esta sección, la gasolina inestable y los productos ligeros que provienen del tope del fraccionador principal, son separados en *fuel gas* (Etano, Metano y H₂S), C₃-C₄ y en gasolina debutanizada. Esto se realiza mediante sistemas de compresión absorción, *stripping* y fraccionamiento. Lo que se busca en esta unidad es primeramente remover todo el *fuel gas* del GLP absorbiendo este producto con gasolina desestabilizada y posteriormente con LCGO y luego se busca separar la mezcla de nafta desestabilizada y GLP en una debutanizadora. El *fuel gas* y el GLP resultantes de esta unidad deben ser tratados con aminas para remover el contenido de H₂S de estas corrientes. Las aminas ricas, es decir, cargadas con H₂S son enviadas a otra unidad para ser regeneradas (ARU).

Dependiendo de los objetivos de la refinería, algunos materiales no convertidos que se encuentran en el rango de vaporización de la alimentación pueden ser recirculados al reactor. En este caso se recircula parte del decantado que sale del fondo de la fraccionadora pasando por un *stripper* hacia el *riser* del reactor. En general, la conversión, la cual es típicamente definida como 100 menos el porcentaje en volumen de productos líquidos más pesados que gasolina, nunca es completa. Una parte del producto principal de fondo de la columna de fraccionamiento, conocido como *slurry oil* o decantado, en el caso de que haya sido sometido a *stripping* previamente, es utilizado para el *blending* de *fuel oil*. *Light cycle oil* recuperado como producto de corte lateral es en general utilizado como combustible para calentar domicilios, a pesar de que una fracción de este producto puede ser utilizada en el *blending* de diésel.

La unidad de FCC tiene asociada un sistema de gas de combustión donde se recupera la energía de esta corriente y se produce vapor. El gas de combustión está compuesto de partículas finas de catalizador, nitrógeno de aire utilizado para la combustión, productos de combustión del coque (óxidos de carbono, azufre, nitrógeno y vapor de agua) y trazas de otros componentes.

3.1.2.2. Hidrocraqueo.

El proceso de hidrocraqueo, es un proceso versátil para hidrocraquear fracciones pesadas de petróleo en productos más livianos y de mayor valor comercial. La alimentación corresponde a *gas oil* de vacío, y es convertida en productos de bajo peso molecular, maximizando, las naftas y destilados. Simultáneamente con el hidrocraqueo, el azufre, nitrógeno y oxígeno son casi completamente removidos y las olefinas son saturadas, dando con esto, productos que estarán compuestos, esencialmente, de una mezcla o de parafinas, naftenos y aromáticos. El grado deseado de hidrocraqueo toma lugar cuando la carga se procesa sobre un lecho fijo de catalizador de hidrocraqueo a elevada presión de hidrógeno y temperatura. Cuando la carga y el hidrógeno toman contacto con el catalizador, los compuestos de nitrógeno son convertidos en amoníaco e hidrocarburos, los sulfurados son convertidos en ácido sulfhídrico e hidrocarburos y los hidrocarburos son hidrocraqueados en productos de bajo peso molecular. El efluente de los reactores es cargado a la sección del fraccionador, donde los productos son separados.

La unidad de hidrocraqueo instalada en la refinería será descrita brevemente, para esto será dividida en la zona de reacción, la zona de *stripping* y la zona de fraccionamiento. La unidad tiene una capacidad de procesar 3180 [m³/d] de *gas oil* proveniente de las unidades de vacío. Si la unidad opera en modo moderado a una presión de 98,6 [kg/cm²] la conversión lograda será de un 40%. El diseño de la planta permite que esta opere a la mitad de su carga máxima y que se obtengan productos como la nafta, kerosene y diésel y un producto de fondo. (Ingeniería de Plantas ERA)

Zona de Reacción

La carga a la planta corresponde a *gas oil* de las unidades Topping y Vacío I y II. Esta es impulsada mediante bombas hacia un sistema de filtros, que tiene como objetivo retener el material particulado, para prevenir que este se deposite sobre el lecho del primer reactor. Después de filtrada, la carga pasa al acumulador de succión, desde cuyo fondo la alimentación fluye hacia la succión de las bombas de carga. Posterior a la descarga de las bombas la corriente de alimentación es mezclada como gas de reciclo, proveniente del compresor de gas de reciclo.

La carga a la planta se divide en dos corrientes, las cuales son enviadas hacia dos bancos paralelos de 4 intercambiadores cada banco, uno para cada corriente. La carga pasa a través de

la carcasa y por los tubos pasa el efluente de los reactores, que es el producto que precalienta la carga. Desde la salida de los intercambiadores, el flujo de carga va a calentarse a la temperatura necesaria de entrada al primer reactor, en el horno de carga combinada.

En la zona de reacción hay cuatro reactores instalados en serie, por lo que el efluente del primer es enviado al segundo reactor y del mismo modo con los siguientes dos. Desde los intercambiadores de carga, el efluente de los reactores pasa a los condensadores con aire y bajan la temperatura de los productos de reacción antes de ingresar al separador de alta presión. A medida que el efluente de los reactores es enfriado y los vapores condensados, puede formarse disulfuro de amonio ($\text{NH}_4 \text{HS}$), debido a la presencia de amoníaco (NH_3) y sulfuro de hidrógeno (H_2S). Asimismo, cloruro de amonio (ClNH_4) puede formarse debido a la presencia de amoníaco (NH_3) y cloruro de hidrógeno (HCl). Estas sales se disuelven en agua y son removidas del sistema cuando el agua inyectada para tal efecto sale por la bota de fondo del separador de alta.

En el separador de alta se separan tres fases, el agua ácida, los hidrocarburos líquidos y los vapores. Estas tres fases son removidas individualmente. Para la recolección del agua se cuenta con una bota, desde donde se envía al tambor *flash* y desde donde llegará finalmente al *stripper* de aguas ácidas de la refinería. Los vapores del separador de alta presión salen hacia el tambor de succión del compresor de gas de reciclo, mientras que el flujo de hidrocarburos líquidos va hacia el tambor flash. En el tambor flash se desprenden los livianos, separándose en varias corrientes, la primera de las cuales se carga al *stripper*, otra fracción es enviada a Tratamiento 3 y otra a *blowdown*. Esta corriente es principalmente hidrógeno con H_2S en concentraciones bajas.

La salida normal de vapores del separador de alta va hacia el tambor de succión del compresor de reciclo. Este tambor de succión es un acumulador en que los vapores salen del tope, pasando por un coalescedor de malla inoxidable, que cumple con la función de retener eventuales gotas de agua que lleve el gas de reciclo, las que posteriormente se drenan por el fondo del equipo. Desde este tambor los vapores entran al compresor de reciclo, donde se eleva su presión y se dirige a distintas partes de la planta según sea requerido.

El gas de reposición de la planta proviene de la planta de Reformación. Este llega al tambor de succión de los compresores de gas de reposición donde es posible drenar el eventual líquido que llegue a este punto, por el fondo del equipo hacia el tambor flash. Finalmente, la corriente de gas de reposición llega a la línea de entrada al tambor de succión del compresor de reciclo.

Zona de Stripping

El producto líquido de salida del tambor flash, es precalentado con corrientes de kerosene y diésel a estanque, reflujos de kerosene y diésel y con el fondo de la fraccionadora para alcanzar la temperatura a la que es alimentado al *stripper*. El *stripper* tiene como objetivo estabilizar la corriente líquida que es alimentada. Esto se realiza eliminando los gases livianos y el H_2S por el tope mediante la inyección de vapor de *stripping* por el fondo. El *stripper* cuenta con una sección de condensación de vapores en el tope, desde la cual se obtiene una fase líquida y una fase vapor que son separadas en el acumulador de tope. La fase líquida se utiliza como reflujo de tope y otra fracción de esta corriente es enviada a FCC o a *Topping II*. La salida de vapores de la torre se dirige hacia la unidad de recuperación de livianos de FCC o hacia la planta de tratamiento de gas con aminas (ARU)

Zona de Fraccionamiento

Por el fondo del *stripper* sale el producto que va a alimentar el fraccionador. Antes de entrar al fraccionador la corriente es enviada a un horno donde se precalienta la carga. Una vez caliente, la corriente ingresa a la columna fraccionadora, que tiene por finalidad separar los diferentes productos que vienen en la corriente de entrada a la torre, tales como nafta, kerosene, diésel y producto de fondo.

Por el tope de la fraccionadora salen vapores que condensan en aerofriadores y se dirigen hacia el acumulador de tope, donde se separan tres fases. La fase acuosa se acumula en la bota del acumulador y se dirige a la planta de tratamiento de aguas ácidas (SWS), la fase líquida corresponde a nafta y es extraída como producto neto y enviada a *Topping I* (*Splitter* de Nafta) o se utiliza como reflujo de tope de la fraccionadora y la parte de vapores que es enviada a tratamiento de gases.

La primera extracción lateral de la fraccionadora luego del tope corresponde a la extracción de kerosene. El kerosene se divide en dos circuitos, el primero va hacia el *stripper* de kerosene y el segundo va como flujo calefactor al intercambiador de precalentamiento de carga al *stripper* y luego vuelve como reflujo frío.

El *stripper* de kerosene cuenta con un rehervidor que calienta al kerosene con el producto de fondo del fraccionador (*gas oil* no convertido). El producto neto de kerosene sale de la línea de fondo del *stripper* y es enviado a estanque. Previo a estanque el kerosene es enfriado entregando calor a la carga del *stripper* y finalmente enfriándose con agua de refrigeración

La segunda extracción lateral de la fraccionadora corresponde a la extracción de diésel. Una parte del diésel retirado de la torre fraccionadora es enviado a intercambiar calor con la carga del *stripper* y luego es reingresado a la torre como reflujo frío o es retornado como reflujo caliente directamente a la torre. Otra parte del diésel retirado se envía al *stripper* de diésel, por cuyo fondo se retira diésel a estanque que previamente entrega calor a la carga del *stripper* y a una corriente de agua refrigerante. Antes de ingresar a estanque el diésel pasa por un coalescedor que tiene como objetivo retirar el agua que pueda contener el producto y por un secador con sal, en donde se seca el producto eliminando los vestigios de agua que aún contenga. El diésel producto sale del secador y va a almacenamiento.

El producto de fondo de la fraccionadora corresponde a *gas oil* no convertido. En el fondo de la fraccionadora existe una entrada de vapor de *stripping* que es vapor de baja presión que cumple con el objetivo de disminuir la presión parcial de los hidrocarburos permitiendo con ello bajar la temperatura de fondo de la fraccionadora.

El *gas oil* no convertido retirado por el fondo se envía hacia dos circuitos. El primero de ellos es hacia el tren de intercambiadores de calor y generación de vapor. En este circuito el GONC se enfría con la carga al *stripper* y con agua para generar vapor y tiene dos destinos finales posibles, uno de ellos es hacia un estanque siendo previamente enfriado en un aerofriador y el otro destino es hacia la unidad de craqueo catalítico. El segundo circuito es hacia el rehervidor del *stripper* de kerosene para volver a juntarse con el producto que va finalmente a la unidad de craqueo catalítico.

3.1.2.3. Hidrocraqueo Suave.

El proceso de hidrocraqueo suave o MHC es un método de hidrogenación catalítica usado para elevar la calidad del *gas oil* de vacío, removiendo los contaminantes tales como azufre, nitrógeno y oxígeno. Al mismo tiempo una parte significativa del *gas oil* es convertido a destilados intermedios más valiosos.

El grado deseado de hidrotreamiento se obtiene procesando la carga en un lecho fijo de catalizador en presencia de una gran cantidad de hidrógeno a una moderadamente alta temperatura y presión. El *gas oil* no hidrocraqueado puede ser usado como un componente de bajo contenido de azufre para preparar *fuel oil*, o como carga a otra unidad de conversión.

La unidad está diseñada para una carga de 8500 BPD (1350 [m³/d]) de *gas oil* de vacío y un rendimiento de un 60% en volumen de *gas oil* con bajo contenido de azufre, con una conversión de aproximadamente un 38% en volumen de destilados intermedios con una pequeña cantidad de gasolina y productos más ligeros. (Manual de Seguridad Planta de Hidrodesulfurización de Diésel)

Eventualmente la Unidad puede ser utilizada como desulfuradora de diésel, proveniente de las unidades de destilación, además existe la posibilidad de adicionar a la carga, *Cycle Oil* Liviano (COL) desde FCC y Kerosene de Hidrocraqueo (HCK) o desde *Topping* II.

El rango de conversión del hidrocraqueo suave es cercano al 40% en volumen de la carga, dependiendo de la presión de la unidad y la cantidad de hidrógeno suministrado.

Los productos de la conversión son principalmente destilados de rango medio con una alta calidad para la preparación de diésel.

Esta Planta está formada por 3 secciones principales: Reacción, Fraccionamiento y Regeneración de Amina.

Sección de Reacción

La alimentación a la unidad de Hidrocraqueo se realiza con *gas oil* procedente de las unidades de Vacío, y de estanque. La alimentación es previamente filtrada antes de ingresar a la planta hacia el acumulador de carga. En caso de ser necesario se puede alimentar a la unidad una pequeña corriente de kerosene. El *gas oil* de vacío se aspira desde el acumulador de carga, se mezcla con gas de recicló más gas de reposición.

La carga combinada se precalienta con el producto de reacción antes de entrar en el horno de carga al reactor, donde se eleva su temperatura hasta los niveles necesarios para la reacción. Una corriente de gas de mezcla se inyecta en forma continua entre los dos lechos del reactor para controlar la reacción de hidrocraqueo como gas de *quench*. El producto efluente del reactor se enfría pasando por el precalentador de la carga combinada. Este se sigue enfriando en un condensador aerorefrigerante, de donde sale una mezcla liquido gas que es alimentada al separador de alta presión, donde se separan las corrientes de gas, hidrocarburos líquidos y agua.

La corriente de gas separada se sigue enfriando en el intercambiador recicló amina, y el condensado originado se separa en el acumulador de gas ácido. Los hidrocarburos separados en el separador de alta presión se envían a la sección de fraccionamiento de la unidad, al intercambiador de diésel a estanque. El agua del separador de alta es acumulada en la bota de

este equipo y se envía al tambor desgasificador en la sección de fraccionamiento. El gas procedente del separador de alta presión se envía a tratar con una solución de amina (dietanolamina) en un *scrubber* de gas ácido para eliminar el H₂S que se ha producido en la reacción de hidrocrackeo e hidrosulfuración previa.

La solución de amina regenerada proviene del enfriador de amina; en la sección de regeneración de amina de la unidad; esta corriente intercambia calor con el gas de reciclo antes de entrar a la columna de absorción.

La solución de DEA agotada se separa por el fondo de la columna de absorción o *scrubber* de gas ácido, y se envía al Tambor de flash de la sección de regeneración de amina.

El gas tratado en la columna de absorción sale por la parte superior. La mayor parte del caudal es aspirado por el Compresor de Reciclo que suministra al gas la presión requerida para su reciclo en el circuito de reacción. Una pequeña parte del gas de tope del se purga a la red de *fuel gas* de refinería. En el circuito de reacción el gas se mezcla con *gas oil* de carga antes de los intercambiadores y otra parte se introduce como moderador de reacción en los lechos del reactor.

Sección de Fraccionamiento

Los hidrocarburos líquidos separados en el separador de alta presión se envían al *stripper*, previo intercambio térmico con diésel de producción con reflujo diésel, donde se precalientan. En el *stripper* se separan por el tope los componentes ligeros (gases no condensables e hidrocarburos ligeros: C₃, C₄, C₅ y C₆) y por el fondo el resto de los hidrocarburos C₆⁺ producidos en el hidrocrackeo.

Los vapores de tope del *stripper* se condensan parcialmente en el aerorefrigerante de tope y se recogen en el acumulador de tope. En este acumulador se separan los gases (H₂S, H₂, C₁, C₂, C₃, C₄ y C₅) que se envían a la planta de Tratamiento con Aminas de Refinería. En el tambor acumulador del *stripper*, existe la alternativa de enviar estos gases a la planta de FCC. Los hidrocarburos condensados en el acumulador de tope se unen con el producto líquido del separador de alta presión poco antes de la entrada de éste. El agua del acumulador de tope del *stripper* es enviada al acumulador desgasificador, donde se recogen varias corrientes de aguas sucias de la planta. Los hidrocarburos que pueden estar presente en este acumulador son enviados a estanques de *slop*.

El producto de fondo del *stripper* se precalienta con reflujo diésel y con producto fondo de fraccionadora, y seguidamente se calienta en las zonas convectiva y radiante del horno de carga a fraccionadora hasta la temperatura adecuada (377 [°C] – 388 [°C]) de alimentación a la torre fraccionadora, donde hay un porcentaje de vaporización en peso variable según la carga.

La carga parcialmente vaporizada entra en la parte inferior de la torre. En esta columna se separa: nafta sin estabilizar, kerosene, diésel y producto de fondo, este último para cargar a la unidad de FCC. La fracción de vapores de tope de la torre fraccionadora se condensa en el aerorefrigerante de tope y se recoge en el acumulador de tope. En este acumulador se separa el agua de los hidrocarburos, que son principalmente nafta sin estabilizar. Una parte de estos se utiliza como corriente de reflujo de tope a la torre y el resto como producto. La fase acuosa se extrae de la bota del acumulador de tope de la fraccionadora y se envía al acumulador desgasificador.

La torre tiene anexos dos *strippers*, que se emplean para kerosene y diésel. Cada uno de estos *strippers* cuenta con un rehervidor que es calefaccionado por el fondo de la fraccionadora. El fondo del *stripper* de kerosene se divide en dos. Una parte de este se calienta en el rehervidor de la columna de *stripping* volviendo parcialmente vaporizada y el resto del producto se envía a estanque siendo enfriado previamente con agua. El fondo del *stripper* de diésel también se divide en dos y una parte es calefaccionada en el *stripper* de diésel y parcialmente vaporizada y el resto es enviado a enfriar con la carga del *stripper* previo a la fraccionadora y con agua y luego a estanques.

Antes de ingresar al *stripper* del diésel, parte de la corriente de este producto se utiliza como reflujo frío de diésel. Este reflujo se divide en dos corrientes, una que precalienta la carga del horno y otra que precalienta la carga del *stripper* de la unidad. Las corrientes de reflujo circulante se reúnen en una sola finalmente y se devuelven a la fraccionadora.

El producto de fondo de la torre Fraccionadora cede calor a los rehervidores de los *strippers* de kerosene y de diésel; posteriormente precalienta la alimentación a la torre fraccionadora antes de la entrada al horno, y finalmente se envía como carga a la unidad de FCC. En caso necesario el producto de fondo podrá enviarse a estanque, enfriándose previamente con agua.

Sección de Regeneración de Amina

La corriente de solución de amina rica en H_2S proveniente del fondo del *scrubber* de la sección de reacción, entra al acumulador de DEA donde es desgasificada. En el desgasificador se produce la desorción de los hidrocarburos gaseosos contenidos en la amina agotada. Estos gases se lavan en una pequeña zona de absorción que incluye el equipo y se envían a la red de *fuel gas*. La pequeña cantidad de hidrocarburos líquidos decantados en el acumulador de DEA, proveniente de arrastre por la solución de amina, se envían a los estanques de *slop* de refinería.

La solución de amina agotada desgasificada se calienta con la corriente de amina regenerada procedente del fondo del *stripper* de amina. La corriente de amina agotada precalentada se alimenta a la parte superior de la columna regeneradora de amina. En la torre regeneradora de amina, la solución de dietanolamina DEA fluye hacia el fondo en contracorriente con los vapores generados en el rehervidor. El calor proporcionado en el rehervidor de la torre invierte el sentido de la reacción de absorción amina-gas ácido dando lugar a la desorción del gas ácido H_2S (El gas ácido mezclado con los vapores asciende a través de los platos de la columna y sale por el tope enfriándose y condensándose parcialmente en el aerorefrigerante).

La mezcla gas-líquido efluente del aerocondensador de tope se recoge y separa en el acumulador de tope de la columna. El líquido de este acumulador, prácticamente agua en su totalidad se devuelve como corriente de reflujo a la parte superior de la torre. Una parte de las aguas del acumulador de reflujo pueden enviarse desde la descarga de las bombas al acumulador desgasificador abriendo la válvula manual. El gas ácido concentrado, H_2S al 92% molar, se envía a la planta de ácido sulfúrico.

El calor para la reacción del circuito de regeneración se aporta en el rehervidor del *stripper* de amina, donde se utiliza vapor de agua de 50 [psig] como fuente energética. La solución de amina regenerada caliente, procedente del fondo de la torre se enfría parcialmente en el intercambiador de Amina agotada/Amina Regenerada. Posteriormente la solución de amina pobre pasa por un aerorefrigerante donde se enfría manteniendo una temperatura de la amina superior al punto de rocío del gas ácido.

La solución de amina regenerada en su mayor parte se devuelve a la sección de reacción. Allí se utilizará en el circuito de lavado del gas de reciclo, como ya se ha descrito en la sección de reacción. Otra parte de la amina regenerada se envía al tope de la torre del acumulador de DEA. Una corriente, que supone el 10% de la solución de amina regenerada, se envía al estanque de almacenamiento de DEA, enfriándose hasta 38°C. El resto de la solución de DEA se envía a una etapa de filtración. En esta zona se eliminan las partículas sólidas originadas por la degradación de DEA. Esta corriente filtrada de amina regenerada se incorpora al resto de la solución regenerada de la unidad.

3.1.2.4. Coquización Retardada.

La Unidad de Coquización Retardada o *Coker* es un proceso térmico en el que el material residual se calienta rápidamente en un horno y luego entra en una zona de reacción (Cámara de Coque) bajo condiciones apropiadas de temperatura y presión. La porción no vaporizada del efluente del horno se convierte a vapor y coque. Los productos que provienen de la Sección de Coquización del *Coker* son: Vapores de Tope, Nafta No Estabilizada, *Gas Oil* Liviano (LCGO), *Gas Oil* Pesado (HCGO) y Coque.

La Coquización Retardada es una reacción endotérmica, donde el horno suministra el calor de reacción necesario. El mecanismo exacto de coquización es tan complejo que no es posible determinar todas las reacciones químicas que ocurren. Sin embargo, pueden distinguirse tres etapas distintas: Vaporización parcial y craqueo suave (viscorreducción) de la carga cuando pasa por el horno; craqueo del vapor cuando pasa por la cámara; craqueo y polimerización sucesiva del líquido atrapado en la cámara hasta que se convierte en vapor y coque.

A continuación, se dividirá la planta en cuatro secciones, que corresponden a la sección de carga, coquización, fraccionamiento y tratamiento de gases. Cada una de estas se explicará brevemente. (Departamento Producción, División Coker ERA, 2011)

Sección de Carga:

La Carga Fresca llega a la unidad de Coquización Retardada desde dos fuentes a través de líneas de alimentación separadas hacia el límite de batería. Las dos cargas principales son residuos de vacío de las plantas *Vacío* I y II y un residuo de vacío de estanques. La carga normal a la unidad viene de las unidades de *Vacío* I y II, a 220 [°C]. Si no hay suficiente residuo de vacío en línea que provenga de estas unidades, el resto de la carga fresca se retira de estanque a 216 [°C].

Sección de coquización:

La carga de residuo de vacío dirige hacia el tambor de carga de la planta. El residuo de vacío es bombeado luego por las bombas de carga fresca, hacia el fondo de la fraccionadora del *Coker*. Antes de entrar a la fraccionadora, la carga de residuo de vacío es precalentada en el intercambiador de producto HCGO/Carga y en el intercambiador de reflujo de HCGO/Carga.

Después de ser precalentada, la carga fresca entra en el fondo de la fraccionadora del *Coker* bajo la sección de lavado de la torre. El reciclo de la sección de lavado de la fraccionadora se combina con la carga fresca en el fondo de la torre. La carga fresca y el reciclo combinados fluyen hacia las bombas de carga del horno.

El líquido es bombeado a través del horno de la unidad de coquización retardada, donde se calienta rápidamente hasta el nivel de temperatura deseado para la formación de coque en las

cámaras de coque. Las instalaciones de líneas en la fraccionadora también se proporcionan para el procesamiento de una corriente de decantado de FCC. La línea de carga de aceite decantado entra en la fraccionadora bajo la sección de lavado y se mezcla con el reciclo y con la carga de residuo de vacío antes de ser bombeada al horno y a las cámaras de coque.

El efluente del horno fluye hacia una de las cámaras de coque donde, bajo las condiciones adecuadas de tiempo, presión y temperatura, el líquido atrapado se convierte en coque y en vapores de hidrocarburos livianos. Cuando se llena una cámara, el efluente del horno se dirige hacia la otra cámara. El flujo hacia cada cámara de coque se mantiene por 24 horas. El tambor “lleno” se decoquiza en 24 horas. Así, cada cámara pasa por un ciclo de 48 horas.

Sección de Fraccionamiento

Los vapores de tope de la cámara de coque fluyen hacia la fraccionadora y entran bajo la sección de lavado. Al pasar a través de la sección de lavado, se lava el vapor de la cámara de coque con un reflujo inducido y se condensa una corriente de reciclo, que circulará a través del horno y cámaras de coque. La corriente de reciclo se retira desde el fondo de la torre con la carga fresca y se envía al horno. Se saca una segunda corriente para recolectar las partículas de coque desde el fondo del fraccionador. Después de retirar las partículas de coque con el filtro de recirculación, se bombea la corriente con la bomba de recirculación y luego se envía hacia la succión de la bomba de carga del horno. Los vapores netos suben por la sección de lavado, donde el reflujo caliente circulado lava el coque arrastrado y condensa los materiales pesados. Los vapores lavados pasan a través de la sección de rectificación de la torre.

Sobre la sección de lavado de la fraccionadora, sale una corriente de reflujo de *gas oil* pesado de *coker* circulante. La corriente es bombeada con la bomba de reflujo de HCGO, donde una porción de ella pasa a través del filtro de aceite de lavado de *quench*. Parte de esta corriente vuelve como reflujo caliente hacia la sección de lavado de la torre y una segunda parte se utiliza para enfriar los vapores que salen de la cámara de coque en servicio de coquización. El resto de la corriente de reflujo de HCGO precalienta la carga fresca en el intercambiador de reflujo HCGO/Carga, genera vapor de presión media en el generador de vapor MP/reflujo de HCGO, y se utiliza como medio de calentamiento para el rehervidor de la debutanizadora, antes de volver a la torre.

El *gas oil* pesado de *coker* HCGO fluye por gravedad desde la fraccionadora hacia el *stripper* de HCGO. Los componentes livianos son separados con vapor y son devueltos hacia la fraccionadora. El producto de HCGO separado se bombea con la bomba de producto de HCGO. La corriente se utiliza para precalentar la carga en el intercambiador de carga/ producto de HCGO y luego para precalentar el agua de caldera de alta presión en el intercambiador de agua de caldera/producto HCGO. El producto HCGO es enviado entonces hacia el enfriador de HCGO. Normalmente, el producto de HCGO es parcialmente enfriado y la corriente total se envía a la unidad de Hidrocraqueo o a FCC. Si ambas unidades están detenidas, el enfriador de HCGO enfriará toda la corriente y el HCGO será enviado hacia el *blending* de *fuel oil*.

El LCGO fluye por gravedad hacia el *stripper* de LCGO. Los componentes livianos son separados con vapor y vuelven a la fraccionadora. El producto de LCGO separado es bombeado con la bomba de producto LCGO. El LCGO se combina con el producto de nafta y luego fluye hacia HDT, caliente o hacia el enfriador de LCGO, y hacia estanque antes de combinarse con el producto de nafta estabilizado.

El aceite pobre se retira de la fraccionadora del *Coker* con el LCGO no separado y es bombeado por la bomba de aceite hacia el intercambiador de aceite pobre/ rico, ubicado en la sección de la planta de gas de la unidad. En la sección de la planta de gas, la corriente de aceite pobre se enfría en una serie de intercambiadores y es alimentada hacia un absorbedor. El aceite pobre entra en contacto en contracorriente con vapores de hidrocarburos livianos, también alimentados hacia el absorbedor, y absorbe los livianos. El aceite rico resultante se calienta y es recirculado nuevamente hacia la fraccionadora.

Los vapores de tope de la fraccionadora pasan a través de los condensadores de tope, donde se condensan parcialmente antes de fluir hacia el tambor de tope de la fraccionadora. El vapor se separa del líquido en este acumulador. El vapor fluye hasta el Compresor de Gas. Parte de la fase líquida que corresponde a hidrocarburos condensados en el tope de la fraccionadora se utiliza como reflujo. El resto de los hidrocarburos condensados se bombea hacia el Absorbedor Primario ubicado en la Planta de Gas. El agua ácida se retira del tambor de tope y es bombeada hacia el *stripper* de Aguas Ácidas.

Sección de Tratamiento de Gases

La sección de tratamiento de gases es una planta al interior de la unidad de coquización retardada, que será subdividida por secciones, las cuales serán explicadas brevemente a continuación:

a) Compresor del Gas de la unidad de Coquización Retardada

El vapor del Acumulador de Tope de la Fraccionadora fluye hacia la primera etapa del Compresor de Gas. El vapor de la descarga de la primera etapa del compresor se mezcla con una corriente de agua de lavado y con el vapor del acumulador de tope de la debutanizadora. Luego fluye hacia el condensador entre etapas y luego hacia el tambor entre etapas del compresor. El vapor de este tambor fluye hacia la entrada de la segunda etapa del compresor. El agua ácida de este tambor es desplazada hacia el acumulador de tope de la fraccionadora. Los hidrocarburos líquidos del tambor se bombean con la bomba entre etapas del compresor, hacia la descarga de la segunda etapa del compresor.

El vapor de la descarga de la segunda etapa del compresor se combina con agua de lavado, el vapor del tope de la sección del absorbedor primario, los hidrocarburos líquidos del tambor inter etapas del compresor y el aceite rico del fondo de la sección del absorbedor del *stripper*. El flujo combinado entra en el Condensador de Carga, donde se enfría y se condensa parcialmente. La mezcla combinada de vapor/ hidrocarburos líquidos/ agua fluye hacia el Acumulador de Carga. El vapor de este tambor fluye hacia el fondo del absorbedor. Los hidrocarburos líquidos del tambor se dirigen hacia el tope del *stripper*. El agua ácida del acumulador de carga se vuelve a enviar hacia el acumulador de tope de la fraccionadora.

b) Debutanizadora

La debutanizadora, divide la carga de líquido desde el fondo del *stripper* en dos corrientes: una corriente de tope de GLP de C₃/C₄ y un producto de fondo de nafta estabilizada. El medio de calentamiento para el rehervidor de la debutanizadora es la recirculación de HCGO desde la fraccionadora de la unidad de coquización retardada.

La nafta estabilizada desde el fondo de la debutanizadora se enfría en el rehervidor inferior del *stripper* y luego se enfría con el enfriador de nafta total. El producto de nafta caliente se

combina con el producto LCGO caliente y se envía a la unidad HDT. La nafta de reciclo se sigue enfriando al igual que la nafta que se envía con el LCGO frío a estanque en caso de detención de la planta de HDT

El vapor desde el tope de la debutanizadora se condensa totalmente en el condensador de tope, antes de entrar en el acumulador de tope de la debutanizadora. Parte del líquido recolectado en el acumulador de tope se bombea nuevamente hacia el tope de la debutanizadora. El resto de líquido se envía al contactor de aminas, C₃/C₄. El agua ácida que pueda acumularse en el acumulador de tope es enviada al acumulador de tope de la fraccionadora.

c) Contactor de Aminas C₃/C₄

En el contactor de aminas C₃/C₄, el producto líquido de GLP entra en contacto en contracorriente con la amina pobre para la remoción de H₂S. La amina pobre se filtra y entra al contactor. La amina rica que proviene del fondo del contactor C₃/C₄ se envía hacia el fondo del *scrubber* de *fuel gas* para su desgasificado y mezclado con la amina rica del fondo del *scrubber* de *fuel gas*. El producto de GLP tratado que proviene del tope del contactor fluye hacia el decantador de aminas, donde las aminas arrastradas con el producto de GLP se eliminan y se envían hacia el *scrubber* de *fuel gas* y luego a la unidad de regeneración de aminas.

El producto de GLP del tope del decantador fluye hacia el *splitter* C₃/C₄, GLP 3, después de enfriarse en el enfriador de C₃/C₄.

d) Absorbedor Primario y Absorbedor Secundario

En el *stripper*, el líquido de hidrocarburos que proviene del acumulador de carga del absorbedor primario se somete a *stripping* para eliminar los C₂ e hidrocarburos más livianos. Esta torre se recalienta con el rehervidor superior e inferior. Se utiliza vapor de alta presión como medio de calentamiento en el rehervidor superior. La nafta estabilizada de la debutanizadora se utiliza como medio de calentamiento en el rehervidor inferior. El vapor desde el tope del *stripper* se devuelve a la descarga de la segunda etapa del compresor. El líquido desde el fondo del *stripper* se envía a la debutanizadora.

En el absorbedor, el vapor del tambor de carga del *stripper* entra en contacto en contracorriente con aceite pobre para recuperar principalmente los componentes de GLP. El aceite pobre está compuesto principalmente de nafta desestabilizada que viene del tambor de tope de la fraccionadora y por una corriente de nafta estabilizada fría que se recircula desde el fondo de la debutanizadora. El aceite rico desde el fondo del absorbedor fluye hacia el tambor de carga del absorbedor primario. El vapor del tope de la columna de absorción fluye hacia el fondo del absorbedor secundario, donde entra en contacto en contracorriente con aceite pobre frío que proviene de la bomba. El aceite pobre se enfría primero en el intercambiador de aceite pobre/rico, y luego es enfriado en el enfriador de aceite pobre antes de entrar al absorbedor secundario. Y el propósito del absorbedor secundario es minimizar la pérdida de nafta hacia el sistema de fuel gas. El aceite rico desde el fondo del absorbedor secundario fluye a través del intercambiador de aceite pobre/rico para volver a aumentar la temperatura y vuelve a la fraccionadora.

e) Tratamiento de Aminas del *Fuel Gas* de la unidad de coquización retardada.

El vapor desde el tope del absorbedor secundario se combina con gas ácido desde la unidad HDT. La corriente combinada fluye hacia el enfriador de *fuel gas*. El gas enfriado fluye hacia el

scrubber de *fuel gas*, donde se elimina el H_2S antes de ser enviado a través del acumulador de *fuel gas*, para retirar los goteos de aminas y finalmente dirigirlos hacia el K.O. Drum de la sección de la unidad de coquización retardada. La amina pobre se alimenta hacia el *scrubber* de *fuel gas* desde la unidad de regeneración de aminas después de filtrarse en el filtro de amina pobre del *scrubber* de *fuel gas*. La amina rica desde el fondo del contactor de aminas de C_3/C_4 se envía hacia el fondo del *scrubber* de *fuel gas*, que combina y retorna hacia la unidad de regeneración de aminas con la bomba de amina rica.

3.1.3. Plantas Secundarias.

3.1.3.1. Hidrotratamiento de Diésel.

La unidad de hidrotratamiento de diésel genera todo el diésel en especificación de refinería. Es alimentada con el diésel de las plantas de *Topping* I y II, con COL de FCC, con nafta y diésel de la unidad de coquización retardada y además puede ser alimentada con diésel de estanque, de MHC y de HCK. Opera a altas presiones ($100 \text{ [kg/cm}^2\text{]}$) y temperaturas ($360 \text{ [}^\circ\text{C]}$)

La unidad de HDT utiliza un método de hidrogenación catalítica para mejorar la calidad de las fracciones de destilados medios de petróleo, y está diseñada principalmente para remover el azufre y nitrógeno de estas cargas. Además, el proceso realiza un excelente trabajo de saturación de los compuestos olefínicos y aromáticos, y elimina otras impurezas tales como los oxigenados y compuestos órgano-metálicos. Los productos de estas reacciones son los correspondientes hidrocarburos libres de contaminantes, junto con H_2S y NH_3 .

La planta tiene una capacidad nominal de $7.000 \text{ m}^3/\text{d}$, dividida en 2 trenes (asociados a los circuitos de reacción), de $3500 \text{ m}^3/\text{d}$ de capacidad cada uno. Cada uno de los trenes contiene un horno precalentador de la alimentación y dos reactores de lecho fijo donde ocurre el hidrotratamiento. Además, la planta cuenta con un compresor de reciclo, para recircular el hidrógeno no consumido en la reacción y un compresor de reposición para reponer todo el hidrógeno consumido en la reacción y así mantener la razón alimentación-hidrógeno necesaria en la entrada del reactor. La unidad también cuenta con un *splitter* en el cual se separan los productos contenidos en el efluente del reactor. El producto principal de la unidad corresponde a Diésel con una concentración de azufre menor a 15 ppm y un número cetano mayor a 50. (Territorio y Medio Ambiente S.A., 2015)

3.1.3.2. Hidrotratamiento de Gasolina.

La unidad de hidrotratamiento de gasolina es una unidad que trata la gasolina de FCC, para lograr convertirla en producto final bajo especificación. Esta unidad reduce el contenido de azufre de su alimentación, que consta del fondo de la debutanizadora de FCC y Nafta de la fraccionadora de FCC, mientras que se reduce la pérdida de octano al mínimo.

Esta unidad consta de precalentadores de carga, un reactor de lecho fijo para remover las diolefinas y un *splitter* para la separación de los productos del efluente del reactor en LCN y HCN. La HCN es cargada posteriormente al reactor donde ocurre el hidrotratamiento con hidrógeno para remover azufre y nitrógeno. La nafta hidrotratada luego pasa a un *stripper* para su estabilización. La unidad cuenta también con una sección de tratamiento con aminas para los productos ligeros y una sección de recuperación de aminas. (Ingeniería de Plantas ERA)

3.1.3.3. Planta Fraccionadora de Gasolina.

El objetivo de esta unidad es limitar el contenido de precursores de benceno en la corriente de alimentación a la planta de Reformación Catalítica, además de limitar el contenido de C_7^+ en la corriente de alimentación a la Planta de Isomerización. Esta planta está diseñada para tratar 4.209 [Sm³/d] de naftas. El proceso de fraccionamiento comienza con un precalentamiento de las corrientes de gasolinas provenientes de *Topping I*, *Topping II*, HCK y MHC, después de lo cual se le adiciona una corriente de nafta proveniente de *Topping II*. Posteriormente el flujo entra en el *splitter* de nafta desde donde se generan dos corrientes. La corriente de fondo es nafta pesada que va hacia la Planta de Reformación Catalítica o a almacenamiento después que se le ha adicionado una corriente de nafta pesada de la unidad de *Topping II*. Por otro lado, la corriente del tope del *splitter*, que contiene la fracción más liviana de las naftas, entra en el *stripper* de Gasolina. En este *stripper* se separan de la gasolina los gases livianos, que se destinan a *fuel gas* a través de la Planta de MDEA o al tratamiento de *fuel gas* (Planta de Tratamiento 3). El fondo de esta torre se envía a la Estabilizadora, donde se produce la separación del GLP por el tope, y gasolina por el fondo. El GLP va a la Planta de Tratamiento 1, y la gasolina va a la Planta de Isomerización. (Ingeniería de Plantas ERA)

3.1.3.4. Isomerización.

El objetivo de la planta de isomerización es mejorar el octanaje de la nafta liviana que se compone principalmente de C_5 y C_6 y que tiene un bajo RON (entre 60 y 70). Para ello es necesario hidrotratar previamente la nafta en una unidad de hidrotratamiento. Es por esto que la unidad de hidrotratamiento de nafta liviana (LNHT) forma parte de la planta de isomerización.

La unidad de Hidrotratamiento de Nafta Liviana (LNHT) tiene por objetivo tratar nafta liviana de destilación directa y una mezcla de butanos, permitiendo así alimentar a la unidad de Isomerización PENEX con una mezcla con menor contenido de H_2S . Para que este proceso ocurra la nafta es mezclada en un absorbedor con gas de recicló, y previo al reactor con una corriente de butanos proveniente de la debutanizadora de la planta. Una vez mezclada con estas corrientes se agrega hidrógeno y se calienta la carga hasta que alcanza la temperatura necesaria para ingresar al reactor. En el reactor la carga se transforma en los productos de reacción, que son posteriormente enfriados y separados según su fase. Los gases son recirculados para recuperar contenido de nafta que pudo quedar en la corriente y la corriente líquida es sometida a *stripping* para remover el ácido sulfhídrico, agua, hidrocarburos livianos e hidrógeno disuelto. Los vapores de tope son enfriados y condensados, los gases se envían a tratamiento en FCC y/o a *fuel gas* y el líquido condensado es devuelto a la torre. El líquido del fondo se enfría y se carga a isomerización directamente.

La planta de isomerización PENEX tiene como objetivo isomerizar catalíticamente una corriente de pentanos y hexanos en presencia de hidrogeno sobre un lecho fijo de catalizador a presiones moderadas y bajas temperaturas para evitar el hidrocraqueo de la alimentación. Es fundamental para el proceso que no exista agua en la carga ya que se daña el catalizador, es por esto que previo a la zona de reacción existe una etapa de secado de la alimentación. Una vez secada la carga esta se mezcla con hidrógeno de recicló y con un compuesto organoclorado que activa el catalizador y se precalienta para que alcance la temperatura de reacción. La reacción que ocurre en este proceso es exotérmica, por lo que se realiza en tres reactores entre los cuales existen equipos para remover el calor de reacción. Al salir de la zona de reacción los productos son enfriados y separados. A partir de la separación se obtiene una corriente líquida

inestabilizada y un gas rico en hidrógeno. Este gas es recirculado al proceso. El líquido es estabilizado mediante una columna de estabilización donde se remueven los componentes livianos por el tope y por el fondo sale una corriente de isomerato que es enviada a la planta de Alquilación. En gas de la columna de estabilización que no condensa y por lo tanto que no se devuelve como reflujo a la torre ni se retira como producto líquido de tope se envía a una etapa de *stripping* para remover el HCl presente en la corriente y posteriormente es enviado hacia el sistema de *fuel gas*. El líquido de tope es enviado al *stripper* de GLP. (Cusher, 2004)

3.1.3.5. Alquilación.

La planta de alquilación procesa una corriente rica en isobutanos y olefinas provenientes de la Planta de Isomerización o de estanques y una corriente de butano olefínico proveniente de Tratamiento 2 o Tratamiento 3. El objetivo de la planta es convertir los isobutanos y las olefinas alimentadas en hidrocarburos isómeros mediante reacciones de alquilación. Esto se realiza en un reactor que utiliza como catalizador ácido sulfúrico al 98% p/p. El producto de reacción se separado del isobutano remanente y se obtienen dos corrientes de productos, una de isobutano y una de alquilato. (Detrick, Himes, Meister, & Nowak, 2004)

3.1.3.6. Reformación.

El proceso de reformación catalítica de naftas (CRU) tiene como objetivo mejorar la calidad de la gasolina, aumentando su octanaje. Esto se logra por medio de reacciones que convierten a las moléculas lineales (parafinas) en moléculas cíclicas (naftenos) o en moléculas ramificadas (isoparafinas) y las moléculas cíclicas (naftenos) en aromáticos, que son componentes de alto octanaje.

La Planta de Reformación Catalítica está compuesta por 4 plantas; éstas son: Planta de Hidrotratamiento de Nafta (NHT), Planta de Reformación Catalítica Continua (CCR), Planta de *Recovery Plus* y Planta *Cyclemax*. (Ingeniería de Plantas ERA)

La planta de Hidrotratamiento de nafta procesa la nafta pesada proveniente del *splitter* de nafta en *Topping I*. Esta planta tiene como objetivo retirar de la corriente de alimentación el azufre y nitrógeno, pues estos compuestos son dañinos para el catalizador de reformación. Esto se logra mediante un proceso catalítico en donde se contacta la nafta con una corriente rica en hidrógeno para descomponer los compuestos de azufre orgánico, oxígeno y nitrógeno presentes en las fracciones de hidrocarburos. Además, en este proceso de hidrotratamiento se eliminan los compuestos organometálicos y los compuestos olefínicos saturados.

La planta de Reformación Catalítica procesa la nafta pesada previamente hidrotratada en la planta NHT. Esta alimentación se combina con hidrógeno e inicia una serie de reacciones endotérmicas que le permiten aumentar su octanaje. El producto de la planta de reformación corresponde a reformato, que básicamente es gasolina de alto octanaje y GLP, que corresponden a las moléculas resultantes del craqueo de la nafta en el reactor. Como las reacciones son endotérmicas en la planta existe un horno que se encarga de acondicionar la temperatura del efluente de cada una de las etapas de reacción. En el reactor además de convertir los componentes de nafta en componentes de alto octanaje, se forma coque por las reacciones de coquización que ocurren a alta temperatura. El coque formado se deposita en el catalizador y hace que este disminuya su actividad. Es por esto que la planta de reformación tiene asociada una planta *Cyclemax* que es donde ocurre la regeneración continua del Catalizador.

La planta *Cyclemax* es una planta de regeneración continua de catalizador de reformación. En esta planta el catalizador ingresa a una torre de regeneración que cuenta de cuatro etapas principales, la etapa de combustión, la etapa de cloración, la etapa de secado y la etapa de enfriamiento. En estas etapas se quema el coque de catalizador en una atmósfera de bajo oxígeno para evitar dañar el catalizador, se realiza la cloración del catalizador y la dispersión del platino que este contiene, se remueven los restos de agua que este puede poseer y se enfría, dejándolo listo para ingresar nuevamente hacia los reactores.

La planta *Recovery Plus* asociada a la planta de reformación tiene como objetivo aumentar la recuperación de GLP de la corriente de gas neto de la planta de reformación. El aumento en la recuperación de líquido de hidrocarburos se traduce en un aumento en la obtención de producto líquido y, por esto, en una mayor producción de materia más valiosa. Entre otros beneficios se incluye la mayor pureza del hidrógeno de la corriente de gas neto.

3.1.3.7. Merox I, II, III y IV.

Merox I de Kerosene

Esta Unidad tiene por objetivo tratar el Kerosene de Aviación previo a ser enviado a almacenamiento. El proceso consiste básicamente en remover del kerosene, el contenido de mercaptanos presente a través de una extracción con soda cáustica y su conversión a disulfuros. Consta de tres etapas principales: el pretratamiento, el endulzamiento y el postratamiento.

El pretratamiento se usa para el control del H_2S y ácidos nafténicos, si los hay. Las fracciones de petróleo con puntos de ebullición mayores de 177 [°C], contienen ácidos nafténicos. Estos ácidos interfieren con las operaciones de tratamiento en forma independiente del tipo de proceso usado, por lo que deben ser removidos antes del tratamiento. El procedimiento consiste en lavar la alimentación con álcali diluido, para evitar la formación de emulsiones. Sin embargo, siempre se produce un arrastre en forma de niebla, la que se remueve con un filtro de arena que además retiene los naftenatos de sodio formados. (Ingeniería de Plantas ERA)

El endulzamiento corresponde a la unidad Merox propiamente tal. En esta sección, los mercaptanos se convierten en disulfuros en un reactor de lecho fijo, que contiene carbón activado impregnado de catalizador Merox, y que se mantiene mojado con una solución alcalina. En operación, se inyecta aire antes del reactor, y en presencia del catalizador Merox, los mercaptanos presentes en la alimentación son oxidados a disulfuros. Después el producto pasa a un tambor separador de soda, que provee el tiempo de separación para el sistema soda-hidrocarburos, como también una reserva de álcali. La soda se recircula en forma intermitente entre el separador y el reactor, de acuerdo a los requerimientos, para mantener el lecho mojado con la solución alcalina. (Ingeniería de Plantas ERA)

El postratamiento se utiliza para remover la soda y controlar las propiedades del producto no afectadas por el tratamiento Merox. El postratamiento depende del uso del producto y de la presencia de cobre y surfactantes en la alimentación. Debido a que el producto proveniente del reactor Merox contiene a veces restos de soda, se requiere un postratamiento si se desea que el producto vaya a almacenamiento en especificaciones. Este puede consistir en lavado con agua y filtro de sal que remueve el agua arrastrada y una parte del agua disuelta. (Ingeniería de Plantas ERA)

Merox II (Solventes)

Esta Unidad tiene por objetivo tratar el Aguarrás Mineral previo a ser enviado a almacenamiento. El proceso consiste básicamente en remover del aguarrás, el contenido de mercaptanos presente a través de una extracción con soda cáustica y su conversión a disulfuros. Esta planta también consta de tres etapas principales: el Pretratamiento, el Endulzamiento y el postratamiento. Estas etapas corresponden a las descritas anteriormente para la Planta Merox I. (Ingeniería de Plantas ERA)

Merox III (Gasolina de VB)

El objetivo de esta planta, conocida como “Merox III” es endulzar las gasolinas provenientes de las estabilizadoras E-501 de *Topping* II (aunque prácticamente no se utiliza) y el excedente de la torre E-7 de la Planta de Fraccionamiento de Gasolina, cuando no es enviado a la sección de LNHT de Isomerización. Este “endulzamiento” corresponde a la conversión de los mercaptanos en disulfuros solubles. Esta planta funciona como las dos plantas descritas anteriormente y no está siendo utilizada en la actualidad (Ingeniería de Plantas ERA)

Merox IV (Gasolina de FCC)

Esta Unidad tiene por objetivo tratar las gasolinas de las unidades de craqueo previo a ser enviadas a almacenamiento, en un proceso de “endulzamiento”. La gasolina y la nafta pasan, en forma independiente, por sus respectivos pre lavadores cáusticos previa inyección de una solución de soda y luego son nuevamente mezcladas con soda y aire antes de su ingreso a los rectores, los cuales operan en paralelo. Estos reactores contienen un lecho de carbón activado impregnado de catalizador Merox que permite la oxidación de los mercaptanos presentes en la gasolina. Antes que las gasolinas sean enviadas a almacenamiento se les inyecta un inhibidor o antioxidante para evitar problemas de inestabilidad. (Ingeniería de Plantas ERA)

3.1.3.8. Tratamiento 1, 2 y 3.

Tratamiento 1

Este tratamiento tiene por objetivo eliminar el ácido sulfhídrico y los mercaptanos presentes en el GLP que ha sido extraído en la torre E-7 de la Planta Fraccionadora de Gasolina. Este tratamiento está basado en dos etapas principales. La primera de ellas consiste en el tratamiento del GLP, donde se elimina el H_2S y los mercaptanos de la corriente. La segunda etapa consiste en el fraccionamiento del GLP, donde se separa el propano del butano. La remoción de H_2S se efectúa en una columna de absorción con DEA. La DEA gastada se recupera mediante contacto con vapor y el vapor rico en ácido sulfhídrico es enviado a la Planta de ácido sulfúrico. La remoción de mercaptanos se realiza mediante un tratamiento con soda caustica. La segunda etapa se realiza mediante un lavado de GLP para eliminar la soda remanente, mediante la eliminación de agua del GLP y finalmente mediante un fraccionamiento que se realiza en una columna depropanizadora, es decir que separa los componentes C_3 y C_4 . Los C_4 se pueden dirigir a estanque o alquilación mientras que los C_3 se van a almacenamiento. (Ingeniería de Plantas ERA)

Tratamiento 2

Esta unidad trata GLP con alto contenido de H_2S y consiste en un sistema de absorción de H_2S con DEA (Dietanolamina), un sistema de lavado cáustico, un sistema de reactivación de DEA y

un sistema de fraccionamiento. Su funcionamiento es similar a la planta Tratamiento 1. Este consiste en la absorción de H_2S con DEA, la separación de la DEA remanente en el GLP, el lavado del GLP con soda caustica para la remoción de mercaptanos, la separación de la soda y la corriente de mercaptanos mediante vapor, la regeneración de la DEA con vapor y el fraccionamiento del GLP en C_3 y C_4 . (Ingeniería de Plantas ERA)

Tratamiento 3

Esta unidad tiene como objeto remover el ácido sulfhídrico del gas combustible proveniente de la Unidad de Tratamiento de Livianos de FCC y de las Unidades de Proceso de la Refinería. Esta planta tiene un funcionamiento similar a las otras de tratamiento de gases.

En esta unidad el GLP no tratado entra a un absorbedor de amina donde es tratado con DEA. Y luego se envía a un separador de amina para eliminar restos de DEA. Una vez que el GLP ha sido prelavado entra a un extractor donde se trata con soda para eliminar los mercaptanos. Los hidrocarburos luego son enviados al estanque separador de COS donde entra en contacto con una solución acuosa de MEA/NaOH y luego entran al filtro de arena para separar la soda arrastrada. El GLP tratado es enviado a un *splitter* para separar el butano del propano, los cuales antes de ser enviados a almacenamiento, son enfriados.

La solución de soda rica en mercaptanos, por su parte, es enviada a un oxidizador donde los mercaptanos son oxidados a disulfuros con ayuda de un catalizador, y luego la mezcla es enviada a un separador de disulfuros, dónde éstos son retirados periódicamente hacia el filtro de arena de disulfuros y luego a la Planta MHC. La soda, por su parte, es utilizada para lavar nafta fresca proveniente de la unidad de NHT de la Planta de Reformación Catalítica.

En cuanto a la DEA regenerada es filtrada y enviada al absorbedor de Gas Amina, donde se pone en contacto en contracorriente con hidrocarburos y la DEA rica en H_2S sale por el fondo hacia los tambores flash de amina para luego ir al *stripper* de amina donde se le extrae el ácido sulfhídrico, el cual queda en la corriente gaseosa que sale por el tope y es enviada a antorcha o a la planta de azufre, mientras que la DEA es enfriada y enviada nuevamente al absorbedor. (Ingeniería de Plantas ERA)

3.1.3.9. Planta de Tratamiento de Efluentes.

En la Refinería existen dos plantas de Tratamiento de Efluentes, su funcionamiento es similar, sin embargo, difieren en la disposición de los equipos y en el diseño de estos. El funcionamiento descrito de forma general de ambas plantas es el que se presenta a continuación.

El objetivo principal de la Planta de Tratamiento de Efluentes es obtener un efluente de agua residual de fábrica que cumpla con los parámetros de calidad que establecen los límites de emisión establecidos en las leyes y reglamentos del Estado Chileno y de las reglamentaciones ambientales establecidas mundialmente, que establecen los límites de emisión para los efluentes líquidos vertidos por refinería al exterior.

Las Plantas de tratamiento están diseñadas para tratar dos tipos corrientes principales de aguas de la refinería. Las aguas aceitosas, principalmente provenientes de la unidad de coquización retardada, ingresarán a la planta en donde serán sometidas a un tratamiento primario para la eliminación de aceites e hidrocarburos. Las aguas provenientes del SWS pasarán por un proceso de oxidación de cianuros. Luego de estos tratamientos ambas corrientes de agua se mezclarán en

una balsa de homogeneización para su tratamiento fisicoquímico en DAF y posteriormente tratamiento biológico continuo mediante fangos activados en cámara de oxidación y decantador secundario. Por último, el efluente dispondrá un tratamiento terciario por medio de filtros de área en continuo. Por otro lado, el exceso de fangos del reactor biológico, junto a los retirados en el DAF será deshidratados en decantadores centrífugos. (Indura, 2004)

3.1.3.10. Unidad de Recuperación de Azufre (URA).

La Unidad de Recuperación de Azufre (URA) está diseñada para recuperar azufre elemental de los gases ácidos de las Unidades de Regeneración de Amina y de la Unidad de Tratamiento de Aguas Ácidas.

Existen dos unidades de recuperación de azufre, la primera instalada (URA I) tiene un diseño basado en el proceso convencional de CLAUS para oxidación selectiva de ácido sulfhídrico en azufre. La segunda unidad instalada o (URA II) está basada en el proceso SUPERCLAUS que es una combinación entre el proceso CLAUS y el proceso JNL para la oxidación selectiva de ácido sulfhídrico en azufre. (Jacobs Engineering, 2003)

URA I

En esta planta las corrientes de gases ácidos pasan a través de separadores de gotas y luego son quemados para convertir el H_2S en SO_2 principalmente y también eliminar el amoníaco presente. Luego los gases de combustión son enfriados en varios condensadores antes de ingresar a los reactores donde se favorece la conversión de COS y CS_2 . Entre cada uno de los 3 reactores, los gases van siendo enfriados para generar azufre líquido que es enviado al pozo de azufre líquido para su desgasificación, donde se realiza una desorción o *stripping* para que el azufre contenga menos de 10 ppm de H_2S y pueda ser enviado al estanque de almacenamiento de azufre líquido o al sistema de solidificación de azufre.

Los vapores remanentes pasan a un coalescedor para atrapar el resto de azufre líquido que pudiese quedar y se envían al Incinerador junto con los venteos de gases desde el pozo de azufre, para convertir el H_2S residual y compuestos azufrados en SO_2 . Los gases de combustión finalmente se envían a la antorcha. Desde el estanque de azufre líquido, el azufre se envía al sistema de carga de camiones. Por otro lado, desde el sistema de solidificación, el azufre es almacenado en silos. Desde estos silos se realiza la carga a camiones de azufre sólido.

URA II

El proceso en la unidad URA II consiste en una fase térmica, en la que el H_2S se quema parcialmente con aire, seguido por dos fases catalíticas Claus y una fase catalítica SUPERCLAUS. El gas de cola de la fase final es dirigido hacia el incinerador.

La mezcla de gases de entrada es precalentada al igual que el aire y son enviados al quemador del combustor de la planta. Luego del combustor se envían a la caldera recuperadora y luego a una etapa de condensación, donde se enfrían los gases y los vapores de azufre condensan. En azufre líquido es enviado al foso de desgasificación de azufre.

Los gases de proceso continúan hacia los Reactores Claus. Antes de entrar en el primer reactor, se calienta la corriente de proceso. El gas producto del reactor pasa a una etapa de condensación donde se obtiene azufre líquido que se envía al pozo de azufre líquido para su desgasificación.

El gas de proceso que sale del condensador se precalienta nuevamente antes de entrar a la segunda etapa de Reactores Claus. El gas producto del reactor se envía a otra etapa de condensación donde también se obtienen vapores y azufre líquido. El azufre líquido se envía al pozo de azufre líquido y los vapores se envían a la etapa Superclaus.

Antes de entrar a esta última etapa catalítica, los gases se precalientan nuevamente y se mezclan con aire de oxidación precalentado. Los gases producto del reactor entran a una tercera etapa de condensación donde se obtiene azufre líquido. Los vapores remanentes pasan a un coalescedor, para atrapar el resto de azufre líquido que pudiese quedar. El azufre líquido se envía al pozo de azufre líquido y los gases de proceso remanentes o gases de cola se envían al incinerador junto con los venteos de gases desde el pozo de azufre, para convertir el H₂S residual y compuestos azufrados en SO₂.

Los gases de combustión se enfrían y generan vapor sobrecalentado y se envían fríos a la antorcha. El azufre líquido que se genera en el proceso se envía, como ya se mencionó, al pozo de azufre. Dado que el azufre que se produce contiene unos 300 ppm de H₂S, en el pozo de azufre se realiza una desorción o *stripping* para que el azufre contenga menos de 10 ppm de H₂S. Los gases que se ventean se envían al incinerador y el azufre líquido tiene dos destinos posibles, el estanque de almacenamiento de azufre líquido o el sistema de solidificación de azufre.

3.1.3.11. Unidad de Tratamiento de Aguas Ácidas I y II.

Las unidades de tratamiento de aguas ácidas I y II o *stripper* de aguas ácidas tienen como objetivo eliminar el ácido sulfhídrico (H₂S) y el amoníaco (NH₃) de una corriente combinada de aguas ácidas de la refinería. Esto lo realizan por medio de un proceso de separación de agua hidrocarburos y luego mediante un proceso de *stripping*. En el proceso de *stripping* el agua es calentada y parcialmente vaporizada para remover los componentes livianos que se encuentran disueltos en ella. Los gases del tope sin agua son enviados a la planta de recuperación de azufre o a antorcha y el agua sin componentes volátiles que contiene aproximadamente 2 [mg/L] de H₂S y 10 [mg/L] de NH₃ es enviada a tratamiento de efluentes o fenoles o es reutilizada en el proceso de desalado de crudo. (Ingeniería de Plantas ERA)

3.1.3.12. Unidad de Regeneración de Aminas (ARU).

La Unidad de Regeneración de Aminas está diseñada para procesar y regenerar hasta 172,31 Sm³/h de corrientes de amina rica (20% peso solución de DEA con un contenido máximo de 0,32 mol H₂S/mol DEA) proveniente de la Unidad de Coquización Retardada y la Unidad de Hidrotratamiento de Diesel.

Una vez regenerada (0,02 mol H₂S/mol DEA), este adsorbente químico se utiliza en la Planta de Gas del *Coker* (*Scrubber* de *Fuel Gas* y Contactor de Aminas C₃/C₄) y en HDT (*Scrubber* de Gas de Reciclo).

La solución de amina rica se somete a *stripping*, eliminando el H₂S y los hidrocarburos residuales disueltos en el Regenerador de Aminas. El H₂S se remueve con vapor de stripping, que sube por la torre. El Gas Ácido, generado continuamente al depurar el H₂S de la solución de Amina Rica, se envía a las Unidades Recuperadoras de Azufre. (Territorio y Medio Ambiente S.A., 2015)

3.1.3.13. MDEA.

El gas, con alto contenido de H_2S y una cantidad importante de CO_2 y NH_3 , proveniente de las Plantas de Craqueo Catalítico, MHC, NHT, Reformación y de Hidrocraqueo, es tratado en la Planta de MDEA. El gas entra a un proceso de absorción donde es contactado con MDEA. La MDEA reacciona con el H_2S presente en el gas formando hidróxido de metildietanolamina, el cual queda retenido en el líquido mientras que el gas, libre de H_2S atraviesa un filtro de rejilla y se envía al sistema general de *fuel gas*. La MDEA además de retener el H_2S retiene CO_2 y NH_3 . La solución de amina rica en H_2S principalmente es regenerada con vapor. El vapor y el gas ácido salen por el tope, siendo el vapor condensado y el gas ácido enviado a las plantas de ácido o de azufre para su conversión. (Ingeniería de Plantas ERA)

3.1.3.14. Proceso de Hidrogenación Selectiva (SHP).

La presencia de dienos y acetilenos en corrientes olefínicas ligeras es a menudo no deseable y estos contaminantes reactivos deben ser removidos de las corrientes olefínicas sin afectar la naturaleza o la concentración de las olefinas. Los dienos y acetilenos son típicamente removidos mediante el proceso de hidrogenación selectiva transformándolos en monoolefinas. Las corrientes olefínicas ligeras son producidas en la unidad de FCC.

La planta de hidrogenación selectiva de la refinería corresponde a una planta "Hüls". La hidrogenación selectiva de compuestos dienos y acetilénicos puede ser lograda en presencia de monoolefinas utilizando condiciones de hidrogenación suaves. La unidad de hidrogenación selectiva puede ser alimentada con corrientes C_3 - C_5 , incluyendo corrientes con azufre provenientes de la unidad de FCC. La selectividad de la reacción depende de la naturaleza del catalizador y de las condiciones de operación. La operación se lleva a cabo a condiciones de operación suaves con un pequeño exceso de hidrógeno respecto al requerimiento estequiométrico. La unidad instalada en la refinería se utiliza para la hidrogenación selectiva de butadieno a butenos, de propadieno y metilacetileno a propeno y de pentadienos a pentenos.

La remoción de butadieno de una corriente C_4 puede lograrse usando una unidad SHP con un catalizador con metales nobles o sin ellos. El proceso ha sido optimizado para minimizar las pérdidas de 1-buteno a través de la hidrogenación o isomerización y para lograr niveles de butadieno residuales bajos (10 ppm). Existen dos modos de operación utilizando metales nobles y metales no nobles. En el primer modo se producen n-butenos y la concentración de ellos se mueve hacia el equilibrio, en las temperaturas de la unidad es hacia el 2-buteno. Este modo se utiliza cuando el efluente de la planta alimenta a una unidad de alquilación catalizada con HF. La alta concentración de 2-buteno incrementa el octanaje del alquilato en casi 2 números octano (RON) en las unidades catalizadas con HF. En el segundo modo de operación la actividad de isomerización es suprimida y se mantiene la actividad de hidrogenación, esto provoca que se produzca mayoritariamente 1-buteno. La reducción de dienos en la alimentación de la unidad de alquilación catalizada con HF o H_2SO_4 resulta en un menor consumo de ácido y en una mayor producción de alquilato.

La alimentación se combina con hidrógeno a una razón cercana a la estequiométrica para consumir todo el contenido de dienos y acetilenos de la alimentación. La hidrogenación ocurre en un reactor de lecho fijo. En caso donde la concentración de dienos es alta se recicla una porción del efluente del reactor. El hidrógeno que abandona el reactor se encuentra a una muy baja concentración y no requiere ser removido a menos que exista una unidad con problemas

con gases no condensables aguas abajo. Si la corriente alimentada a la unidad proviene de la unidad FCC y contiene altas cantidades de azufre se puede utilizar un catalizador de metal no noble que tolera el azufre. La vida de los catalizadores de la unidad rodea los 4 años. (McCulloch, Luebke, & Meister, 2004)

3.1.3.15. Unidad de Recuperación de Ácido Gastado (SAR).

La Unidad de Ácido Sulfúrico tiene por objeto generar ácido sulfúrico a partir de los gases azufrados de la refinería, para ser utilizado en la Planta de Alquilación y en el tratamiento de agua para calderas. La unidad utiliza como materia prima el ácido sulfhídrico extraído del gas combustible en las unidades de tratamiento de gas combustible. Además, puede utilizar como carga el ácido sulfúrico gastado proveniente de la Planta de Alquilación para su regeneración.

Los ácidos gastados, gases ácidos o una combinación de éstos llegan a un horno donde se produce su combustión generándose SO_2 , CO_2 , H_2O , etc. Los gases pasan posteriormente a una cámara de re-combustión donde, según el tipo de operación, puede inyectarse aire a fin de asegurar su combustión completa. Los gases pasan luego a dos torres donde se enfrían y lavan. Los gases continúan a un filtro electrostático y enseguida a un tubo humidificador y continúan a un segundo filtro electrostático. Los gases fríos y purificados pasan a otra torre, donde se les elimina la humedad haciéndolos ponerse en contacto íntimo con ácido sulfúrico. Luego los gases pasan a un ventilador que los ha estado aspirando desde el horno. Los gases impulsados por el ventilador pasan a un tubo mezclador, donde se inyecta aire seco para reducir su contenido de SO_2 al valor apropiado. Los gases se precalientan en intercambiadores de calor y entran a un Convertidor, el cual está dividido en dos secciones. En la primera, parte del SO_2 se convierte en SO_3 aumentando la temperatura del gas; el gas que sale de la primera sección pasa por un intercambiador de calor, donde se enfría, y entra en la segunda sección donde produce el resto de la conversión. En ambas secciones del convertidor se inyecta aire seco. El efluente del convertidor entra a otra torre donde se absorbe el SO_3 con ácido concentrado, aumentando éste su concentración. A la salida de esta torre se agrega agua al ácido con el fin de mantener su concentración; el ácido producido se envía a estanque. (Ingeniería de Plantas ERA)

3.1.3.16. Solventes

Las unidades Solventes I (E-181) y Solventes II (E-80) están diseñadas para procesar diferentes corrientes de alimentación para obtener de ellas diversos solventes alifáticos o aromáticos. Es así como estas plantas pueden recibir cargas de Nafta para producir Aguarrás Mineral, Keroseno para producir Solvente 10, Reformato para producir Xileno y Gasolina Estabilizada de *Topping* para producir Solvente 4 y Gasolina Blanca. (Territorio y Medio Ambiente S.A., 2017)

3.1.3.17. Blending.

Los procesos de *blending* de la refinería corresponden a procesos donde se mezclan todas las corrientes que forman los productos finales. Estas corrientes se mezclan de tal forma de lograr las especificaciones de cada uno de los productos finales. En el caso de la gasolina, algunas de las corrientes de *blending* corresponden a Alquilato, Isomerato, Reformato, Naftas, MTBE y Gasolinas de *Topping* y Craqueo Catalítico. En el caso del *blending* del diésel se mezclan algunas corrientes como el COL y el diésel hidrotratado. Para el caso del *fuel oil* se mezclan corrientes como HCGO y Decantado.

3.1.3.18. Almacenamiento.

En la refinería existen zonas de almacenamiento tanto de productos intermedios, es decir, de productos que no se encuentran listos para su venta o distribución, como también de productos terminados, donde se encuentran los productos finales. Además de estas dos zonas se encuentra la zona de almacenamiento de petróleo crudo de alimentación a la planta.

A continuación, en la Figura 33 se presenta un diagrama de bloques general de la refinería con las principales plantas descritas previamente.

X. Proyección de la Demanda Futura y Definición del Escenario

1. Proyecciones del Consumo de Combustibles ENAP.

Como fue mencionado anteriormente es necesario presentar las proyecciones de consumo de combustibles en Chile para poder realizar las recomendaciones técnicas a la Refinería Aconcagua. La Estimación de la Demanda Futura que se presenta en este trabajo corresponde a la estimación realizada por la Gerencia de Inversiones y Estudios de ENAP. Las proyecciones se realizan desde el año 2020 hasta el año 2030 y abarcan los principales productos de la refinería. A continuación, se presentan los resultados.

1.1. Petróleo Diésel.

La proyección del consumo nacional de Petróleo Diésel hasta el año 2030 se presenta en la Figura 34 junto con los datos de consumo desde el año 2012.

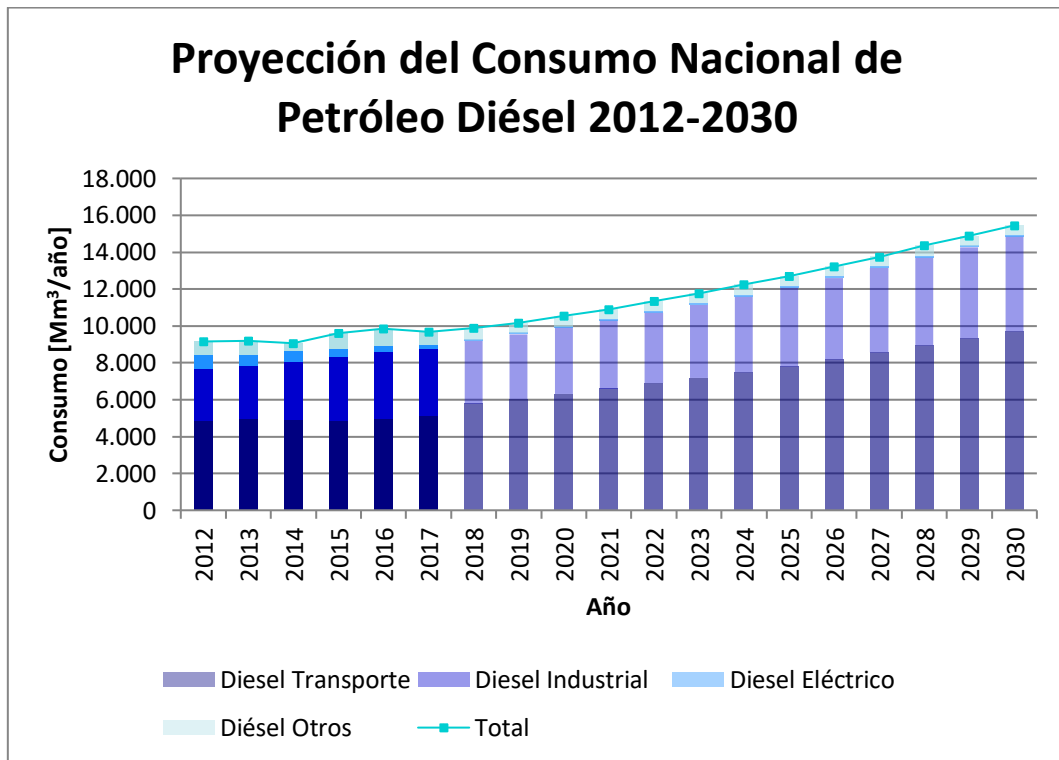


Figura 34 Proyección del Consumo Nacional de Petróleo Diésel 2012-2030

Fuente: Elaboración Propia

Nota: Datos obtenidos de estudio realizado por la Gerencia de Inversiones y Estudios de ENAP

El consumo total de petróleo diésel aumentará en un 3.8% anual entre los años 2020 y 2025 y en un 4.0% anual entre los años 2025 y 2030. Tanto el diésel para uso eléctrico y el diésel para otros usos tendrán su consumo constante mientras que el diésel de transporte aumentará en un 4.4% anual en el período 2020 – 2025 y en un 4.5% en el periodo 2025-2030 y el diésel industrial aumentará en un 3.5% entre el año 2020 y 2025 y en un 3.7% entre el año 2025 y 2030.

1.2. Gasolinas.

La proyección del consumo nacional de gasolinas hasta el año 2030 se presenta en la Figura 35 junto con los datos de consumo desde el año 2012. El crecimiento anual del consumo de gasolinas entre el año 2020 y 2025 se pronostica que será de un 1.8%, mientras que para los años 2025-2030 este será de 0.6%. El crecimiento corresponderá únicamente al consumo de gasolina de 93 RON, ya que el consumo de gasolina de 97 RON se mantendrá estable.

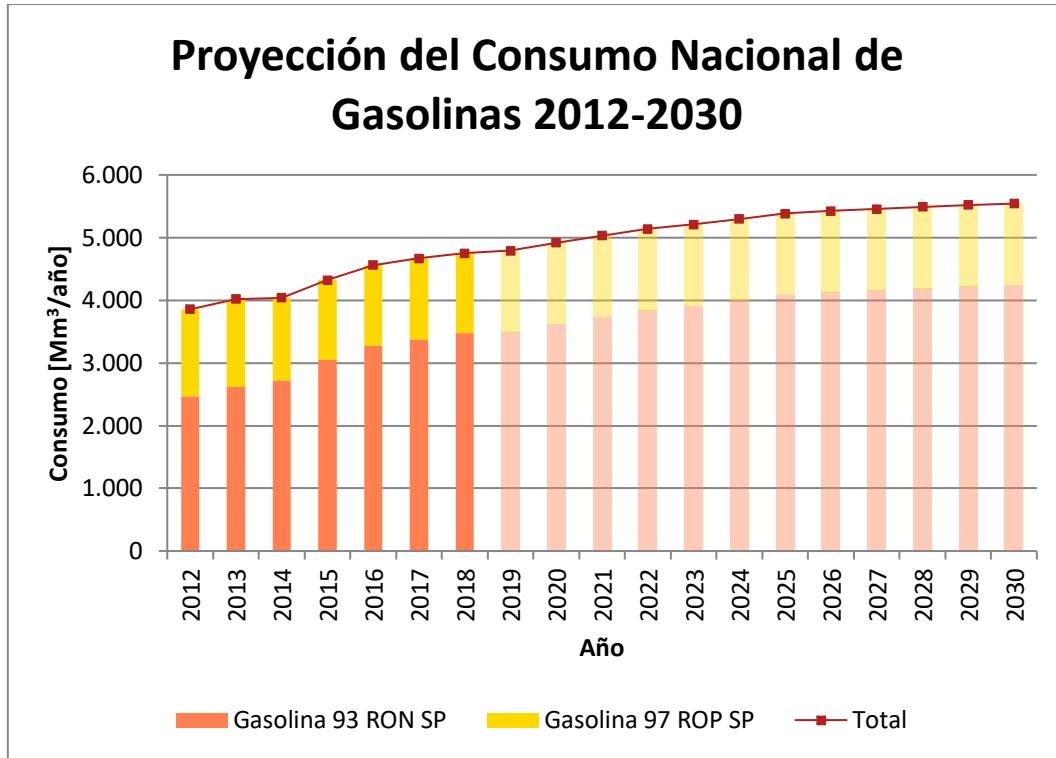


Figura 35 Proyección del Consumo Nacional de Gasolinas 2012-2030

Fuente: Elaboración Propia

Nota: Datos obtenidos de estudio realizado por la Gerencia de Inversiones y Estudios de ENAP

1.3. Kerosenes.

La proyección del consumo nacional de Kerosenes hasta el año 2030 se presenta en la Figura 36 junto con los datos de consumo desde el año 2012.

El consumo anual de kerosenes aumentará en un 3.0% durante los años 2020-2025 y en un 2,9% durante los años 2025-2030, este aumento corresponderá a un aumento en el consumo de kerosene de aviación, ya que la demanda de kerosene doméstico se mantendrá estable.

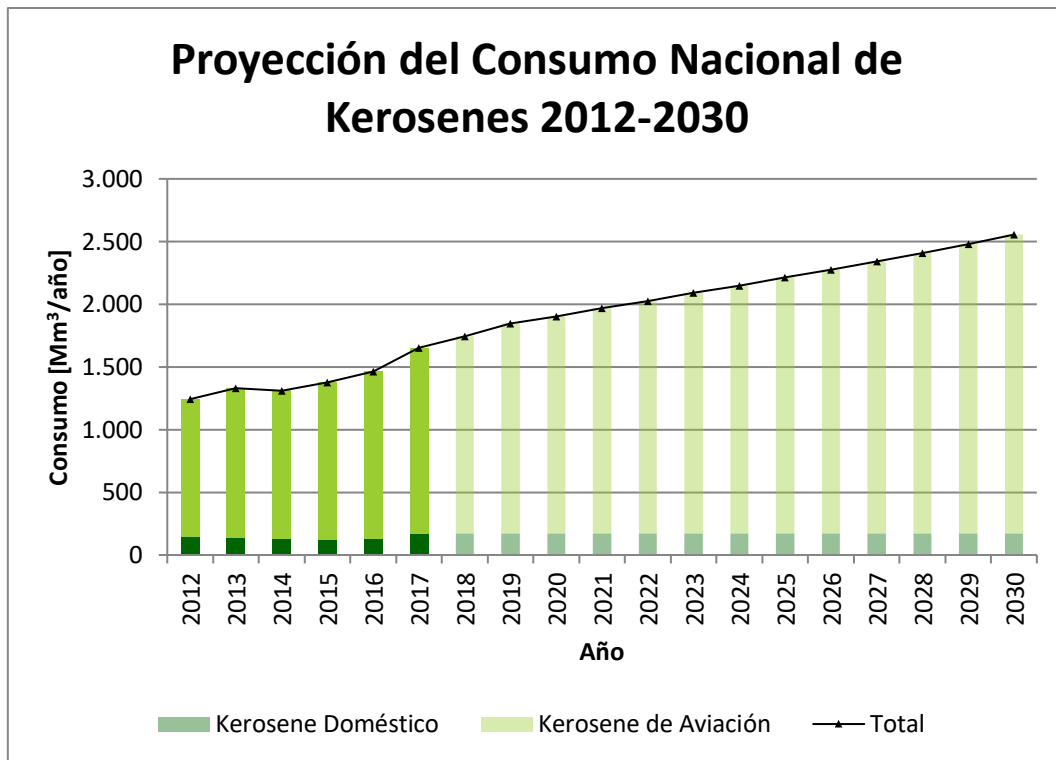


Figura 36 Proyección del Consumo Nacional de Kerosenes 2012-2030

Fuente: Elaboración Propia

Nota: Datos obtenidos de estudio realizado por la Gerencia de Inversiones y Estudios de ENAP

1.4. Petróleos Combustibles.

La proyección del consumo nacional de Petróleos Combustibles hasta el año 2030 se presenta en la Figura 37 junto con los datos de consumo desde el año 2012.

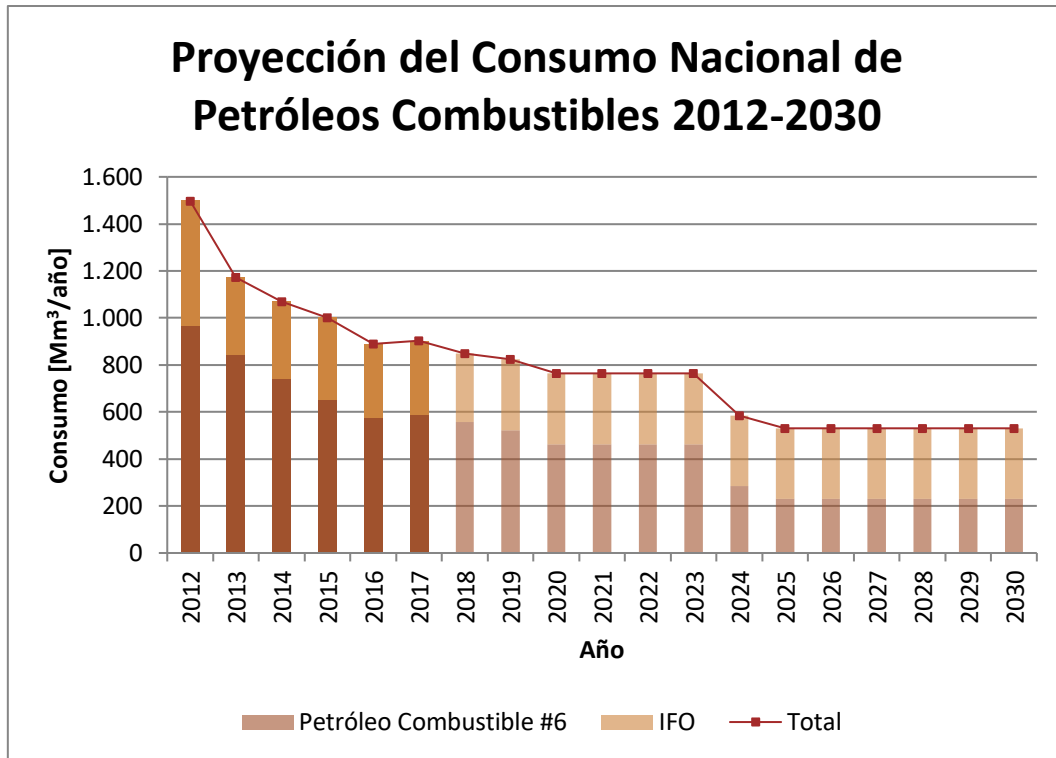


Figura 37 Proyección del Consumo Nacional de Petróleos Combustibles 2012-2030

Fuente: Elaboración Propia

Nota: Datos obtenidos de estudio realizado por la Gerencia de Inversiones y Estudios de ENAP

Se espera que el consumo de Petróleo Combustible #6 disminuya en un 13.1% anual entre los años 2020 y 2025 y que luego se mantenga su demanda hasta el año 2030. Esto representa una variación en el consumo total de petróleos combustibles de un 7.0%.

1.5. Gas Licuado de Petróleo.

La proyección del consumo nacional de GLP hasta el año 2030 se presenta en la Figura 38 junto con los datos de consumo desde el año 2012. El consumo anual de gas licuado incrementará en un 1,7% entre los años 2020 y 2030.

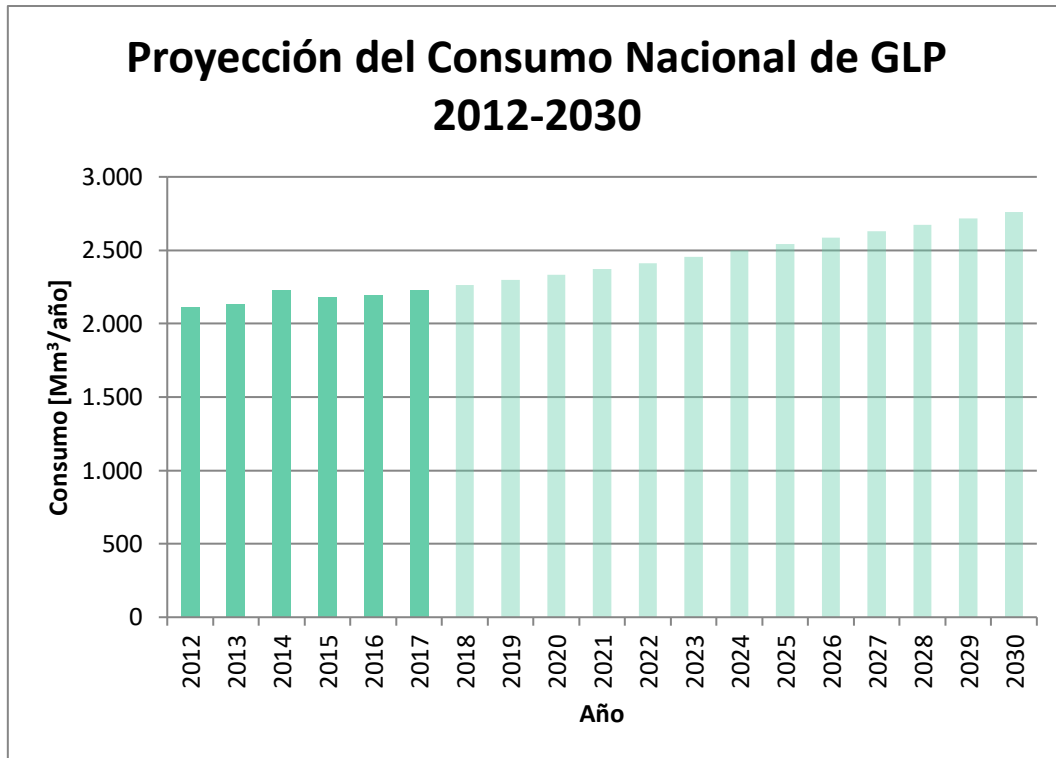


Figura 38 Proyección del Consumo Nacional de GLP 2012-2030

Fuente: Elaboración Propia

Nota: Datos obtenidos de estudio realizado por la Gerencia de Inversiones y Estudios de ENAP

1.6. Resumen de los resultados.

Para traducir estos escenarios en valores de producción, es decir, en excedentes o brechas de producción, se considerará la capacidad máxima de los últimos tres años como la capacidad de producción de las refinerías. Para el caso de Diésel la producción máxima fue de 3.649.673 [m³/año]. Para el caso de las gasolinas, la producción máxima en los últimos tres años fue de 4.098.038 [m³/año]. Para el caso de los kerosenes fue de 978.378 [m³/año] y para el caso de los petróleos combustibles fue de 1.066.950 [m³/año]. Finalmente, para el caso del gas licuado fue de 789.606 [m³/año]. En las Tablas 3, 4 y 5 se observa el cálculo de los excedentes de producción o brechas no cubiertas. Para el caso de las gasolinas, el gas licuado de petróleo, los kerosenes y el petróleo diésel, existirá una brecha no cubierta, que para el caso de asumir que la capacidad de producción de la refinería no aumentará, deberá ser importada. Para el caso de los petróleos combustibles existe un excedente de producción que bien quedará como capacidad ociosa o se deberá vender a otros mercados.

Tabla 3 Consumo, Producción y Brecha o Excedente de Gasolinas y GLP

Año	Producción Gasolina Automotriz	Consumo Proyectado Gasolina Automotriz	Brecha / Excedente	Producción GLP	Consumo Proyectado GLP	Brecha / Excedente
2019	4.098.038	4.791.552	-693.514	789.606	2.300.263	-1.510.657
2020	4.098.038	4.921.387	-823.349	789.606	2.333.969	-1.544.364

Universidad Técnica Federico Santa María

2021	4.098.038	5.033.547	-935.509	789.606	2.373.037	-1.583.431
2022	4.098.038	5.138.532	-1.040.494	789.606	2.413.281	-1.623.675
2023	4.098.038	5.211.165	-1.113.127	789.606	2.454.641	-1.665.035
2024	4.098.038	5.297.441	-1.199.403	789.606	2.497.264	-1.707.658
2025	4.098.038	5.385.264	-1.287.226	789.606	2.541.127	-1.751.521
2026	4.098.038	5.424.237	-1.326.199	789.606	2.584.990	-1.795.384
2027	4.098.038	5.457.118	-1.359.080	789.606	2.628.853	-1.839.247
2028	4.098.038	5.489.703	-1.391.665	789.606	2.672.716	-1.883.110
2029	4.098.038	5.519.468	-1.421.430	789.606	2.716.579	-1.926.973
2030	4.098.038	5.542.532	-1.444.494	789.606	2.760.442	-1.970.836

Fuente: Elaboración Propia

Tabla 4 Consumo, Producción y Brecha o Excedente de Kerosenes y Petróleo Diésel

Año	Producción de Kerosenes	Consumo Proyectado de Kerosenes	Brecha / Excedente	Producción de Petróleo Diésel	Consumo Proyectado de Petróleo Diésel	Brecha / Excedente
2019	978.378	1.844.961	-866.584	3.649.673	10.160.269	-6.510.596
2020	978.378	1.904.864	-926.486	3.649.673	10.542.257	-6.892.584
2021	978.378	1.967.066	-988.688	3.649.673	10.905.351	-7.255.678
2022	978.378	2.027.216	-1.048.838	3.649.673	11.338.646	-7.688.973
2023	978.378	2.089.660	-1.111.283	3.649.673	11.751.107	-8.101.434
2024	978.378	2.148.584	-1.170.207	3.649.673	12.242.924	-8.593.250
2025	978.378	2.211.767	-1.233.389	3.649.673	12.696.498	-9.046.825
2026	978.378	2.277.816	-1.299.438	3.649.673	13.217.163	-9.567.489
2027	978.378	2.343.445	-1.365.068	3.649.673	13.756.758	-10.107.085
2028	978.378	2.407.766	-1.429.388	3.649.673	14.359.379	-10.709.706
2029	978.378	2.478.469	-1.500.092	3.649.673	14.883.675	-11.234.002
2030	978.378	2.555.492	-1.577.115	3.649.673	15.450.596	-11.800.923

Fuente: Elaboración Propia

Tabla 5 Consumo, Producción y Brecha o Excedente de Petróleos Combustibles

Año	Producción de Petróleos Combustibles	Consumo Proyectado de Petróleos Combustibles	Brecha / Excedente
2019	1.066.950	823.203	243.747
2020	1.066.950	763.638	303.312
2021	1.066.950	763.638	303.312
2022	1.066.950	763.638	303.312
2023	1.066.950	763.638	303.312
2024	1.066.950	584.163	482.787
2025	1.066.950	530.404	536.546
2026	1.066.950	530.404	536.546
2027	1.066.950	530.404	536.546
2028	1.066.950	530.404	536.546
2029	1.066.950	530.404	536.546
2030	1.066.950	530.404	536.546

Fuente: Elaboración Propia

Como se puede observar en la Tablas 3 y 4, tanto para la gasolina, el GLP, el kerosene y el diésel, existirá una brecha no cubierta si la refinería no aumenta su producción, por lo tanto, esta se deberá cubrir tanto con importaciones de la refinería como con importaciones de los consumidores finales o distribuidores de productos. En el caso de los petróleos combustibles su producción tendrá un exceso respecto al consumo, como se muestra en la Tabla 5, por lo que se debe disminuir y por ende se deben encontrar soluciones para aumentar la conversión de estos productos a productos más valiosos. La mayor brecha en consumo a cubrir por la refinería corresponde a la de petróleo diésel, que corresponde al producto con una mayor demanda a nivel nacional, seguido del GLP, luego del kerosene y finalmente la gasolina.

2. Rentabilidad del Negocio de Refinación.

2.1. Definiciones Generales.

A continuación, se presenta un análisis del comportamiento de los márgenes de refinación del petróleo diésel y la gasolina, que corresponden a los productos más demandados en Chile según la información presentada en la sección anterior. Para este análisis se utilizaron los precios históricos spot FOB del petróleo crudo WTI en Cushing Oklahoma, los precios spot FOB históricos de la Gasolina Convencional en la Costa del Golfo de México y los precios históricos spot FOB del ULSD N°2 en la Costa del Golfo de México. Es importante antes de proceder con el análisis el definir cada uno de los crudos de referencia y productos cuyos precios se presentarán posteriormente y algunos conceptos de su comercialización.

El petróleo crudo *West Texas Intermediate* o WTI es un crudo marcador. Este se produce en Texas y en el sur de Oklahoma. Sirve para fijar el precio de otros crudos y se comercializa en el mercado spot de Cushing, Oklahoma. Fue fijado como referencia en el *New York Mercantile Exchange* de E.E.U.U. (U.S. Energy Information Administration, 2019)

Otro crudo marcador corresponde al petróleo crudo Brent, ya que este también sirve como referencia para las transacciones con otros crudos, principalmente en los mercados europeos. El crudo Brent se extrae desde la región del Mar del Norte, se transa en el Intercontinental Exchange (ICE), tiene una gravedad API de 38,06° y un contenido en azufre de aproximadamente 0,39%, por lo que se considera un crudo liviano y dulce. (U.S. Energy Information Administration, 2019)

Los crudos del resto del mundo fijan su precio respecto a los precios futuros de los crudos marcadores añadiendo un diferencial dependiendo de las características del crudo.

Para los productos derivados del crudo también existen referencias. Los principales productos del crudo corresponden a las gasolinas y los destilados medios. En Europa los destilados medios fijan su precio respecto a los precios futuros de *Gas Oil* ICE y en E.E.U.U. frente a los precios futuros de "*Heating Oil*" NYMEX. Las Gasolinas Tanto en Europa como en E.E.U.U. fijan su precio respecto a los precios futuros de RBOB NYMEX. Las diferencias en los precios spot y futuros dependen de las características de la demanda y oferta local. (Insights Global, 2019)

La Gasolina Convencional es gasolina de motor terminada, no incluida en la categoría de gasolinas oxigenadas o reformuladas. Excluye la mezcla de gasolina reformulada para mezclado oxigenado al igual que otras mezclas. (U.S. Energy Information Administration, 2019)

El Combustible Diésel N°2 ULS o Ultra Bajo en Azufre es un destilado tipo *gas oil* para uso en motores de alta velocidad diésel, generalmente operados bajo una velocidad y carga uniformes, con temperaturas de destilación entre 282° y 340 [°C] a un punto de recuperación del 90% y viscosidades entre 1.9 y 4.1 [cSt] a 38 [°C] como se define en la especificación ASTM D975-93. Incluye diésel tipo R-R utilizado en motores de locomoción de carretera y tipo T-T para camiones con motor a diésel. El diésel Ultra Bajo en Azufre o *Ultra-Low Sulfur* es diésel N°2 que tiene un nivel de azufre menor o igual que 15 ppm. (U.S. Energy Information Administration, 2019).

El precio spot corresponde al precio por una transacción en el mercado abierto de una sola oportunidad para entrega inmediata de una cantidad específica de producto a una localización

especifica donde el “*commodity*” es comprado “*on the spot*” a tasas de mercado actuales. (U.S. Energy Information Administration, 2019)

El precio FOB corresponde al precio asociado al incoterm *Free on Board*, que significa el precio del crudo en el barco en el lugar donde se está adquiriendo la materia prima, es decir, el precio FOB en *U.S. Gulf Coast*, significa que es el precio del crudo en el buque en la costa del golfo de Estados Unidos.

Para poder hacer una comparación entre estos precios y los precios en Chile se debe primero definir la política comercial de ENAP.

2.2. Política Comercial de ENAP.

A partir del 1° de diciembre del año 2009, la Empresa Nacional del Petróleo (ENAP), inició la aplicación de una nueva política de comercialización de productos derivados del petróleo. Esta nueva política comercial se fundamenta en la existencia de un mercado abierto y competitivo a partir de la liberalización del mercado de los hidrocarburos en Chile realizada en 1978. La posibilidad de que grandes distribuidores de combustibles y consumidores industriales importen productos derivados del petróleo, al disponer de acceso a terminales marítimos como instalaciones de almacenamiento, define el precio de paridad de importación como el precio de referencia en el mercado chileno. (ENAP, 2019)

La política comercial del ENAP contempla la aplicación de un Precio de Paridad, para compras programadas con un plazo mayor de 45 días y un Precio Spot, para compras programadas con un plazo igual o menor a 45 días todas ellas sujetas a disponibilidad del producto por ENAP. El precio de Paridad intenta emular la paridad de importación del mercado internacional utilizando como referencia un mercado profundo, de gran escala y competitividad como es la costa del golfo de México, más costos de localización hacia el mercado chileno tales como flete, seguros y otros costos logísticos. El precio Spot para volúmenes requeridos y entregados en un plazo menor a 45 días se define a partir del Precio Paridad adicionando a éste costos asociados al almacenamiento del producto en inventario de seguridad, seguros de precio, y todos aquellos otros costos de oportunidad relacionados con transacciones Spot. (ENAP, 2019)

La política comercial de ENAP (y la estructura de Precio de Paridad y Precio Spot) se aplica a todos los clientes de ENAP, sin necesidad de contar con contratos vigentes con volúmenes comprometidos. (ENAP, 2019)

Para aquellas compañías distribuidoras y clientes industriales que suscriban contratos en firme, la política comercial de ENAP considera la aplicación de descuentos al Precio de Paridad, diferenciados por tipo de producto, lugar de entrega, segmento de cliente, para aquellos volúmenes contratados que cumplan con un sistema de programación y vigencia contractual que permitan a ENAP optimizaciones en sus procesos de compra de crudo, refinación, transporte y almacenamiento. (ENAP, 2019)

En resumen, entonces en los precios de productos que ENAP entrega a los distribuidores mayoristas, influyen factores como el precio en el mercado de referencia, costos de transporte y logística, costos de internación o arancel aduanero, seguros, impuestos específicos e IVA, evolución del tipo de cambio y el efecto del impuesto o crédito del Fondo de Estabilización de Precios de Combustibles Derivados del Petróleo.

ENAP no fija los precios en Chile y su rol es únicamente de comercializador de los distintos derivados de hidrocarburos para las empresas distribuidoras. Como regla general, los precios de los combustibles que se comercializan en Chile toman como referencia el precio de la alternativa de importación de un mercado cercano, profundo y de gran escala, como es el de la costa estadounidense del Golfo de México. Adicionalmente a esto, se incorpora el costo de flete hasta Chile y otros costos, propios de la actividad de importación de combustibles refinados del petróleo. (El Mostrador, Agenda País, 2019)

Para que los precios de los combustibles en Chile no se vean afectados por las variaciones del precio de crudo, que se ve influenciado por muchas variables, dentro de las cuales se encuentran variables geopolíticas, estratégicas, inventarios, variables especulativas, climáticas, entre otras, el país cuenta con un sistema de estabilización de precios de los combustibles. El objetivo de este sistema es aminorar el impacto de las crisis y fluctuaciones de precios de los combustibles en el mercado internacional sobre los precios de éstos en la economía local.

El sistema de estabilización es fundamental en Chile, porque es un país importador neto de petróleo crudo. El petróleo importado representa el 97% del consumo de petróleo. Además, porque los precios de los combustibles son libremente determinados por el mercado local siguiendo la paridad de importación y porque el precio de los combustibles tiene importancia directa e indirecta en la canasta del consumidor y en la actividad económica del país.

Dentro de los mecanismos que afectan el precio de los combustibles derivados del petróleo se encuentran:

2.2.1. Impuesto Específico.

Este impuesto se aplica a los combustibles que se comercializan en nuestro país. Y según la ley N°18.502, está compuesto por un componente base y otro variable. El componente base corresponde a 6,0 [UTM/m³] para la gasolina automotriz, 1,5 [UTM/m³] para el petróleo diésel, 1,93 [UTM/1000 m³] para el Gas natural Comprimido y 1,4 [UTM/m³] para el Gas Licuado de petróleo. El componente variable sumará o restará al componente base según lo establece la ley N°20.493. En el componente variable se encuentra el llamado “MEPCO”, mecanismo de estabilización de los precios de venta de los combustibles. (Ministerio de Hacienda, 1986)

2.2.2. Mecanismo De Estabilización De Precios De Los Combustibles.

El MEPCO fue creado por la Ley N°20.765 publicada el 9 de julio de 2014, con la finalidad de establecer un mecanismo de estabilización de los precios de venta internos de los combustibles incluidos en la Ley N°18.502. Este mecanismo opera a través de incrementos y rebajas a los impuestos específicos a los combustibles establecidos en la ley N°18.502, los que se modificarán sumando al componente base establecido en esa ley un componente variable (que puede ser positivo o negativo) determinado para cada uno de los combustibles gasolina automotriz, petróleo diésel, gas natural comprimido y gas licuado de petróleo.

MEPCO establece la determinación de la componente variable en dos etapas, una de las cuales implica la comparación entre precio de paridad y una banda de precios de referencia, todos definidos en moneda nacional; la segunda etapa se encuentra a cargo del Ministerio de Hacienda. La metodología de cálculo utilizada en ambos casos se enuncia en la Ley y el reglamento DS N°1.119. (Comisión Nacional de Energía, 2019)

2.2.3. Fondo de Estabilización de Precios del Petróleo.

El FEPP fue creado en 1991, producto de la crisis del Golfo, de acuerdo a criterios que quedaron plasmados en la Ley N°19.030. El principal objetivo del Fondo es buscar la estabilidad de los precios internos de los combustibles, aislándolos así de la volatilidad de corto plazo que afecta a los precios internacionales. La ley N°19030 actualmente solo contempla su aplicación al kerosene doméstico. Esta Ley señala a la Comisión Nacional de Energía como ente determinador de los precios de referencia intermedios, superior e inferior a aplicar considerando, por un lado, las expectativas de los precios de largo plazo y por otra, la evolución histórica de los precios. La Ley establece los recursos iniciales del FEPP, que se ven afectados cuando el precio de paridad de importación de kerosene doméstico se encuentra fuera de la banda del precio de referencia. Los precios de paridad de importación son los precios observados de los combustibles en mercados internacionales relevantes para Chile puestos en el Puerto de Quintero, en la Región de Valparaíso, en la semana anterior a la de su determinación. (Comisión Nacional de Energía, 2019)

2.3. Rol de la Comisión Nacional de Energía en la Tarificación de Hidrocarburos.

La Comisión Nacional de Energía determina semanalmente los precios de paridad y de referencia de los combustibles, para efectos de la aplicación del Mecanismo De Estabilización de Precios de los Combustibles creado por la Ley N°20.765; y el Fondo de Estabilización de Precios del Petróleo de la Ley N°19.030 y sus respectivas modificaciones. Los montos aplicados o descontados a partir de estas leyes dependen de la diferencia entre ambos precios. Ambos precios se determinan en pesos por metro cúbico. (Comisión Nacional de Energía, 2019)

El Precio de Paridad para cada uno de los productos es observado semanalmente en un mercado relevante o en dos mercados relevantes, determinándose la paridad respectiva. Los mercados observables son los de: Costa del Golfo de EE. UU., o el promedio de Costa del Golfo de EE. UU. y Nueva York. (Comisión Nacional de Energía, 2019)

Los precios de referencia se determinan para el caso de la Ley N°20.765 en base al valor promedio pasado y futuro del petróleo crudo representativo de un mercado relevante (la CNE considera como crudo relevante al petróleo crudo Brent puesto en la Costa del Golfo de EE.UU.) y un promedio de valores pasados de diferencial de refinación, y los costos de transporte, seguros, derechos de aduana y otros gastos y costos de internación, según corresponda, y para el caso de la Ley N°19.030, como la suma ponderada de tres componentes: componente ponderada histórica de los precio de paridad de los 4 últimos semestres; componente proyección del precio de paridad de corto plazo (1 año); y componente proyección de precio de paridad de largo plazo (10 años). (Comisión Nacional de Energía, 2019)

2.4. Crack Spread.

Los “Crack Spread” son diferencias entre los precios al por mayor de los productos derivados del petróleo y los precios del petróleo crudo. Estas diferencias se usan a menudo para estimar los márgenes de refinación. Los crack spreads son una medida simple basada en uno o dos productos producidos en una refinería (generalmente gasolina y combustible destilado). No toman en consideración todos los ingresos por productos de refinería y excluyen los costos de refinación que no sean el costo del petróleo crudo (International Energy Agency, 2019).

Al comparar el precio del petróleo crudo (que se establece en un mercado global) con el precio de los productos refinados (que pueden verse afectados por factores locales y estacionales), los crack spreads a menudo pueden dar una indicación de las condiciones de suministro en un mercado determinado. Los spreads de crack pueden calcularse utilizando un solo producto o múltiples productos:

Crack Spreads de un solo producto: Este refleja la diferencia de valor entre un barril del producto especificado y un barril de petróleo crudo.

Crack Spreads de múltiples productos: El más común el crack spread 3: 2: 1. Este refleja los ingresos de producción de gasolina y destilado de la industria de refinación de los Estados Unidos, que generalmente produce aproximadamente 2 barriles de gasolina por cada barril de destilado. El diferencial de crack 3: 2: 1 se calcula restando el precio de 3 barriles de petróleo del precio de 2 barriles de gasolina y 1 barril de destilado. Las proporciones adicionales utilizadas para los spreads de crack de múltiples productos incluyen 5: 3: 2 y 2: 1: 1. Actualmente en la refinería el crack spread utilizado corresponde a 7:3:3:1.

Por lo tanto, el crack spread es una forma rápida y no exacta de calcular el margen de refinación, que corresponde a la diferencia neta en valor entre los productos producidos por una refinería y el valor CIF del petróleo crudo utilizado para producirlos, teniendo en cuenta los costos operativos marginales de la refinería. Los márgenes de refinación variarán de una refinería a otra y dependerán del costo y las características del crudo utilizado, su rendimiento y el valor de sus productos (y, por lo tanto, su ubicación). (Energy Information Administration, 2011)

En este trabajo se considerarán los “crack spread” para los dos productos principales de la refinería, que corresponden a la gasolina y el diésel. Para esto se utilizará como aproximación al crack spread de la refinería la diferencia entre los precios spot FOB del crudo WTI en Oklahoma y los precios spot FOB de la gasolina convencional y del ULS Diésel N°2. A continuación se presenta una gráfica de los precios de estos productos y del crudo en la Figura 39. Se debe considerar que el precio del crudo comprado en la refinería diferirá del precio WTI según las características del crudo comprado, por otro lado, a los precios spot FOB se les debe agregar los costos de importación del crudo, como el seguro y el flete y se debe considerar que dependiendo del mercado en el que la empresa compre, serán los precios que se obtendrán (mercado spot, mercado futuro, etc.). Con respecto a los productos, los precios reales a los cuales la refinería vende sus productos son los precios análogos a la importación de los productos con similares especificaciones desde la Costa del Golfo de Estados Unidos, estos corresponden a los precios de paridad.

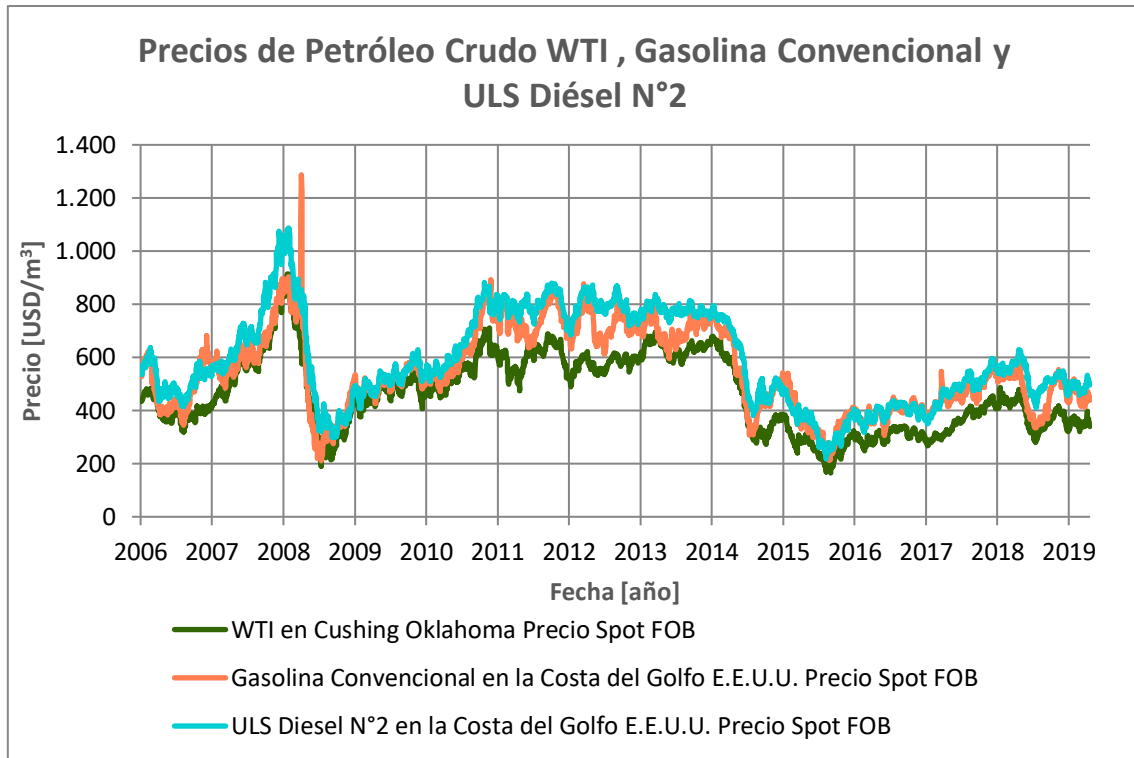


Figura 39 Precios WTI, Gasolina Convencional y ULS Diésel N°2
 Fuente: Energy Information Administration (2019). Precios WTI, Gasolina Convencional y ULSD N°2

Como se puede observar en la figura anterior el precio del crudo es muy variable y no sigue una tendencia única. Existen diversos factores que afectan los precios del petróleo crudo. Uno de los principales es el factor geopolítico y económico. Las crisis financieras, las guerras de países productores de petróleo, los ataques terroristas hacia Estados Unidos, el colapso de la bolsa de Estados Unidos, las decisiones de producción de la OPEC, entre otros factores han afectado al precio del crudo estos últimos años.

Otro factor que afecta es el desarrollo económico de los países, por ejemplo, según la EIA, un aumento en el PIB de los países que no pertenecen a la OECD va de la mano con un aumento en el consumo de petróleo y sus combustibles derivados, lo que afecta al mercado del crudo. Por otro lado, el consumo de los países de la OECD ha demostrado tener una relación directa con el precio del crudo, un alto precio del crudo se asocia directamente a una baja en el consumo de estos países.

La producción de combustibles en los países que no pertenecen a la OPEC también puede afectar los precios del petróleo, al igual que la producción de Arabia Saudita puede afectar los precios del crudo inversamente. También pueden afectar al precio del crudo, las interrupciones en la oferta, como el incidente recién ocurrido a las petroleras de Aramco en Abqaiq y Khurais (CNN Business, 2019) y los niveles de reserva disponible como lo ocurrido entre los años 2003-2008, donde la capacidad de reserva era baja, existía un crecimiento económico fuerte y por ende un crecimiento fuerte en la demanda lo que causó que los precios aumentaran. Los inventarios de combustibles líquidos de los países de la OECD van de la mano con el incremento futuro relativo a los precios actuales del petróleo, es decir si existe un gran inventario los precios bajaran y viceversa.

El precio del dólar también puede afectar al precio del crudo inversamente, la volatilidad implícita del WTI, las expectativas de inflación y el precio de otros *commodities*.

A partir de la información que entrega la Figura 39, también se puede observar que los precios de los productos derivados del petróleo están fuertemente influenciados por el precio del crudo, ya que su comportamiento es similar. A continuación, se presentan los “crack spread” de la gasolina y el diésel en las Figuras 40 y 41.

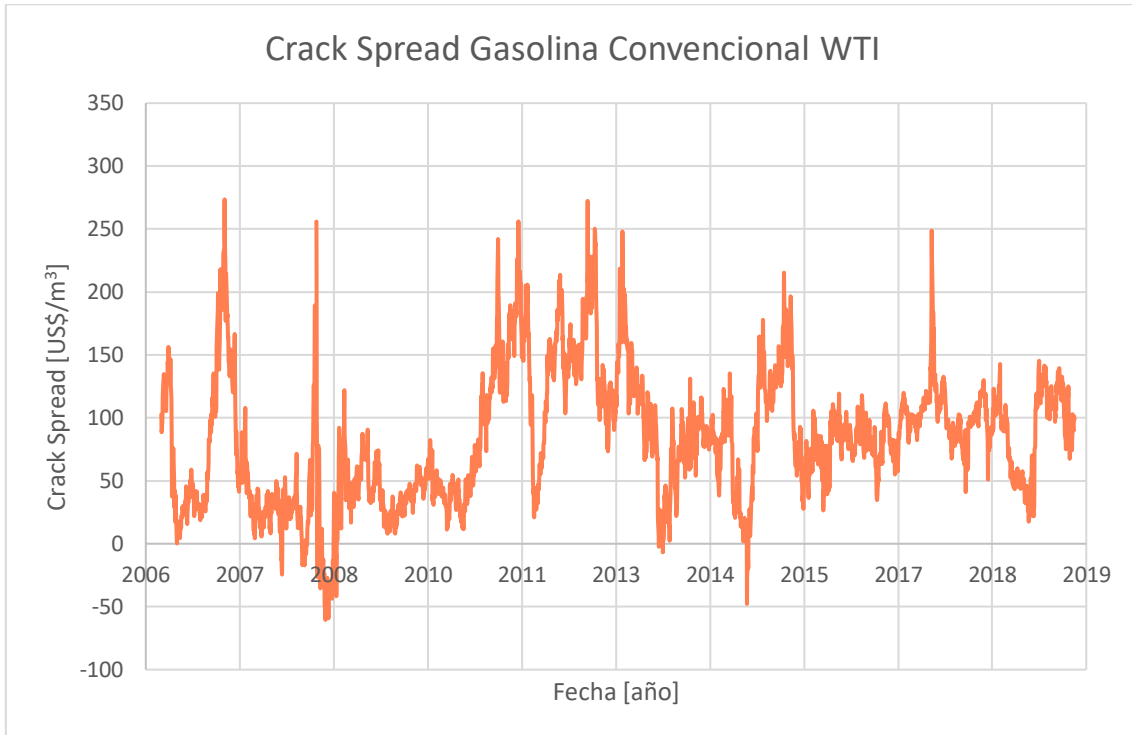


Figura 40 Crack Spread Gasolina Convencional respecto WTI
Fuente: Elaboración Propia
Nota: Datos Obtenidos de Energy Information Administration (2019)

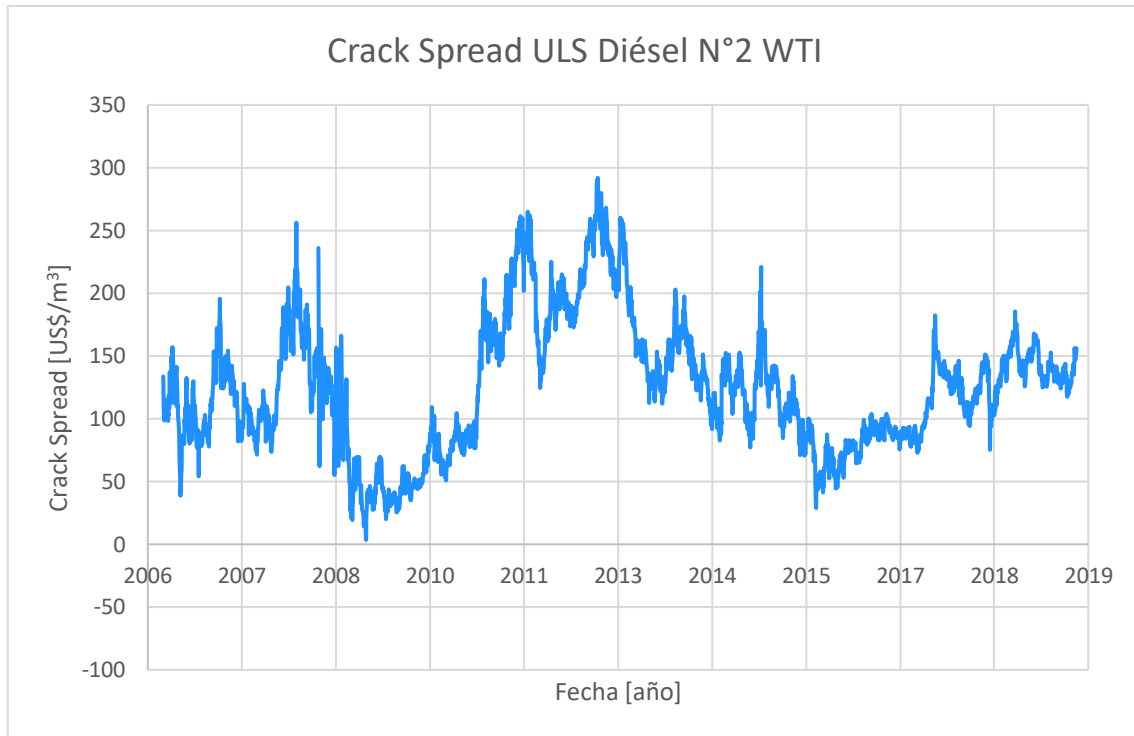


Figura 41 Crack Spread ULS Diésel N°2 respecto WTI

Fuente: Elaboración Propia

Nota: Datos Obtenidos de Energy Information Administration (2019)

A partir del cálculo aproximado de los “crack spread” de la gasolina convencional y el diésel se puede extraer lo siguiente:

El “crack spread” promedio de la gasolina convencional corresponde a 84.16 [USD/m³] con una desviación estándar de 53.98 [USD/m³]. Mientras que el margen promedio del diésel N°2 ultra bajo en azufre tiene un valor promedio de 124.99 [USD/m³] y una desviación estándar de 52.36 [USD/m³]

El “crack spread” de la gasolina convencional tiene una componente estacional, que se encuentra estrechamente relacionada con los periodos de alta demanda de combustible vehicular que coincide con el verano en el hemisferio norte, y los periodos de baja demanda que corresponde al invierno en el hemisferio norte. Este factor afecta de gran manera la ganancia que se obtiene de este producto llegando a alcanzar valores negativos, o cercanos a 0 como lo visto entre los meses de agosto del 2006 y febrero del 2007 donde el valor promedio fue de 29.17 [USD/m³] llegando a un valor mínimo de 0,23 [USD/m³].

En el Anexo N°1 se pueden encontrar los Crack Spread de los productos en base másica para ver el efecto que tiene la densidad de los productos en el cálculo que se realiza comúnmente en base volumétrica. La gasolina al ser un producto más liviano respecto al diésel y al crudo aumenta su crack spread desde el punto de vista másico, llegando a ser este mayor que el diésel, lo cual es contrario a lo obtenido en el cálculo volumétrico que normalmente se utiliza. Sin embargo, aun al ser mayor que el crack spread del diésel, el margen de la gasolina tiene estaciones del año en las cuales los valores se invierten y resulta más conveniente la producción del diésel.

2.5. Crack Spread en EE. UU. Proyectados por la EIA.

La Administración de Información de Energía presenta en su sitio web las proyecciones de los precios de los principales combustibles derivados del petróleo en Estados Unidos y del petróleo crudo Brent y WTI. Calculando un crack spread por producto mediante la diferencia entre el precio de venta al por mayor y el precio del crudo se obtiene una estimación del margen de los productos en los próximos 30 años. Los resultados se muestran en las Figuras 42 y 43, a partir de las cuales se puede observar que el crack spread del diésel se proyecta estable y por sobre los 100 [US\$/m³], con un promedio de 140,6 [US\$/m³], mientras que el crack spread de la gasolina se proyecta a la baja con un promedio de 77.6 [US\$/m³]. (U.S. Energy Information Administration, 2018)

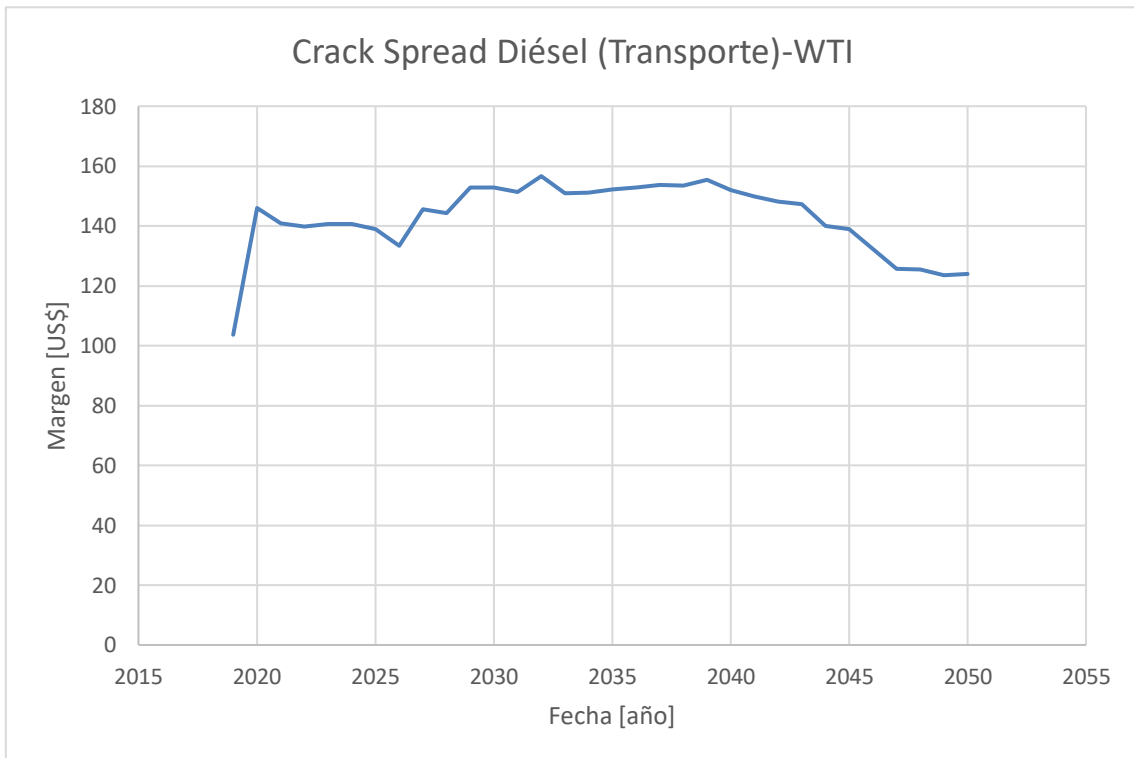


Figura 42 Crack Spread Diésel Transporte (WTI)

Fuente: Elaboración Propia

Nota: Datos Obtenidos de EIA (2019), Components of Selected Petroleum Product Prices

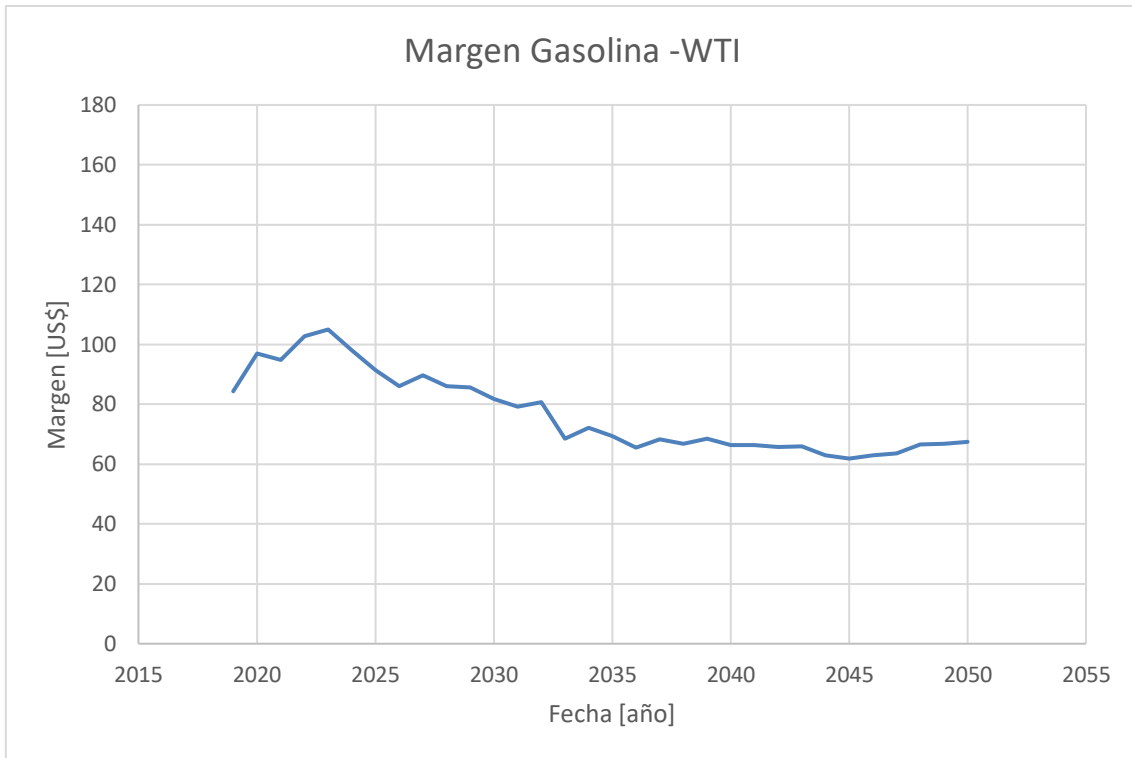


Figura 43 Crack Spread Gasolina (WTI)

Fuente: Elaboración Propia

Nota: Datos Obtenidos de EIA (2019), Components of Selected Petroleum Product Prices

En el Anexo N°1 se pueden encontrar los crack spread proyectados por la EIA en base másica. Nuevamente en el cálculo másico la gasolina resulta ser un producto más atractivo que el diésel, sin embargo en esta proyección como los valores son anuales no se ve la estacionalidad del precio de la gasolina y tampoco se ve si existirán épocas del año en que ocurra que el diésel se vuelva más llamativo como producto, lo cual es algo que se puede esperar debido al comportamiento de los márgenes de refinación los años anteriores.

2.6. Comentarios sobre el Mercado Mundial Futuro.

De acuerdo con el “World Oil Outlook” del año 2018 realizado por la Organización de los Países Exportadores de Petróleo la demanda global de petróleo crudo seguirá incrementando hasta alcanzar aproximadamente los 104,5 millones de barriles al día en el 2023. El consumo del año 2018 fue de 99,8 millones de barriles al día. Luego se espera que esta demanda continúe incrementando hasta alcanzar los 111,7 millones de barriles al día en el 2040 pero a una menor tasa que en primer período. Durante los próximos años se espera que India sea el país con el mayor crecimiento en demanda y que sea el líder en demanda para el 2040 (OPEC, 2018).

Actualmente Estados Unidos, China e India lideran la demanda de combustibles fósiles. Estos dos últimos países lo hacen debido principalmente a su crecimiento económico y particularmente en China debido al desarrollo de los sectores de construcción y transporte. Asia pacífico es el sector que más consume combustibles fósiles en el mundo, sin embargo, en una base per cápita el consumo aun no alcanza los valores de los países europeos. (Christensen, Hearn, & Yeung, The future for hydrocracking: part 1, 2017)

Además, se espera que la implementación de las regulaciones de la OMI cause un impacto negativo en las refinerías respecto a los niveles de demanda de combustible marino (OPEC,

2018). Sin embargo, se espera que esto aumente el consumo de combustibles alternativos para buques como gas natural licuado o petróleo diésel. Si se cambiara combustible marino por diésel esto causaría un aumento del consumo de este producto en aproximadamente 2 millones de barriles al día. Y si se cambiara por Gas Natural Licuado su consumo podría alcanzar los 16 millones de toneladas al año para el 2025. (Christensen, Hearn, & Yeung, The future for hydrocracking: part 1, 2017)

También se prevé que la mitad de la demanda de productos derivados del petróleo sea abastecida con productos ligeros, dentro de los cuales el GLP es el que se espera que aumente más su demanda en aproximadamente 3,3 millones de barriles día entre el 2017 y el 2040. (OPEC, 2018)

Por otro lado, actualmente el sector transporte es el causante del 45% de la demanda global de crudo y se prevé que esta participación aumente. Esto se debe al aumento de vehículos que se proyecta a crecer desde 1,1 billones en el 2017 a 2,4 billones en el 2040. (OPEC, 2018)

Respecto a los vehículos eléctricos, se espera que estos crezcan en número significativamente. Se prevé que alcancen los 320 millones de unidades para el 2040, siendo los vehículos para pasajeros los que cuenten con 300 millones representando la segunda mayor parte de la flota de este tipo de vehículos en el 2040. (OPEC, 2018)

La creciente popularidad de los vehículos eléctricos se vio influenciada fuertemente por los escándalos de las emisiones de los vehículos a diésel y su prohibición en las principales ciudades del mundo. Esto llevó a que las empresas que fabrican automóviles eléctricos se vieran impulsadas a ingresar a un mercado de autos al alcance de gran parte de la población de forma de competir con los vehículos a gasolina y a diésel (Christensen, Hearn, & Yeung, The future for hydrocracking: part 1, 2017).

Un ejemplo de lo anterior son los lanzamientos de los nuevos modelos Tesla Motors y el anuncio de Volvo de la detención de la fabricación de vehículos a gasolina o diésel desde el presente año. Además de la prohibición del uso de autos a diésel en las grandes ciudades de Inglaterra, Francia, Alemania, entre otras, esta medida va de la mano con un plan a futuro de eliminar completamente el uso de vehículos que consuman combustibles fósiles debido a su impacto ambiental. Diversos países de Europa han mostrado su interés en realizar este cambio para un futuro cercano (entre 2025 y 2040). Además de los países europeos, países como Argentina y China han implementado políticas para fomentar la importación y uso de vehículos eléctricos (Christensen, Hearn, & Yeung, The future for hydrocracking: part 1, 2017).

En el caso de que exista un aumento en la expansión de los vehículos eléctricos estos tienen el potencial de cambiar la demanda de crudo a nivel mundial. Si es que esto fuera así existe un rango de incertidumbre en las proyecciones de los primeros años de 1 millo de barriles al día, aumentándose esta incertidumbre a más de 3 millones de barriles día para el 2035 y a más de 4 millones de barriles al día para el 2040 (OPEC, 2018).

En cuanto al consumo de combustibles de aviación, como lo es el kerosene de aviación, este incrementará debido a la disminución de las tasas de vuelo, a una economía global mas fuerte y a una clase media en expansión en los países en desarrollo como China e India. La demanda global de kerosene en el año 2017 correspondió a aproximadamente a 5,6 millones de barriles al día y se espera que esta demanda crezca en un 50% para el 2040. Actualmente lideran el en

consumo de kerosene de aviación E.E.U.U., Europa OECD y luego China. (Christensen, Hearn, & Yeung, The future for hydrocracking: part 1, 2017)

Para el sector de los petroquímicos se espera que la demanda aumente en 4,5 millones de barriles día durante el periodo 2017- 2040. (OPEC, 2018)

XI. Análisis Técnico de Impacto en Unidades de Refinería Aconcagua

A partir de los resultados obtenidos del análisis económico de los productos de la Refinería Aconcagua, se procede a realizar un análisis técnico de las modificaciones a implementar en la refinería para cumplir con los futuros planes de producción determinados por la proyección de la demanda y los márgenes de refinación futuros.

La principal modificación que se recomienda realizar a la refinería es incrementar su flexibilidad respecto a la producción de combustibles vehiculares como lo son la gasolina y el diésel. Al aumentar la flexibilidad se espera que la refinería pueda comenzar a tomar ventaja de la estacionalidad de los precios y la demanda de estos productos.

Según lo visto en el análisis económico es el diésel el producto que tiene una mayor demanda en el país y que sus proyecciones futuras son al aumento de su consumo. Además, el diésel cubre un mercado maduro, lo que se ve reflejado en que la fluctuación de los precios del producto es menor respecto a la gasolina. Es por esto que en las siguientes secciones se realizará un estudio de cómo la refinería puede aumentar su producción de diésel.

Actualmente, el diésel se produce directamente de las unidades de destilación de crudo o *Topping*, y de las unidades de conversión como lo son las unidades de hidrocrqueo, hidrocrqueo suave y craqueo catalítico, además de la unidad de conversión de corrientes pesadas o residuos de la refinería que corresponde a coquización retardada. El diésel que es producido en las unidades de conversión tiene una alta cantidad de contaminantes, por lo que debe ser hidrotratado en la unidad de hidrotratamiento de diésel antes de ir al proceso de mezclado o más conocido como *blending*, que corresponde al término en inglés.

Entonces, para aumentar la producción de diésel, el enfoque estará principalmente en las unidades mencionadas en el párrafo anterior y en las unidades aguas abajo del proceso que pudiesen verse afectadas por las modificaciones a realizar. A continuación, se describirán las modificaciones comercialmente probadas y que han cumplido exitosamente con el aumento de la producción de diésel en refinerías alrededor del mundo.

1. Modificaciones en CDU y VDU.

El diésel es recuperado del crudo mediante un proceso de destilación o fraccionamiento que se realiza en las unidades de *Topping* y Vacío de la refinería. Esta recuperación en las unidades de destilación se puede mejorar mediante la mejora de la eficiencia de fraccionamiento. Para esto es fundamental un buen diseño de los equipos y un buen control de los parámetros de operación. Para efectos de esta memoria las modificaciones a las unidades de *Topping* y Vacío se estudiarán solo en las unidades *Topping* I y Vacío I, ya que estas unidades tienen el doble de capacidad que las unidades *Topping* II y Vacío II y además no se encuentran sobrecargadas como si ocurre con estas últimas.

El objetivo de maximizar la recuperación de diésel en las unidades de destilación está relacionado con el hecho de que el diésel que no se recupera en estas unidades es alimentado a través de corrientes más pesadas como *gas oils* hacia las unidades de craqueo donde es convertido en productos más livianos y eventualmente menos valiosos.

Existen diversas formas de reducir las pérdidas de diésel en las columnas de destilación atmosférica y de vacío, de las cuales las principales corresponden a:

- Cambio en los cortes de los productos de la columna atmosférica para maximizar la producción de diésel
- *Revamping* de la columna de destilación atmosférica para incrementar y mejorar la zona de fraccionamiento entre el diésel y el *gas oil* atmosférico.
- *Revamping* de la columna de vacío para producir diésel de vacío
- Instalación de una torre de *gas oil* o una torre de vacío pre-flash entre las torres atmosférica y de vacío para recuperar diésel desde la corriente de alimentación a la torre de vacío
- Instalación de una columna de separación o *splitter* para procesar LVGO proveniente de la columna de vacío y producir una corriente de diésel.

Las primeras tres modificaciones mencionadas para maximizar la recuperación de diésel son las modificaciones más comúnmente realizadas en refinerías ya establecidas y son las que requieren menor inversión, por lo tanto, estas serán descritas con mayor detalle.

1.1.Cambio en los puntos de corte de *Topping*.

Esta modificación a la operación actualmente se encuentra implementada en la refinería mediante un control multivariable predictivo de la columna E-130 de *Topping* I. Los objetivos del control de la columna E-130 son mantener una operación segura y confiable; mantener la calidad de los productos de mayor valor y maximizar los rendimientos de productos según los objetivos atendiendo las limitaciones del proceso; minimizar la presión de operación de la columna atmosférica; minimizar el consumo de vapor en la unidad y, proteger la unidad de las restricciones hidráulicas, mecánicas y ambientales.

Para cumplir estos objetivos el control multivariable controla diversas variables. A algunas se les fija un rango, como a la temperatura del tope de la columna, a la presión del tope de la columna, a la relación mol/mol del plato 9 y del plato 40, a la temperatura de extracción de kero en el plato 20, a la extracción de diésel en el plato 26, a la temperatura de la zona flash, a la presión de la zona flash, al reflujo caliente de kero y la razón líquido gas kero. Otras variables son utilizadas como limitantes, como, por ejemplo, el punto final de la nafta, el punto final de kero, el punto flash de kerosene, el punto 90% diésel. Además, existe una única variable optimizada correspondiente al *overflow* de la torre.

Las variables manipuladas para lograr el control de las variables antes mencionadas corresponden a los reflujos de los productos valiosos de la torre (temperatura y flujo) y los rendimientos de estos productos (nafta, kero y diésel), además del vapor de *stripping* del *stripper* de kero. Las variables de perturbación de la unidad corresponden a los flujos de entrada de cada uno de los cuatro pasos del horno y la temperatura de salida del horno, para poder variar la carga de la unidad y la temperatura de carga.

El objetivo del control multivariable predictivo que es más relevante para la maximización de diésel corresponde a la “Maximización de la recuperación de productos de alto valor”, dentro de estos productos está la Nafta, el Kerosene y el Diésel. Para la maximización del diésel se aumenta el reflujo frío de diésel con el objetivo de recuperar la mayor cantidad de producto disponible, con la limitación del mínimo flujo permitido de reflujo caliente de kero, a fin de mantener un fraccionamiento adecuado entre el colector de kero y la placa de retorno del reflujo frío de diésel.

(ENAP Refinerías Aconcagua y Honeywell, 2017)

A partir de los datos de laboratorio, se tienen las curvas de destilación para cada uno de los productos valiosos de la columna atmosférica (Gasolina, Nafta, Kero y Diésel). Utilizando estos datos en conjunto con los flujos de extracción de productos de la columna para el día y la hora de la toma de muestra se calcula la curva de destilación de la unidad que se presenta en la Figura 44.

Para el caso del diésel, actualmente el controlador de la temperatura de 90% de recuperación de diésel se encuentra en un valor igual a 360 [°C]. El punto final del diésel según los datos de laboratorio es igual a 374.8 [°C] y el flujo recuperado desde la columna atmosférica es igual a 2465 [m³/d], calculado a partir de los datos del último año de operaciones.

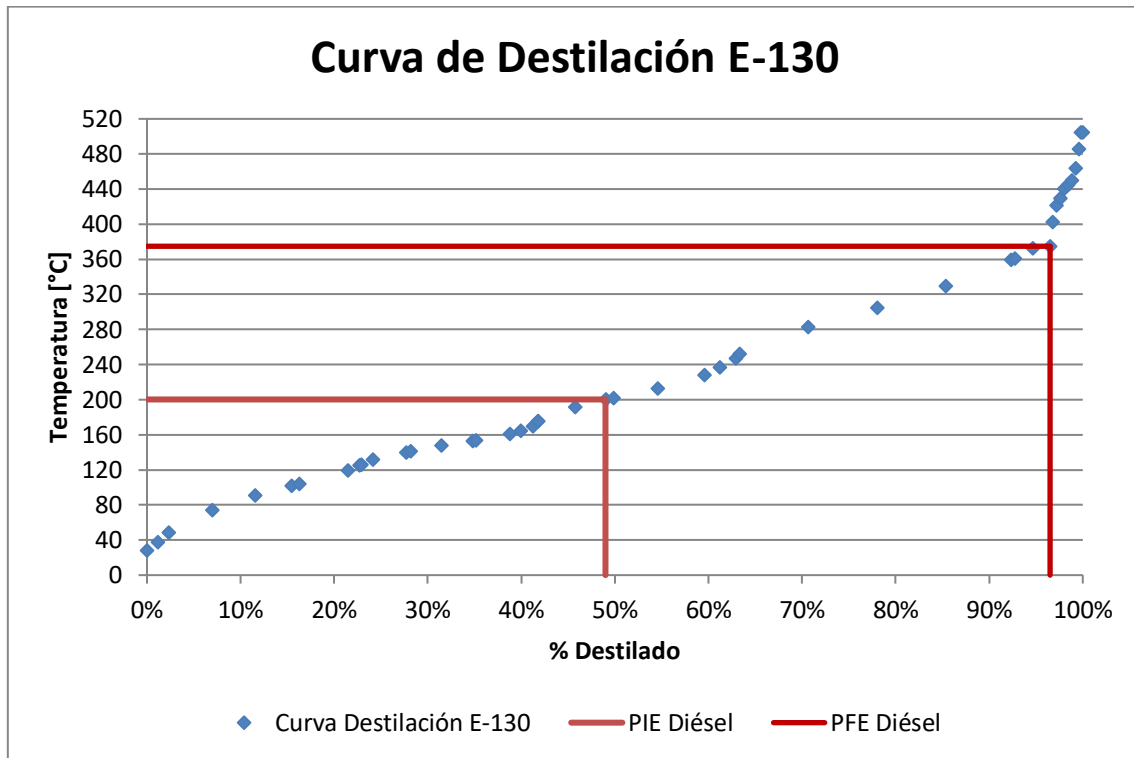


Figura 44 Curva de Destilación E-130
 Fuente: Elaboración Propia

Además del control de la columna atmosférica existen controladores para el horno atmosférico, horno de vacío y columna de vacío que ayudan a la optimización de la operación de la unidad, sin embargo, el control multivariable no ha estado en operación, porque el control del reflujo caliente de kero se encuentra defectuoso y no se logra mantener el nivel adecuado en el colector, lo que tiene el sistema de control multivariable fuera de funcionamiento en la columna E-130. Por lo cual la recomendación es volver a tenerlo operativo para maximizar la recuperación de los productos valiosos en todo momento y para tener una herramienta disponible para dar prioridad a uno de los productos en caso de que sea necesario.

1.2. Modificación de la columna de destilación atmosférica.

Actualmente la producción de SR Diésel en la refinería se realiza en las torres de destilación atmosféricas de *Topping* I y II. Sin embargo, no todo el diésel contenido en el crudo es removido mediante estas unidades, ya que parte de este queda en la corriente de AGO de la fraccionadora atmosférica y en el residuo atmosférico o crudo reducido. En el caso de la

columna de destilación de *Topping I*, el *gas oil* atmosférico contiene en promedio un 15% de material en el rango de ebullición del diésel y el crudo reducido contiene en promedio un 9,5% de material en el rango de ebullición del diésel. La corriente de AGO es posteriormente enviada hacia unidades de craqueo, por lo tanto, existe una oportunidad de recuperación de este material antes de que sea enviado a los procesos aguas abajo en donde será convertido en productos más ligeros. La corriente de crudo reducido es enviada a la columna de vacío aguas abajo, donde es separado en tres productos, LVGO, MVGO y HVGO, los cuales contienen 76%, 16% y 1% de material en el rango de ebullición de diésel respectivamente. Estas tres corrientes son la alimentación a HCK, FCC y MHC, por lo que también existe una oportunidad de recuperación de diésel en ellas.

Para aumentar la producción de diésel en la Torre Atmosférica, existen dos factores importantes a tener en cuenta. El primero corresponde a la eficiencia de fraccionamiento de la torre y el segundo a la razón líquido/vapor en la sección de fraccionamiento. Específicamente, la producción de diésel está determinada por el reflujo interno bajo el colector de diésel y la eficiencia de fraccionamiento entre la extracción de diésel y AGO. (Golden , 2009)

La eficiencia de fraccionamiento depende principalmente del diseño del equipo. Una buena eficiencia de fraccionamiento de la columna de destilación requiere que esta tenga el número adecuado de bandejas. Idealmente la sección de fraccionamiento del diésel debe tener al menos 8 bandejas bien diseñadas. Las refinerías que actualmente maximizan la recuperación de diésel tienen columnas atmosféricas con entre 8 a 12 bandejas entre la zona flash y la extracción de diésel pesado. Además, como los diámetros de las columnas atmosféricas son grandes típicamente es común utilizar bandejas de dos o cuatro pasos para aumentar la eficiencia de separación en la sección de fraccionamiento (Barletta, 2005). La columna de destilación atmosférica de *Topping I*, la E-130, tiene la extracción de diésel en un colector total bajo el plato N°26 y la extracción de AGO en el plato N°40, por lo que hay 13 bandejas entre las extracciones, todas de un paso. Además, esta columna tiene un diámetro interno de 4,2 [m].

Para aumentar la eficiencia de fraccionamiento en esta sección es posible que sea necesario cambiar las bandejas de la columna por una sección de empaque, lo cual debe ser estudiado en ingenierías posteriores a este trabajo.

El diseño apropiado del equipo puede mejorar materialmente la producción de diésel o la calidad para un reflujo interno dado. Sin embargo, mejorar la eficiencia de fraccionamiento solamente no garantiza una maximización de la producción de diésel, ya que uno de los principios fundamentales que determina la producción de los productos atmosféricos corresponde a la razón líquido vapor en la zona de fraccionamiento.

Existe un parámetro denominado *overflow*, que corresponde a la cantidad de hidrocarburo que se vaporiza en la zona flash y que retorna a la misma como líquido. Se mide como caudal volumétrico y se calcula como porcentaje de la alimentación a la columna de destilación. En las refinerías que maximizan la producción de diésel su valor ronda entre 4 y 6%. Este parámetro es un indicador importante de un funcionamiento efectivo y bien equilibrado de la columna de destilación, es por esto que se recomienda su medición en la fraccionadora atmosférica de la refinería. (Zhu, Johnson, Ablin, & Ernst, 2019)

Actualmente existe una medición de caudal de *overflow* a través del medidor FI_1373, el promedio de este valor en el último año fue de 204 [m³/d]. El promedio del último año del flujo de alimentación de crudo a la torre de destilación fue de 8940 [m³/d] lo que corresponde a un

overflow promedio de 2,27%, lo que se encuentra bajo el valor recomendado en 1,73 puntos porcentuales. Se debe tener en consideración que el aumento del *overflow* en la operación tiene asociado un aumento en el gasto energético de la columna, ya que para aumentarlo se debe aumentar la temperatura de salida del horno y además se puede complementar con un aumento del vapor del stripping para mejorar el arrastre mecánico y disminuir la presión parcial de los hidrocarburos y con una reducción de la presión de operación de la columna.

De acuerdo con las especificaciones de las bandejas instaladas en la columna de destilación atmosférica. En un escenario donde el crudo alimentado es de 27 API el flujo de líquido en la zona *overflow*, es decir entre las bandejas 41 y 44, corresponde a un flujo entre 877 [m³/d] y 966 [m³/d]. En un escenario donde el crudo alimentado es de 22.6 API el flujo de líquido en la zona *overflow* se encuentra entre 310 [m³/d] y 359 [m³/d]. Por lo tanto, sería posible aumentar el *overflow* de la columna desde el punto de vista del diseño de las bandejas.

El flujo de vapor en la sección de fraccionamiento está determinado por el vapor que abandona la zona flash y por el balance de energía de la torre. En la columna atmosférica la tasa de vapor (V) es alta porque consiste en los productos gas de tope, nafta, kerosene y diésel además del reflujo interno. El reflujo interno (L) es relativamente pequeño, ya que consiste solamente en los productos sobre flasheados y en AGO. Consecuentemente la razón L/V de la sección de fraccionamiento es típicamente menor que 0,1 en base molar. Por lo tanto, los productos Diésel y AGO de la columna atmosférica son inherentemente pobres. (Golden , 2009)

Otro parámetro dentro de la torre que es indicador de una buena destilación corresponde al flujo de líquido en las bandejas. Normalmente la carga del *weir* de la última bandeja de la columna de destilación se debe mantener en 2 [gpm/in] de forma de mantener la eficiencia en su límite intrínseco de aproximadamente 60%, si la carga de la bandeja cae, la eficiencia también lo hace y rápidamente. Para la sección de fraccionamiento diésel/AGO este parámetro es crítico ya que el reflujo interno comienza a decrecer debajo de la bandeja de extracción de diésel, hacia la última bandeja y por lo tanto la separación comienza a empeorar. En el caso de que la carga de las bandejas esté por debajo de lo recomendado se debe reducir el alto del rebalse de la bandeja. (Golden , 2009) A continuación en la Figura 45 se presenta un diagrama de las típicas bandejas de una columna de destilación.

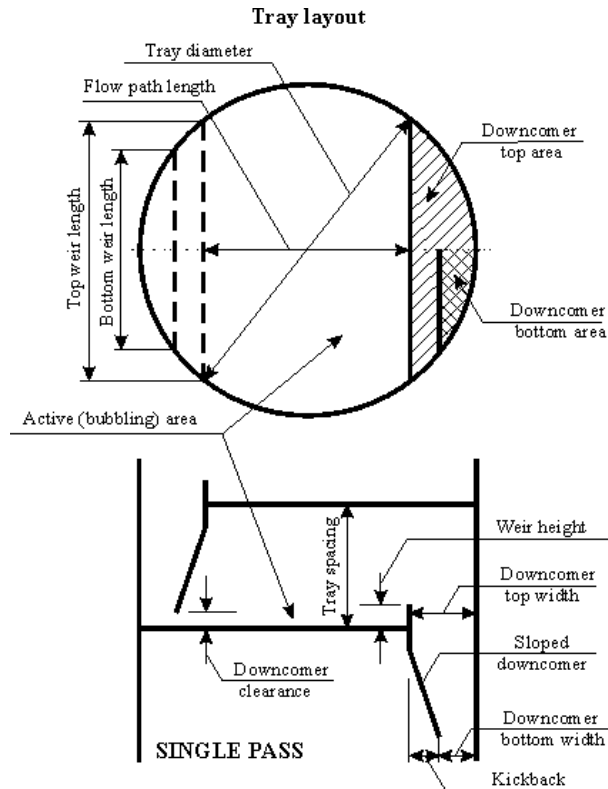


Figura 45 Diagrama del Interior de una columna de Destilación

Fuente: https://www.americanprocess.com/apiMAX_Help/Libraries/Equipments/Distillation_Column.htm

La producción de diésel en la columna atmosférica depende de la razón de reflujo interno una vez que la columna está construida. La razón de reflujo interno es controlada por diversas variables, incluyendo la temperatura de salida del horno, la presión de operación de la columna, la localización del intercambio de calor de los reflujo, la eficiencia de la sección de *stripping* y el flujo de vapor de *stripping*.

Aumentar la temperatura de salida del horno o reducir la presión de operación de la columna, incrementa la cantidad de vapor generado en la zona flash. Esto permite un mayor reflujo interno cuando el balance de energía de la columna es debidamente controlado. Una sección de *stripping* mejorada ya sea a través de mayor eficiencia o mayor flujo de vapor de *stripping* también incrementa la cantidad de vapor en la zona flash, permitiendo un mayor reflujo interno en la sección de fraccionamiento del diésel. Para un flujo de vapor dado en la zona flash, el reflujo interno de la sección de fraccionamiento de diésel es determinado por el balance de energía. (Golden , 2009)

El desempeño de la zona de *stripping* es muy importante cuando se requiere mejorar la producción de diésel. La sección de *stripping* vaporiza los líquidos que entran mientras fluyen hacia abajo a través de las bandejas. Un diseño de bandejas mejorado y un mayor número de bandejas incrementan la eficiencia, incrementando la cantidad de vapor producido en la zona flash y reduciendo la cantidad de diésel en el residuo atmosférico. El número óptimo de bandejas en la sección de *stripping* es de 8 a 10. Eficiencia máxima en la zona de *stripping* permite que se incremente el reflujo de la sección de fraccionamiento. El flujo óptimo de vapor de *stripping* es aproximadamente de 5 a 8 libras por barril de residuo atmosférico dependiendo de la eficiencia de la sección de *stripping*. (Golden , 2009)

La columna E-130, tiene cuatro bandejas en la zona de *stripping*, que son las bandejas 45 a 48. El vapor de *stripping* es alimentado en el fondo de la torre a un flujo promedio de 1.411 [kg/h]. La producción promedio de crudo reducido en la torre atmosférica corresponde a 4.504 [m³/d]. Lo que da como resultado una razón promedio de 2.63 lb de vapor por barril de crudo reducido, valor menor al recomendado para maximizar la eficiencia de la zona de *stripping*.

Finalmente, es importante mencionar que la recuperación de diésel en la columna atmosférica es inherentemente difícil ya que la razón L/V en base molar en la sección de fraccionamiento es típicamente menor a 0,1, mientras que en la unidad de vacío esta razón está entre 0,3 y 0,5. Es simplemente imposible que se logre una alta recuperación sin una extracción de diésel en la columna de vacío. Es por esto que las refinerías que maximizan la producción de diésel tienen también una extracción en el tope de la columna de vacío para producir diésel de vacío. (Barletta, 2005)

Resumiendo, las recomendaciones para la columna atmosférica corresponden a la mejora de la sección de fraccionamiento en la sección de diésel-AGO; la mejora de la sección de *stripping* de la columna, el aumento del *overflow* de la columna y la alimentación de vapor de *stripping*. Las dos primeras recomendaciones están asociadas a una inversión que se calculará en la siguiente sección de esta memoria.

1.3.Modificación de la columna de vacío.

Como fue mencionado en la sección anterior, para maximizar la recuperación de diésel en la etapa de destilación del crudo es necesario realizarlo en el tope de la columna de vacío. Esto se debe a que esta columna posee una mejor razón L/V a lo largo de la torre y por lo tanto la separación en ella es mejor que en la atmosférica.

Es común que el contenido de diésel en la extracción lateral superior de la torre de vacío, correspondiente a LVGO contenga entre un 60% y un 80% de material con punto de ebullición en el rango de diésel (Golden , 2009). Para el caso del LVGO de la torre E-132, este contiene en promedio 75.7% de material en el rango de ebullición del diésel.

El balance de energía de los reflujo fríos de la columna de vacío será lo que determinará la cantidad de diésel de vacío que puede ser producido. La carga energética del reflujo frío de tope debe ser suficiente para condensar el producto diésel de vacío y el reflujo interno. Sin embargo, si se remueve una gran cantidad de calor en los reflujo fríos, esto puede causar una baja recuperación de diésel de vacío, incluso si es que la sección de fraccionamiento se encuentra bien diseñada. Además, si la eficiencia de empaque es adecuada, es decir, al menos consiste en tres etapas teóricas de equilibrio, pero el reflujo interno es bajo, la producción de diésel será también baja. Todo lo anterior vuelve a ratificar que la eficiencia de fraccionamiento no asegura una alta recuperación de diésel en la torre de vacío, si es que no hay un reflujo interno óptimo, que es un parámetro fundamental o un balance de energía de los reflujo fríos optimizado. (Golden , 2009)

Maximizar el producto diésel en las unidades atmosférica y de vacío requiere ya sea que no produzca AGO en la columna atmosférica o que este sea alimentado a la columna de vacío para recuperar material en el rango de ebullición del diésel. Si el AGO contiene grandes cantidades de diésel, se recomienda alimentarlo a la columna de vacío para incrementar la recuperación global.

Dado que la columna atmosférica opera sobre la presión atmosférica y la de vacío por debajo de la presión atmosférica, la mayoría del producto AGO se vaporiza al entrar a la columna de vacío. La corriente de AGO debe ser alimentada a la columna de vacío por debajo de la cama fraccionadora para la mayor recuperación de producto diésel de vacío y de energía. La selección de la locación de la alimentación es crítica. En este caso, en que la columna de vacío tiene reflujo frío de MVGO y HVGO el AGO debiese ser alimentado bajo el reflujo frío de MVGO para maximizar la recuperación de energía (Golden , 2009).

Respecto a la columna de vacío modificada para ser alimentada con AGO y producir diésel de vacío, esta tiene una razón L/V alta en la sección de fraccionamiento diésel/LVGO comparada con la columna atmosférica. El reflujo de la sección de fraccionamiento en una torre de vacío que produce diésel tiene un valor entre un 40% a 100% del flujo de diésel de producto de la columna. La razón a la que el vapor deja el tope de la sección de fraccionamiento es baja, por lo que se deduce que el flujo de vapor a la sección de fraccionamiento consiste principalmente en diésel de vacío y LVGO. Mientras que, en la columna atmosférica, la razón de vapor que abandona el reflujo frío de diésel contiene gas de tope, nafta, y kerosene además de reflujo de kerosene de la sección de fraccionamiento. Por lo tanto, la razón L/V en la sección de fraccionamiento de diésel de la columna atmosférica es típicamente 0,1 o menos, en base molar, mientras que la razón L/V en la sección de fraccionamiento de la columna de vacío es de 0,3 a 0,5.

La modificación de la columna de vacío para producir diésel en la sección del tope puede ser una alternativa de relativo bajo costo. A algunas columnas de vacío se les puede añadir una sección de fraccionamiento dentro de las dimensiones de la estructura existente, mientras que otras requieren que la sección del tope de la columna sea reemplazada. Dado que el diámetro de la sección del tope de la columna es pequeño (menor al del resto de la columna), a menudo no son requeridos cambios en los cimientos. En el caso de la columna de vacío de Vacío I, la E-132, esta tiene un diámetro interno en la sección superior de 3.303 [m] y en el cuerpo de la columna, de 5,842 [m].

Mediante el incremento de la recuperación de diésel, algunas refinerías han sido capaces de bajar la carga de FCC, logrando cargar una mayor cantidad de crudo a la planta, sin exceder la capacidad de la planta FCC.

1.3.1. Aumento de la Recuperación de VGO.

Como se mencionó anteriormente otra modificación a las unidades de destilación de crudo que se está haciendo notar corresponde al aumento de la recuperación de VGO, dado que esta es una medida complementaria al aumento de recuperación de diésel.

La razón de carga a la unidad de coquización y la composición de esta alimentación es determinada por la producción de VGO. Una baja recuperación de VGO consume capacidad en la unidad de coquización retardada, convierte algo del VGO en coque y reduce la calidad de la alimentación de FCC, ya que FCC es alimentado con VGO y con HCGO que se produce en el *Coker*.

Existen amplias variaciones en la forma de llevar a cabo el aumento de recuperación de VGO, dependiendo de diversos factores. Las variables que son utilizadas para ajustar la producción de VGO corresponden a bajas presiones, altas temperaturas y *stripping* de residuo con vapor (Barletta, 2005).

Para aumentar la recuperación de VGO la presión de la zona flash debiese ser minimizada al límite permitido por el diámetro de la columna. La temperatura de salida del horno de vacío debiese mantenerse lo más alta posible mientras que los tiempos de operación del horno se mantienen dentro de un rango aceptable. Las refinerías que procesan crudos con gravedad API media o baja deben usar vapor en los pasos del horno y diseñar la columna de *stripping* con una sección de *stripping* razonable para la recuperación.

a) *Cambio del punto final de destilación de VGO*

Una opción para aumentar la recuperación de VGO en la columna de vacío corresponde a aumentar el punto final de destilación de este producto. Actualmente en la columna de vacío E-132 que opera a una presión promedio de 50 [mmHgA], produce HVGO a una temperatura de 352,42 [°C] lo cual, si es expresado en temperaturas a presión atmosférica, según las tablas presentadas en la norma ASTM 1160, corresponde a 468 [°C]. El punto final de este producto destilado corresponde a un promedio de 564,44 [°C] según las pruebas de laboratorio.

Las torres de vacío que maximizan la producción de HVGO incrementan el punto final de corte del HVGO desde 510 [°C] a 565 [°C] TBP. Por cada 11 [°C] de aumento en el punto final del HVGO se aumenta su producción en 1% de volumen entre las temperaturas de punto final entre 510 [°C] y 593 [°C] TBP (Barletta, 2005).

Cuando la carga de la unidad de coquización retardada representa 25% del crudo, el incremento de la producción de VGO en un 5% respecto al crudo, reduce la carga a la unidad en 20%. En algunos casos, cuando se incrementa la carga del crudo, es mucho más efectivo desde el punto de vista de los costos, el modificar la unidad de vacío para incrementar la producción de VGO que expandir la capacidad de la unidad de coquización retardada cuando se incrementa la carga a la planta (Barletta, 2005).

b) *Temperatura de salida del horno y presión de la zona flash.*

Como se mencionó anteriormente el VGO depende en la destilación de la alimentación, mientras más pesada la alimentación más difícil es vaporizar. Una vez que la composición de la alimentación es determinada por la producción de destilados en la columna atmosférica, entonces la temperatura de salida del horno de la unidad de vacío, la cantidad de vapor en los pasos, la presión de la zona flash y la eficiencia en la sección de *stripping* controlan la producción de VGO. Incrementar la producción de VGO requiere la manipulación de una o más de estas variables.

La temperatura de salida máxima del horno depende principalmente del diseño del equipo y en menor medida en la estabilidad térmica del crudo. Un horno bien diseñado puede ser operado a temperaturas de salida de los pasos de 421-429 [°C] sin un craqueo térmico excesivo y formación de coque (Barletta, 2005). Contrariamente, un horno diseñado pobremente tendrá un corto ciclo de operación incluso si opera a temperatura de salida de 404 [°C]. Actualmente el horno de la unidad de Vacío I se encuentra operando con una temperatura de salida del primer paso igual a 415 [°C] y una temperatura de salida del segundo paso igual a 420 [°C] y se encuentra en operación desde la última parada de planta que ocurrió en octubre del 2016. Sin embargo, luego de tres años las temperaturas de los metales del horno se encuentran elevadas con un promedio igual a 482 [°C] para el paso 1 y 491 [°C] para el paso 2.

La tasa de formación de coque depende del diseño más que la temperatura de salida. Muchos hornos de vacío se encuentran diseñados inapropiadamente para altas temperaturas y tienen grandes variaciones de flujo de calor en los pasos. Por lo tanto, las temperaturas de salida son bajas y los ciclos de operación son cortos. Los nuevos hornos de vacío y las líneas de transferencia requieren operar a una presión de salida del horno de 3 [psia] y a máxima temperatura de salida.

En vapor en los pasos es usado para reducir el tiempo de residencia del hidrocarburo en los tubos del horno y para bajar la presión parcial en la zona de flasheo. Un horno seco, tendrá un tiempo de residencia en la sección radiante del horno de 60 a 90 segundos, mientras que en un horno que tenga un 0,5% en peso de vapor tendrá un tiempo de residencia de menos de 30 segundos (Barletta, 2005). El % en masa de vapor inyectado a los pasos respecto al crudo reducido corresponde a un promedio de 0,45% para el paso 1 y 0,47% para el paso 2

Cuando se utiliza vapor en los pasos del horno, la razón a la que se alimenta el vapor fija la carga al primer eyector. Si la primera etapa del eyector y los sistemas de inter-condensadores no están diseñados para altos rangos, entonces la presión de la zona flash de la columna incrementará. En la práctica, la alimentación de vapor a los pasos óptima puede ser determinada ajustándola hasta que la producción de *gas oil* decaiga o que la cantidad de off gas del eyector aumente significativamente. Mucho vapor en los pasos del horno reduce la producción de gas de vacío, mientras que muy poco incrementa el tiempo de residencia y la formación de coque (Barletta, 2005).

Actualmente los eyectores de refinería se encuentran operando con una presión de succión de un promedio de 45,5 [mmHgA] en el último año y la presión de alimentación de vapor de media en el último mes ha sido 9,8 [kg/cm²]. Esta presión está por debajo de la presión mínima de fluido motriz por diseño en todos los eyectores, por lo que se recomienda revisar el funcionamiento de estos. Una de las posibles soluciones a este problema además de aumentar la presión del vapor, corresponde a incrementar diámetro de la boquilla del eyector para permitir que pase más vapor y de esta forma permitir que este vuelva a operar a la presión de succión de diseño. Por otro lado, también se recomienda revisar la capacidad de enfriamiento y de flujo en los intercambiadores. Si estos no se encontraran operando como corresponde, es decir si se encuentran enfriando menos o si la temperatura de entrada del agua de enfriamiento ha aumentado, entonces existe un mayor flujo ingresando a la segunda y tercera etapa del sistema de vacío y esto puede estar causando un aumento en la presión de succión de los eyectores. Los flujos para los que están diseñados los eyectores corresponden a 6066 [kg/h] para la primera etapa; 730,1 [kg/h] para la segunda etapa y 528 [kg/h] para la tercera etapa.

La presión de la zona flash es fijada por la carga en el eyector de la primera etapa, mientras que la presión de descarga del eyector de primera etapa sea menor a su presión máxima de descarga. La presión mínima de operación de la zona flash está determinada por la capacidad del sistema eyector o el diámetro de la columna. Idealmente, el eyector de la primera etapa tiene suficiente capacidad para reducir la presión de la zona flash a la capacidad límite de la columna usando una reducción para ajustar la carga de gas a la primera etapa. Una vez que la presión mínima es alcanzada se debe tener cuidado con el arrastre en el fondo de la columna de vacío comienza a incrementar rápidamente resultando en alta cantidad de metales y residuo de microcarbón en el producto HVGO.

Las secciones de *stripping* diseñadas adecuadamente han incrementado el punto de corte del VGO en casi 44 [°C] cuando se procesa crudos medianos y pesados. Una unidad de vacío nueva debiese incorporar una sección de *stripping* bien diseñada con un flujo de vapor suficiente. Añadir una sección de *stripping* a una columna existente de vacío es factible algunas veces a costos razonables (Barletta, 2005).

En resumen, entonces se recomienda realizar un *revamping* de la torre de vacío de forma de producir diésel en esta unidad. El diésel de las unidades de destilación de crudo contiene la menor cantidad de compuestos de azufre con impedimento estérico, los cuales son difíciles de tratar, por lo tanto, la maximización de la producción incrementa la producción de ULSD de la refinería y libera la capacidad FCC a hidrocarburos en el rango de ebullición de 343[°C] y mayores temperaturas.

La remoción del diésel permite mayores puntos de corte TBP del VGO para llegar la unidad FCC. El corte TBP del VGO a 593 [°C] es posible con mezclas de crudo de moderada gravedad API (28-30[°C]), mientras que estas están limitadas a 565-582 [°C] para las mezclas de crudo pesadas y extrapesadas, dado que el vanadio volátil y el residuo de microcarbón pueden ser altos.

1.3.2. Determinación del aumento de recuperación de diésel en DCU y VCU.

La cantidad de diésel producido en la torre atmosférica y en la torre de vacío puede ser determinada por una optimización energética. La columna atmosférica usualmente produce diésel a temperaturas entre los 273[°C] y 302 [°C] dependiendo de la presión de operación y la destilación del diésel. En el caso de la columna E-130 de la unidad de *Topping I*, la temperatura promedio de salida del diésel corresponde a 272 [°C]. El reflujo frío de diésel y el diésel a estanque intercambian calor con el crudo para su precalentamiento. En cambio, si se produjera diésel en la torre de vacío, este saldría a una temperatura entre 121 y 149 [°C], lo que haría imposible la recuperación de energía a un costo conveniente y probablemente toda la carga térmica para condensar el diésel de vacío se pierda con aire y agua. Por lo tanto, se debe llegar a un balance entre la producción de diésel en la columna atmosférica y la columna de vacío de forma de ahorrar energía, especialmente si se procesara crudos ligeros o medios (Golden , 2009).

Si se procesan crudos pesados se debe balancear la producción de destilados entre las columnas de destilación a vacío y atmosférica para cumplir con los objetivos de producción de VGO. Los residuos atmosféricos de los crudos pesados son difíciles de vaporizar incluso con el mejor diseño de la unidad de vacío, por lo que la producción de destilados de la columna atmosférica debe ser limitada.

Una alta recuperación de diésel en la columna atmosférica tiene como consecuencia la disminución del contenido de diésel en la alimentación a la columna de vacío, provocando una disminución en la producción de VGO, dado que la alimentación se convierte en más pesada y por lo tanto más difícil de vaporizar en la zona flash. Si la recuperación de diésel es muy alta, el VGO es bajo y la producción de residuo de vacío aumenta. En resumen, entonces la producción de VGO decrece al mismo tiempo que los destilados de la torre atmosférica incrementan a una temperatura de salida del horno y presión en la zona flash determinada. Al contrario, al incrementar la cantidad de diésel en el residuo atmosférico incrementa la producción de VGO y se disminuye la producción de crudo reducido.

Dado que la maximización de la producción de VGO incrementa la producción global de productos líquidos y reduce la producción de coque, balancear la producción de diésel de las columnas atmosférica y de vacío es crucial cuando se procesa crudos pesados y extrapesados. A medida que los crudos se vuelven más pesados es esencial dejar entrar algo de diésel a la columna de vacío para poder alcanzar puntos de corte razonables de *gas oils* de vacío.

1.3.3. Objetivos del aumento de la recuperación de diésel.

Con estas modificaciones se espera que la recuperación de diésel en la torre de vacío logre que el contenido en volumen de productos en el rango de ebullición del diésel sea menor al 5% en las corrientes que son alimentadas a los procesos de hidrocrqueo convencional, suave y craqueo catalítico, es decir en el LVGO, MVGO y HVGO.

Además, el producir diésel en la columna de vacío, podría aumentar la producción de diésel de vacío hasta un 5% del volumen total del crudo procesado (Golden , 2009).

El aumento de la recuperación de diésel provocará una disminución en la corriente de alimentación a las unidades HCK, MHC, y FCC y *Coker*. Estas modificaciones permitirán un uso más eficiente de la energía y una mayor carga de crudo a la refinería.

1.3.4. Balances de Masa.

Es importante determinar la cantidad de diésel que se puede recuperar de la unidad de vacío y la repercusión que esto tiene en las unidades aguas abajo y por ende en el rendimiento global de la refinería. La producción de la unidad de Vacío I con y sin modificación se presenta en la Tabla 6.

Tabla 6 Producción de Diésel Unidad de Vacío I con y sin Modificación

	<i>Gas oils</i> de Vacío E-132 [m ³ /d]	Diésel en G.O. de E-132 [m ³ /d]	% Diésel en G.O. E-132 [m ³ /d]
Escenario Actual	2506	417	16,7
Escenario con Mejora	2199	110	5%

Fuente: Elaboración Propia

Con los datos anteriores se calcula que el diésel recuperado en la columna de vacío correspondería a un flujo de 307 [m³/d], lo que representa un 3,34% del crudo alimentado a la planta.

Como el diésel retirado de la torre de vacío no será parte de la alimentación a las plantas de MHC, HCK o FCC como lo está siendo actualmente, se debe realizar el cálculo del impacto que esto tendrá en las producciones de las unidades aguas abajo. Se tomará como suposición que el diésel retirado en la columna de vacío se retirará de la alimentación a MHC ya que, según los análisis de laboratorio de las tres plantas, MHC contiene un 28% de diésel en la alimentación mientras FCC y HCK tienen un 9% y un 6% respectivamente. El impacto que esto tendrá respecto a la capacidad mínima que puede ser alimentada a cada una de las plantas no se encuentra en el alcance de esta memoria.

Los rendimientos máxicos de la unidad de MHC y la gravedad API (densidad) de los productos se calculan a partir de los datos de operación y los datos de laboratorio respectivamente. El flujo de 307 [m³/d] de diésel recuperado, considerando que este tiene una densidad igual a 0,765

[ton/m³] es equivalente a 234,8 [ton/d]. Los flujos de los productos de MHC que resultarían si se alimentara la misma cantidad de flujo de diésel recuperado como alimentación regular desde vacío corresponden a los flujos de la Tabla 7

Tabla 7 Rendimientos MHC y Productos

Rendimientos MHC y Productos				
	Rendimiento Másico [%]	Flujo Másico [ton/d]	Densidad [ton/m ³]	Flujo Volumétrico
Nafta	2,98	7,00	0,7400	9,46
Kerosene	20,87	49,01	0,8114	60,40
Diésel	20,00	46,96	0,8636	54,38
GONC	54,72	128,49	0,8904	144,31

Fuente: Elaboración Propia

Además, se considera que el GONC de MHC se alimenta a la unidad de FCC. Esto se traduce en una disminución de la alimentación de esta unidad en la cantidad que habría sido producida en MHC a partir del diésel recuperado, que corresponde a 144 [m³/d]. Los rendimientos de FCC y los productos obtenidos en la unidad a partir del GONC se muestran en la Tabla 8.

Tabla 8 Rendimientos FCC y Productos

Rendimientos FCC y Productos				
	Rendimiento Másico [%]	Flujo Másico [ton/d]	Densidad [ton/m ³]	Flujo Volumétrico [m ³ /d]
GLP	0,66	0,85	0,0154	55,07
Gasolina	50,35	64,70	0,7400	87,43
Nafta	2,11	2,71	0,8637	3,14
COL	15,04	19,33	0,9379	20,60
COP	6,45	8,29	1,0000	8,29
Decantado	10,50	13,49	1,0500	12,85

Fuente: Elaboración Propia

Por lo tanto, si se recuperan 307 [m³/d] de la unidad de vacío, se dejan de producir 75 [m³/d] en las unidades posteriores, lo que significa que se recupera solamente un 235 [m³/d]. Además, existe una disminución de la producción de gasolina en aproximadamente 97 [m³/d], una disminución de producción de kerosene en 60 [m³/d], una disminución de producción de GLP en 55 [m³/d] y una disminución de producción de *fuel oil* de 21 [m³/d].

2. Modificaciones en la unidad de craqueo catalítico.

Las modificaciones que se pueden realizar en la unidad de craqueo catalítico están relacionadas con el aumento de la producción de *Cycle Oil* Ligero (COL) en el reactor de la unidad y en el aumento de su recuperación en el fraccionador principal de FCC, ya que el *cycle oil* ligero es uno de los componentes del proceso de mezclado o *blending* de diésel, aunque es importante mencionar, que este debe ser previamente tratado para que cumpla con los estándares de calidad del producto final.

La producción de *cycle oils* ligeros en el reactor se ve favorecida en condiciones de operación de baja severidad o conversión, es por esto que normalmente cuando se busca maximizar la producción de COL se disminuye la temperatura del reactor, se aumenta la temperatura de alimentación al reactor y se disminuye la actividad del catalizador.

Respecto al catalizador, se busca que este maximice la producción de COL y a su vez incrementemente la conversión del producto de fondo. Además, se desea que se mantenga la producción de GLP (C_3^+) y el octanaje de la gasolina producida en la unidad. Para esto se recomienda que el catalizador posea una baja área de superficie zeolita-matriz y que sea hidrotermalmente estable.

Para aumentar la producción COL es importante considerar también las corrientes de reciclo al reactor, como lo son típicamente el decantado y el *cycle oil* pesado. El reciclo de estas corrientes busca craquear las moléculas pesadas que no fueron convertidas en su primer paso por el reactor, sin embargo, es importante considerar que este material idealmente no debe contener material en el rango de ebullición del diésel, porque se estaría contradiciendo la maximización de su producción y que se debe controlar la producción de coque en el equipo.

Finalmente, las modificaciones en el fraccionador principal de la planta corresponden a la reducción del punto final de la gasolina y la nafta y al incremento del punto final de COL siempre teniendo en cuenta las limitaciones en el punto flash, el número cetano y la temperatura mínima del tope de la fraccionadora para evitar la corrosión.

Asociado a las modificaciones en la unidad de FCC están las mejoras en los procesos anteriores a FCC, como por ejemplo los hidrotreatamientos de la alimentación a FCC. También está asociada a FCC la optimización de la alimentación a la planta que corresponde a la remoción del material en el rango de ebullición de diésel en esta, punto que ya fue discutido anteriormente y la optimización de residuos en la alimentación.

Los principales puntos de estas mejoras serán abordados a mayor profundidad a continuación.

2.1. Ajuste en los puntos de corte del fraccionador principal de FCC.

Una práctica común que se realiza en el fraccionador principal de FCC consiste en ajustar el punto final de la nafta FCC, esto con el objetivo de realizar ajustes según los cambios de producción entre gasolina y destilados durante temporadas. Reducir el punto final de la nafta FCC envía la nafta pesada hacia el producto COL. La limitación de este ajuste está relacionada con el octanaje de la gasolina producida en FCC, con la especificación de punto de inflamación del COL, con el número cetano del COL y con una limitación relacionada con la mínima temperatura de tope del fraccionador principal a la que se puede operar sin condensar agua en la torre y sin ensuciar ni corroer el tope del fraccionador principal. Típicamente, el punto final de

la nafta ASTM D-86 no será reducido a menos que 150 [°C] de forma de mantener la temperatura mínima aceptable en el tope de la fraccionadora. (Niccum, Diésel Creation in the FCC Centered Refinery, 2013)

En la Figura 46 se muestra la curva de destilación de la fraccionadora principal de FCC, la columna E-701 confeccionada a partir de los datos de laboratorio obtenidos según el estándar D-86. En esta figura se puede observar cómo afecta un cambio en el punto final de la nafta en el % destilado de COL. Además, se puede observar que el punto final de la gasolina también se encuentra en el rango de destilación de la nafta. Actualmente el COL representa un poco menos de un 20% de los productos destilados, y si se bajara el punto final de la nafta y de la gasolina a 150 [°C] este podría llegar a representar aproximadamente un 30% de los productos destilados, si se evita que se sobreponga el punto inicial de COL con el punto final de la nafta y/o gasolina. Además de aumentar la producción de COL el bajar el punto final de la nafta y la gasolina afecta las características de los productos. Hay un cambio de densidades, octanaje, contenidos de azufre y cetano. Lamentablemente no existe un modelo de predicción del cambio de estas especificaciones al cambiar el punto de corte, por lo que los efectos se deben medir de forma empírica.

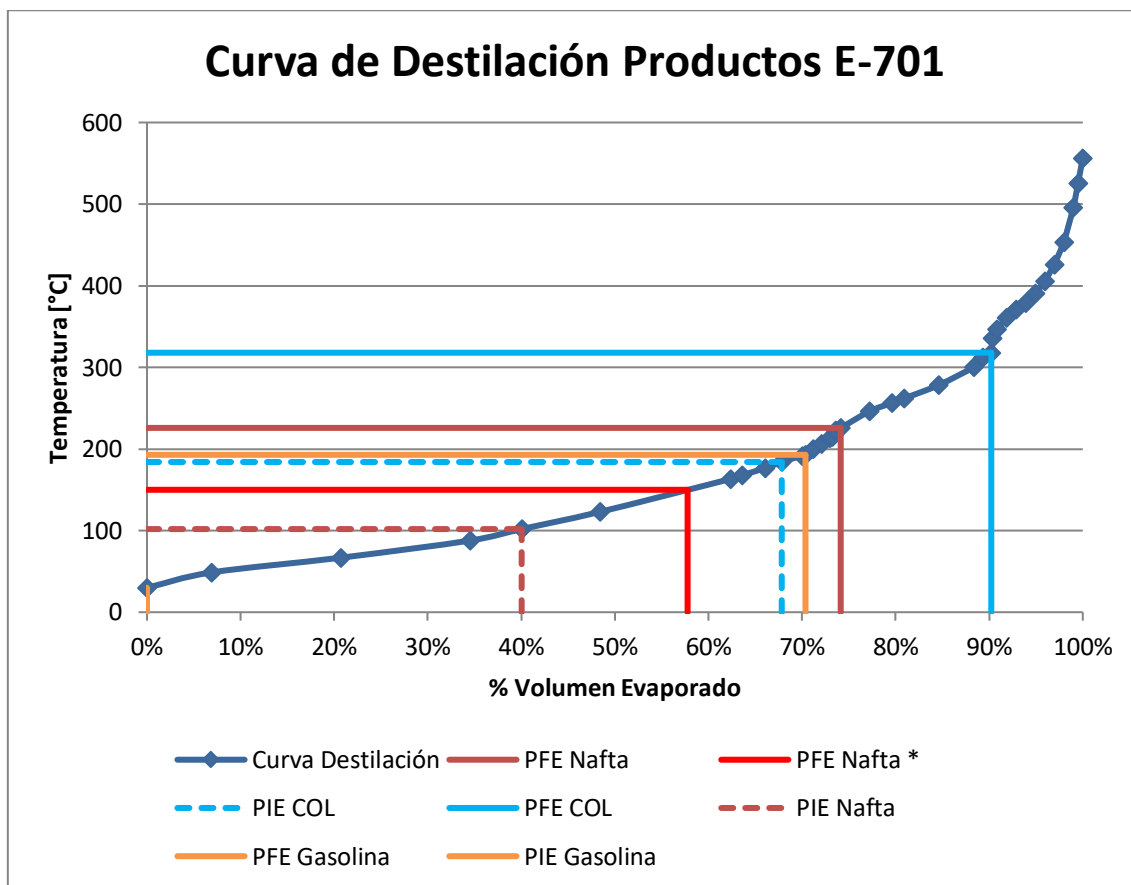


Figura 46 Curva de Destilación Productos Fraccionadora Principal de FCC
Fuente: Elaboración Propia

2.2. Optimización del Catalizador de FCC.

2.2.1. Catalizadores FCC.

Los catalizadores de FCC son mezclas que contienen zeolitas dispersas y una matriz amorfa. El componente zeolita comprende entre 10 y 50% del peso del catalizador y provee actividad, estabilidad y selectividad. La matriz comprende entre 50 y 90% del peso del catalizador y provee las propiedades físicas deseadas del catalizador al igual que algo de actividad catalítica. (Refinerlink, 2018)

Los catalizadores actuales de FCC son polvos finos con una densidad entre 0.80 y 0.96 [g/cm³] y tiene una distribución de tamaño de partícula entre 10 y 150 µm y un tamaño promedio de partícula entre 60 u 100 µm. El diseño y la operación de una unidad de FCC son muy dependientes de las propiedades químicas y físicas del catalizador. Algunas características que deben tener los catalizadores de FCC son: Buena estabilidad a altas temperaturas y vapor, alta actividad, grandes tamaños de poro, buena resistencia a la erosión y baja producción de coque. Las compañías principales proveedoras de catalizadores FCC corresponden a Albemarle, Grace y BASF, entre otras (Refinerlink, 2018).

Actualmente la refinería utiliza un catalizador de BASF de la línea Naphtha Max. Este tiene las propiedades mostradas en la Tabla 9

Tabla 9 Propiedades del Catalizador Actual de FCC

Propiedades	Mínimo	Objetivo	Máximo
Conversión MAT % p/p	74	78	82
Densidad g/cm ³	0.70	0.75	0.80
Engelhard Attrition Index %p/p	-	0.65	0.75
PSD %			
0-20 µm	0	2	4
0-40 µm	7	11	15
0-80 µm	50	55	60
Tamaño de partícula promedio (APS) µm	72	77	82
Área superficial total m ² /g	290	305	320
Área superficial Zeolita m ² /g	215	220	225
Área superficial Matriz m ² /g	75	85	95
Total Óxidos de tierras raras %p/p	1.8	2.0	2.2
Al ₂ O ₃ %p/p	36	39	42
Na ₂ O %p/p	0.0	0.2	0.3
Fe ₂ O ₃ %p/p	0.0	0.8	1.08
SiO ₂ %p/p	52	54	57
Otros- Perdida en Ignición %p/p	0.0	4.0	7.2

Fuente: BASF (2015), Propuesta Técnica para Catalizador FCC ERA

Los objetivos de ENAP en la unidad de FCC corresponden a la maximización del rendimiento de la gasolina, a la obtención de un octanaje mínimo de 92,5 y a la obtención de al menos un 4,3% en peso de propileno.

Las características del catalizador que posee la refinería corresponden a un alto contenido de tierras raras y un área superficial significativa, por lo que este maximiza la producción de gasolina de la refinería. El catalizador provee una alta conversión de fondos con muy bajo coque y altos rendimientos de gasolina y olefinas livianas. Este no posee cloruros, es decir, no se causarán problemas de postcombustión por la presencia de esos compuestos. A continuación, se comentarán las principales características y propiedades de los catalizadores de la unidad de FCC.

Actividad del Catalizador

A través de los años, la cantidad de componentes catalíticos activos tanto de la zeolita como de la matriz han cambiado para poder lograr un funcionamiento óptimo de la unidad y así cumplir con los objetivos de producción de la refinería.

La actividad catalítica de la zeolita convierte el material más liviano en productos valiosos, dado que estos pueden difundir a través de los poros de esta. La actividad catalítica de la matriz puede convertir el material más pesado de la alimentación en productos valiosos, dado que los grandes poros de la matriz permiten el acceso relativamente fácil a las moléculas de gran tamaño.

Existen principalmente tres tipos de craqueo para moléculas pesadas en la unidad FCC: El craqueo en la superficie externa de la zeolita, lo que resulta en la mínima conversión del material pesado de la alimentación, dado que la superficie externa de la zeolita solo representa aproximadamente el 3% de su superficie total: el craqueo térmico, que no es selectivo y que tiende a transformar el material pesado en gas y coque y el craqueo en la matriz, este craqueo es el que permite la conversión más efectiva del material pesado en productos de mayor valor como gasolina y COL. (Refinerlink, 2018)

Es importante mencionar que una alta actividad de la matriz no se aconseja cuando se tienen alimentaciones altas en residuos. Esto es por la poca selectividad de coque y la alta actividad de la matriz, que puede afectar negativamente la operación e incrementar la producción de compuestos pesados de la unidad.

Octanaje logrado con el catalizador

El octanaje que se logra con los catalizadores de zeolita depende del contenido de sodio que estos tengan y la cantidad de intercambio de tierras raras. Cuando se elige un catalizador es importante establecer si el octanaje será uno de los objetivos importantes de la unidad.

Existen catalizadores de zeolitas que incrementan dramáticamente la conversión de la unidad FCC y la producción de gasolina a costas del número octano, mientras que existen otros catalizadores que pueden mejorar el RON incrementando la olefinidad y mejorar el MON incrementando la ramificación y la aromaticidad. (Refinerlink, 2018)

Selectividad de coque del catalizador

Otra característica importante corresponde a la selectividad de coque. Si la selectividad de coque es buena la unidad producirá un menor delta coque. El delta coque es una variable importante que afecta el reactor-regenerador de FCC. Esta variable corresponde simplemente a la diferencia entre el coque en el catalizador gastado y el coque en el catalizador regenerado y se relaciona con el tipo de catalizador, la alimentación y las condiciones de proceso. El delta coque también se define como la producción de coque dividida por la razón catalizador/oil en masa. La

producción de coque (% p/p de la alimentación), por otro lado, se determina con el balance de energía de la unidad, en el cual los requerimientos de calor del reactor se logran por la combustión de coque en el regenerador. (Refinerlink, 2018)

A una temperatura constante en el reactor, la selectividad de coque en el catalizador reduce la temperatura del regenerador. Los catalizadores selectivos de coque también permiten mayor flexibilidad en la operación de FCC, comparado con el uso de un catalizador convencional, particularmente cuando el compresor de aire o la temperatura del regenerador están cerca de su máximo, por ejemplo, la temperatura puede incrementarse para obtener mayor octanaje, la circulación del catalizador o la actividad puede incrementarse para mayor conversión o se pueden procesar alimentaciones más pesadas.

Aditivos

Existe un innovador aditivo que fue introducido al mercado en 1980 como un aditivo que mejora el octanaje que logran otros catalizadores de FCC. ZSM-5 craquea selectivamente cadenas lineales de bajo octanaje, componentes parafínicos y olefínicos que se encuentran en el rango de ebullición más alto de la gasolina y los convierte principalmente en olefinas C₃ y C₄. Algunas olefinas pueden ser isomerizadas a componentes más ramificados y de mayor octanaje.

Este aditivo no afecta a los aromáticos ni a los naftenos. Se usa normalmente en cantidades pequeñas, típicamente entre un 1 y un 5% del catalizador convencional usado en FCC.

Existen otros aditivos del catalizador de FCC que también son herramientas importantes que las refinerías usan para lograr producciones particulares, propiedades de los productos y requerimientos ambientales. Además de aditivos para mejorar el octanaje como ZSM-5 de poros pequeños otros aditivos incluyen: Agentes pasivadores usados rutinariamente para contraatacar el níquel y el vanadio; Aditivo para reducción de SO_x usado para educir las emisiones de SO_x desde el regenerador de FCC; Finos de alta densidad usados como apoyo a la fluidización. (Refinerlink, 2018)

2.2.2. Recomendación de catalizadores FCC para maximización de diésel.

a) Catalizadores de Baja Transferencia de Hidrógeno

Las reacciones de transferencia de hidrógeno en FCC son reacciones bimoleculares. En estas reacciones los Naftenos donan hidrógeno a las olefinas y se convierten en aromáticos mientras que las olefinas son hidrogenadas y así convertidas en parafinas. Las parafinas son más estables que las olefinas, lo cual reduce la tasa de reacciones de craqueo. Por lo tanto, la transferencia de hidrogeno incrementa la producción de gasolina y disminuye la producción de GLP. Simultáneamente se reduce la olefinidad de ambas fracciones. (Speight, 2010)

La transferencia de hidrógeno se ve afectada por diversos factores. El primero corresponde a la base del catalizador, a mayor estabilización con tierras raras de la base del catalizador, mayor la concentración de sitios ácidos en la zeolita tipo Y, que es el tipo de zeolita deseada en un catalizador FCC y mayor es la razón de las reacciones bimoleculares de transferencia de hidrógeno. El segundo corresponde a la alimentación del proceso, a mayor cantidad de dadores de hidrogeno (Naftenos, típicamente de alimentaciones hidrotratadas), mayor es la tasa de reacción de transferencia de hidrógeno. El tercero corresponde al diseño y configuración de la unidad, a mayor tiempo de contacto y mayor retromezclado se incrementa la transferencia de hidrógeno en la unidad. Finalmente, el último y cuarto factor corresponde a la operación de la

unidad, al disminuir la presión parcial de los hidrocarburos, por ejemplo, utilizando vapor en el *riser*, se disminuye la tasa de reacciones de transferencia de hidrógeno. Esta es una medida común para las unidades diseñadas para maximizar la producción de propileno. (Rawlence & Gosling, 1988)

Por lo tanto, para este caso se recomiendan catalizadores de baja transferencia de hidrogeno para maximizar la producción de diésel de la refinería, ya que este tipo de catalizador generalmente produce una mayor cantidad de COL de alta calidad (que puede ser hidroprocesado) mientras incrementa la producción de olefinas de FCC que pueden ser posteriormente oligomerizadas.

Las reacciones de transferencia de hidrogeno separan el hidrógeno desde las moléculas saturadas del COL (como los naftenos) y los transfieren a olefinas en el rango de ebullición de la gasolina. El impacto neto de estas reacciones de transferencia de hidrógeno es que el COL aumenta su contenido de aromáticos (baja el número cetano y se pone más denso), la gasolina se vuelve más saturada (menor contenido de olefinas y menor octanaje) la producción de nafta incrementa y la producción de olefinas de GLP disminuye.

b) Aumento de la actividad de la matriz del catalizador

Una funcionalidad activa de la matriz del catalizador puede beneficiar también la producción y la calidad de COL. Esto se debe a que la actividad de la matriz promueve la conversión del material pesado de la alimentación, aunque se debe considerar que esto se hace sin selectividad y es más bien parecido a un craqueo térmico, pero aun así ayuda aumentar la conversión del fondo.

Es por esto que se debe buscar que la razón zeolita / matriz sea baja, es decir que el área superficial de la matriz sea alta, pero a la vez se debe buscar que el catalizador tenga una alta estabilidad hidrotérmica, esto es para que el catalizador conserve la misma baja razón Z/M en su estado fresco y en equilibrio y para que se mantenga a través de la operación incluso cuando se encuentra desactivado el catalizador. La baja razón Z/M junto con una muy baja cantidad de sodio en la zeolita mejora aún más la estabilidad del catalizador. (Kraus, Fu, Kiser, & Thornton, 2010)

Los catalizadores de matriz activa se recomiendan para la maximización COL ya que son capaces de craquear cadenas laterales alifáticas en el rango de ebullición del COL a partir de componentes de alto peso molecular de la alimentación. Además, para incrementar la producción de COL, las cadenas alifáticas laterales que se encuentran en el rango de ebullición del COL aumentan el número cetano del COL. La matriz activa también contribuye a las mejoras de cetano, ya que el craqueo de la matriz no posee las características de alta transferencia de hidrogeno de una zeolita. (Grace, 2019)

Para poder producir mayor cantidad de COL sin producir mayor cantidad de productos de fondo, se recomienda reformular el catalizador de FCC a uno de menor actividad, con menor razón zeolita / matriz para una mejor conversión en el fondo y para minimizar el craqueo excesivo del COL.

A continuación, en la Figura 47, se presenta los resultados de una prueba que realizaron los proveedores de catalizador MIDAS, “*Grace Davison Refining Technologies*”, que corresponde a un catalizador para la maximización de COL en FCC. En esta prueba se presenta la producción

de COL a expensas de *slurry oil* en un catalizador con una alta razón Zeolita/Matriz y uno con baja razón Zeolita/Matriz. Se puede comprobar entonces que a una menor razón zeolita matriz para una misma conversión se produce una mayor cantidad de COL a expensas de *slurry oil*. (Hunt, Hu, Ma, Langan, & Cheng, 2009)

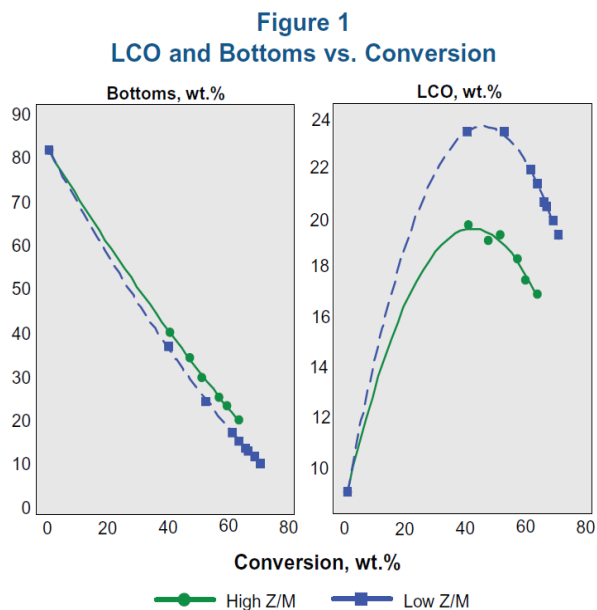


Figura 47 Producción de COL y Slurry Oil según Conversión y razón Z/M
Fuente: Grace (2009), Recycle Strategies and MIDAS-300, LCO and Bottoms vs Conversion

c) Utilización de aditivos como ZSM-5

El catalizador base puede ser utilizado en combinación con un aditivo de catalizador que contenga ZSM-5 para preservar el octanaje de la gasolina y las olefinas C₃/C₄ a niveles de conversión bajos. En operaciones de la unidad de FCC a baja severidad y alta producción de COL, los aditivos ZSM-5 también han mostrado convertir productos más livianos en gasolina y GLP. (Elia, Iglesias, Martinez, & Pérez Pascual, 1991)

Entonces, como fue mencionado anteriormente, todas las recomendaciones presentadas en este trabajo están acorde a la maximización de la producción de diésel incrementando la conversión de fondo, disminuyendo el área superficial zeolita a matriz para evitar el craqueo excesivo y manteniendo la producción de GLP y el octanaje de la gasolina.

2.2.3. Simulación Actividad de Catalizador FCC.

Para poder estimar el incremento de producción de COL en la unidad de FCC de la refinería al disminuir la actividad del catalizador de FCC, se realizaron simulaciones de la planta variando el parámetro MAT del catalizador utilizando el modelo en Aspen HYSYS V10 disponible en la división procesos del departamento de ingeniería. Las condiciones normales de operación del reactor que se encuentran simuladas se presentan en la Tabla 10

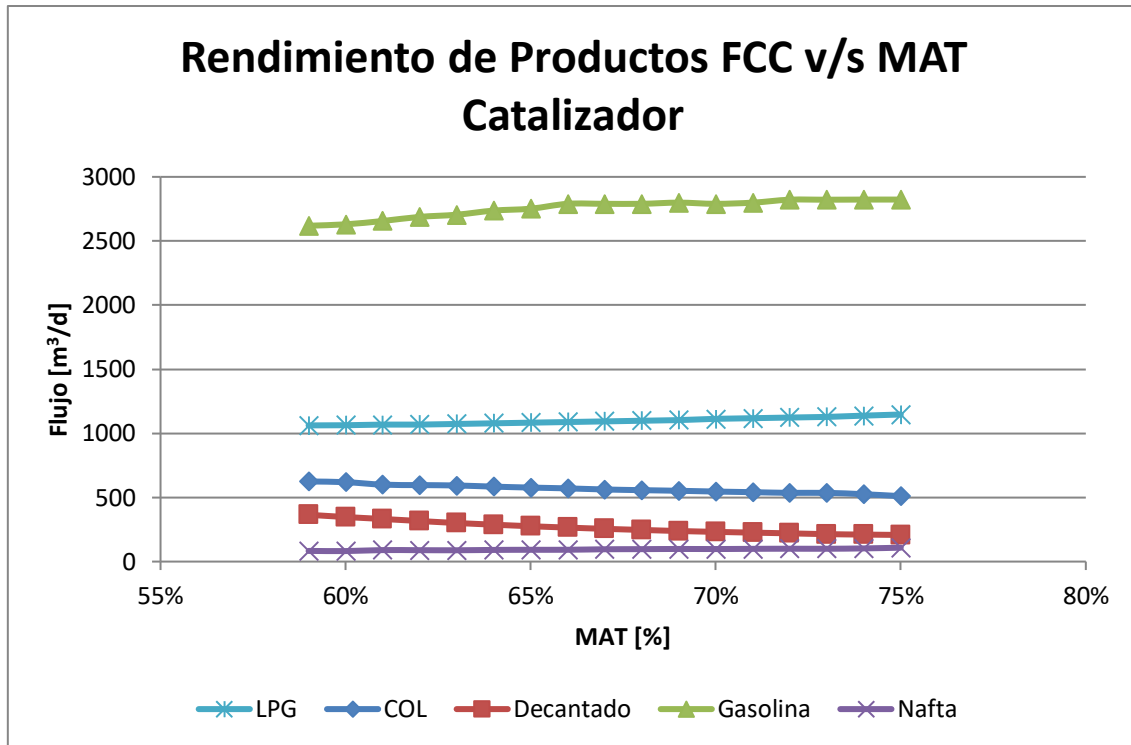
Tabla 10 Condiciones Base de Operación de FCC

Condición de Operación del Reactor	
Temperatura de Reacción o de salida del riser	536 [°C]
Razón de circulación	1.279.000 [kg/h]
Razón Cat/Oil	8.271

Condiciones de Operación de la Carga	
Carga a la planta de Craqueo Catalítico	4.097 [m ³ /d] 155.300 [kg/h]
Temperatura de Carga a la Planta	225 [°C]
Presión de Carga a la Planta	1.5 [kg/cm ² g]
Rendimiento de Productos	
Tail Gas	85.190 [m ³ /d]
GLP	1.144 [m ³ /d]
Gasolina	2.823 [m ³ /d]
Nafta	103,9 [m ³ /d]
COL	518,7 [m ³ /d]
COP	194,3 [m ³ /d]
Slurry Oil	207,3 [m ³ /d]
Propiedades Catalizador	
Tasa de Reposición de Catalizador Fresco	192.9 [kg/h]
MAT	74.80 [%]

Fuente: Elaboración Propia

Los resultados obtenidos respecto a los rendimientos de los productos de FCC se muestran en la Figura 48. Se puede observar que la producción de gasolina, nafta y GLP incrementan con la actividad del catalizador, mientras que la producción de COL y disminuyen con el aumento de actividad, corroborándose entonces lo dicho anteriormente. A través de la simulación se pudo determinar que por una disminución en un 1% de MAT se aumenta en promedio la producción de COL en un 1,24%, equivalente a 7.1 [m³/d] en promedio si la producción de COL en operación normal es de 570 [m³/d]. En otras palabras, entonces, si se disminuye la actividad del catalizador en un 10% se podría aumentar la producción de COL en 70,7 [m³/d]. A la vez la producción de nafta disminuye en un 1,62% anual en promedio, la gasolina en un 0,25% anual en promedio, el GLP en un 0,56% anual en promedio y el *slurry oil* aumenta en 2,87% anual en promedio.



*Figura 48 Rendimiento de Productos FCC según % MAT del Catalizador
Fuente: Elaboración Propia*

Respecto a las propiedades de los productos, se analizará el octanaje de la gasolina, la gravedad API y el contenido de azufre de COL. Los resultados se presentan en las Figuras 49 y 50 respectivamente. Respecto al octanaje de la gasolina, este aumenta con el aumento de la actividad del catalizador como se mencionó anteriormente. Sin embargo, la disminución del octanaje al reducir el porcentaje de MAT en 1% es de 0.06 octanos, lo cual es poco significativo. Respecto al azufre en el COL y la gravedad API de este producto, se puede observar que la gravedad API disminuye con el aumento de MAT del catalizador, por lo que si se disminuye la actividad se puede obtener un producto más pesado y también se puede observar que el contenido de azufre aumenta con el porcentaje % MAT por lo que se puede lograr obtener un producto menos contaminado a menor severidad. Una disminución de un 1% de MAT puede representar una disminución en un 0.006% del contenido de azufre.

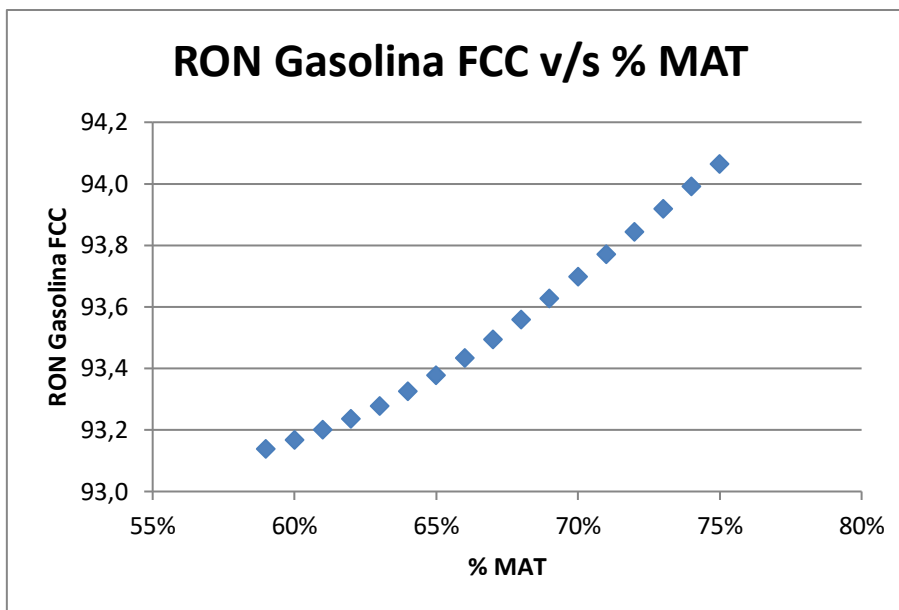


Figura 49 RON Gasolina FCC según %MAT del Catalizador
Fuente: Elaboración Propia

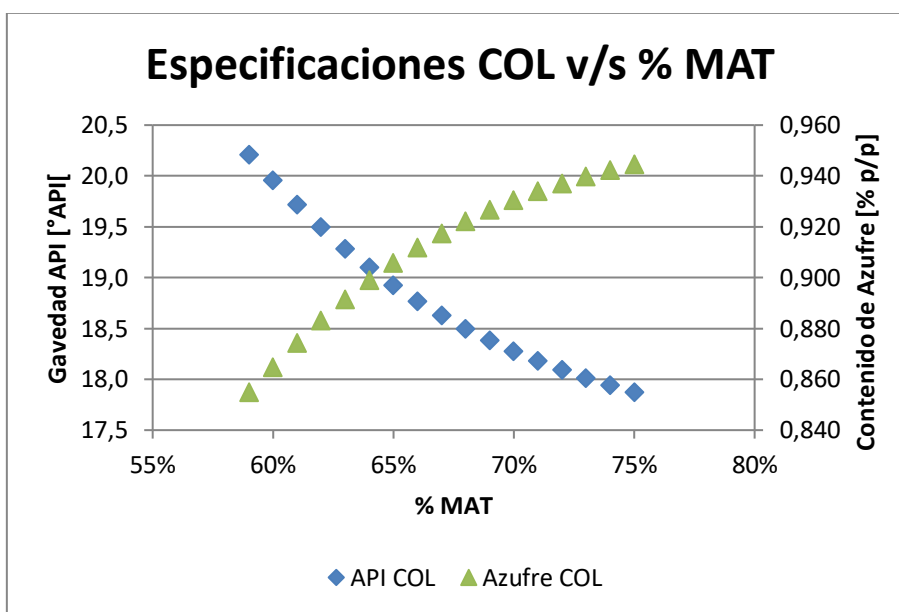


Figura 50 Especificaciones COL según %MAT del Catalizador
Fuente: Elaboración Propia

2.3. Maximización del punto final del COL.

La maximización del punto final de COL es una estrategia de operación común para la maximización de producción de COL a costa de *slurry oil* de FCC de bajo valor. En muchas operaciones de FCC, las preocupaciones por la coquización en el fondo del fraccionador principal limitan el punto final de COL. Existe un número de parámetros de operación de FCC que influyen en la propensión del circuito de fondo a tener problemas de coquización. Estos parámetros son: la temperatura del circuito de fondo, el tiempo de residencia del circuito de fondo, la concentración de parafinas no convertidas en el *slurry oil*. (Niccum, Diésel Creation in the FCC Centered Refinery, 2013)

En operaciones de FCC de alta conversión, el *slurry oil* es más aromático y puede ser retenido a mayores temperaturas y a tiempos de residencia más largos sin coquizar. Algunos datos de la calidad del *slurry oil* que los operadores de FCC monitorean como indicadores de tendencia a coquización son la densidad/gravedad y viscosidad. Mientras más aromático el *slurry oil* producido por operaciones de FCC de alta conversión permitirá a la unidad a operar a gravedades API menores mientras que se respetan los objetivos de viscosidad del fondo para evitar la coquización del fraccionador. (Niccum, Diésel Creation in the FCC Centered Refinery, 2013)

2.4. Disminución de la severidad de operación de FCC.

En el caso de que la refinería deseara maximizar su producción de diésel, es necesario aumentar la producción de este producto en la unidad de craqueo catalítico, es decir, se debe sacrificar la producción de gasolina de la unidad con el objetivo de producir más diésel. Esto se puede lograr mediante distintas estrategias que requieren tanto cambios operacionales como inversión en algunos casos.

La unidad de FCC produce una cantidad significativa de COL que es un destilado con contenido de aromáticos, alta cantidad de azufre y bajo número cetano. Este producto puede ser incorporado al blending de *diésel* una vez enviado a la unidad de hidrot ratamiento ya que, si se comparan las características de este producto con los requerimientos actuales de calidad de diésel, ver Anexo N°2, se llega a la determinación de que el COL producido en la unidad de FCC requiere un tratamiento posterior. La producción y la calidad de COL pueden ser mejoradas bajando la conversión de FCC y ajustando la formulación del catalizador de FCC, pero este aumento en la calidad del COL no es suficiente para que este componente sea un componente deseado en el *blending* de diésel.

La operación a baja severidad del craqueo catalítico puede ser considerada como la ruta tradicional para maximizar la producción de diésel en una refinería centrada en FCC. Tanto la producción como la calidad del COL se mejoran a medida que la severidad de craqueo disminuye. Sin embargo, al mismo tiempo, reducir la severidad del craqueo genera pérdidas por la disminución de la producción de GLP y por la reducción del octanaje de la nafta de FCC. Además, la reducción de severidad de FCC incrementa a la vez la producción de *slurry oil*, que es un producto de bajo valor. Para ver los efectos que tiene en la producción de la unidad un cambio en la severidad se muestra un experimento que realizó KBR en una planta piloto cambiando la severidad de la operación (Niccum, Diésel Creation in the FCC Centered Refinery, 2013). Para este experimento se utilizó una alimentación con las propiedades de la Tabla 11 y un catalizador con las propiedades presentadas en la Tabla 12. En estas tablas además se presentan las propiedades de la alimentación de la unidad FCC de ERA y las propiedades del catalizador que actualmente se utiliza para realizar un contraste. Los resultados de los productos a las diferentes condiciones de operación se muestran en la Tabla 13.

Tabla 11 Propiedades de la alimentación de la Planta Piloto KBR y de FCC ERA

Propiedades de la alimentación de la Planta Piloto de FCC		Propiedades de la alimentación FCC ERA	
Gravedad API	22.5	Gravedad API	23.96
Punto Destilación 50%	455 [°C]	Punto Destilación 50%	435 [°C]
Punto de Anilina	80 [°C]	Punto de Anilina	72 [°C]
Azufre %p/p	0.55%	Azufre %p/p	0.67%

CCR % p/p	0.89%	CCR % p/p	0.57%
Fuente: KBR (2013), Diesel Creation in the FCC Centered Refinery		Fuente: Elaboración Propia	

Tabla 12 Propiedades del Catalizador Planta Piloto KBR y de FCC ERA

Propiedades del Catalizador Planta Piloto FCC		Propiedades del Catalizador FCC ERA	
MAT	67	MAT	78
Óxidos de Tierras Raras %p/p	0.6	Óxidos de Tierras Raras %p/p	2
Fuente: KBR (2013), Diesel Creation in the FCC Centered Refinery		Fuente: Elaboración Propia	

De las tablas anteriores se puede observar que la alimentación a la planta piloto es una alimentación más pesada que la alimentada en la planta de la refinería Aconcagua, dado que tiene una mayor gravedad API, y un mayor punto de destilación 50%. Respecto al contenido de azufre de la planta piloto es menor en 0,12 puntos porcentuales y el contenido de CRR es mayor en 0,32 puntos porcentuales respecto a los datos de ERA, lo que significa que la carga esta menos contaminada con azufre y por lo tanto los productos obtenidos a partir de esta también lo estarán y que el carbono que se puede convertir en coque es mayor. Sobre el catalizador, el catalizador de ERA tiene mayor contenido de tierras raras y mayor actividad, lo que está directamente relacionado con la maximización de gasolina de la planta. Por lo que la baja de severidad se puede combinar con un cambio de catalizador para aumentar aún más la producción de COL.

Tabla 13 Datos de Operación de la Planta Piloto KBR

Condiciones de Operación de la Planta Piloto FCC			
	Conversión Baja	Conversión Media	Conversión Alta
Temperatura del riser [°C]	504	526	549
Temperatura de Alimentación [°C]	213	252	169
Razón Catalizador/Aceite p/p	6.6	6.7	11.4
Rendimientos Planta Piloto FCC			
	Conversión Baja	Conversión Media	Conversión Alta
Gas Seco % p/p	1.23	2.03	3.50
C ₃ GLP % p/p	2.97	4.26	7.27
C ₄ GLP % p/p	5.98	7.88	11.57
Gasolina (<221 [°C]) %p/p	43.21	46.98	46.00
COL (221-360 [°C]) % p/p	27.42	24.47	16.01
Decantado (>360 [°C]) % p/p	13.60	9.06	7.66
Coque % p/p	5.59	5.27	7.99
Conversión % p/p	58.98	66.47	76.33
Calidad de los Productos de la Planta Piloto FCC			
	Conversión Baja	Conversión Media	Conversión Alta
Olefinidad C ₃ GLP % p/p	83.8	83.8	85.7
Olefinidad C ₄ GLP % p/p	66.7	68.5	67.0
Gravedad API de la Nafta	56.6	57.2	55.9

Octanaje Nafta RON/MON	91.7/81.1	92.9/81.6	95.6/84.4
PONA Nafta % p/p			
Gravedad API del COL	22.2	17.0	11.3
Contenido de Hidrógeno COL % p/p	10.7	9.9	8.8
Gravedad API Decantado	6.0	-0.8	-7.4
Contenido de Hidrógeno Decantado % p/p	9.0	7.8	6.7

Fuente: KBR (2013), Diesel Creation in the FCC Centered Refinery

A partir de los datos de la operación de la planta piloto de KBR, la temperatura del *riser* en el caso de menor severidad fue de 504 [°C], es 31[°C] más baja que la temperatura del *riser* actual en la unidad de FCC de ERA. La temperatura actual de la planta concuerda con una operación de conversión media-alta. La alimentación a baja severidad en la planta piloto tiene una temperatura de 210 [°C], lo cual es 40 [°C] menor que la temperatura de alimentación en ERA y que se puede deber al desbalance energético que representa bajar la severidad. Finalmente, la razón entre catalizador / aceite corresponde a 6,6 en el caso de baja severidad de la planta piloto, lo que es mayor al 6,2 de la planta de ERA, pero esto se debe a que la MAT del catalizador ocupado en la planta es mayor al de KBR.

Entonces si se consideran como estimación del aumento de producción de COL los datos anteriormente presentados considerando que la severidad de operación de FCC actualmente es alta según los datos mostrados, se tiene que la producción de COL puede aumentar en un 11,41% lo que corresponde a un aumento en la producción de aproximadamente 65 [m³/d] si se considera que la producción promedio anual del último año fue de 570 [m³/d]. Esta producción será a costa de producción de Gasolina y de GLP.

Existen límites prácticos a la cantidad de COL que puede ser producido bajando la temperatura de reacción y la actividad del catalizador, porque el coque producido será insuficiente para mantener el balance de energía de la unidad de FCC a una temperatura del regenerador sostenible. Esto implica también que la reducción de la severidad del craqueo catalítico no se verá limitada por la quema de coque en el regenerador o por la capacidad de la unidad de recuperación de vapor.

Se debe considerar que el incrementar la producción de COL incrementa la carga en otras unidades de la refinería, específicamente a Hidrotratamiento de Diésel (HDT), ya que se debe tratar la corriente de COL para cumplir con las especificaciones de combustible actuales. La unidad HDT tiene una capacidad máxima de 7000 [m³/d] y una capacidad mínima de 4000 [m³/d]. Su capacidad nominal es 5700 [m³/d]. (Carga a F-1802 igual a 5400 [m³/d]). Esta planta se encuentra limitada a su capacidad nominal por el PPDA que limita las emisiones de azufre de la refinería y esta es una de las plantas que más produce azufre, ya que tiene gran capacidad de tratamiento y remueve el ácido sulfhídrico (H₂S) del diésel.

Como solución al déficit de calor proveniente de la quema del coque, existen distintas estrategias que pueden ser utilizadas. Dentro de estas se encuentran el reciclaje de decantado y el uso de un horno para calentar la alimentación. Estas estrategias operativas son comúnmente empleadas para incrementar la producción de COL mientras que se ayuda a mantener la temperatura del regenerador. Sin embargo, con alimentaciones de VGO severamente procesado, el reciclaje de decantado y el incremento de la temperatura de alimentación puede ser insuficiente para mantener la temperatura adecuada en el regenerador.

Existen tácticas no tradicionales que pueden ser empleadas para poder lograr la producción y calidad del COL y lo que concierne al balance de energía asociado con las operaciones de FCC

a baja severidad. Estas tácticas son (Niccum, Diésel Creation in the FCC Centered Refinery, 2013):

- a) El uso de una torre de *stripping* de *slurry oil* para recuperar COL del *slurry oil* producido en el fraccionador principal de FCC y opcionalmente reciclar algo del decantado separado al reactor de FCC
- b) Reciclo de COP en operaciones sin problemas con la temperatura en el regenerador
- c) Fuego directo del regenerador con combustible como *fuel gas* o *slurry oil* para mantener la temperatura del regenerador.

2.4.1. Torre de stripping de slurry oil de FCC.

Cuando se realiza una operación a baja severidad, existen diversas desventajas que van en contra del objetivo principal de esta forma de operación, que corresponde a la maximización de la producción de diésel. Estas desventajas corresponden al aumento de la pérdida de COL en el *slurry oil*, ya que se produce más cantidad de este último producto y al reciclo de este producto, ya que este contiene material en el rango de ebullición del COL, que será alimentado al reactor donde será sometido a reacciones de craqueo que lo transformarán en material más liviano. En base a lo anterior, es evidente que para maximizar realmente la producción de COL de la unidad FCC, se debe lograr un fraccionamiento eficaz entre COL y productos líquidos más pesados.

Una opción que ha sido utilizada para mejorar la separación entre el *slurry oil* y el COL corresponde a la instalación de una torre dedicada al fraccionamiento de ambos productos para recuperar COL que de otro modo se perdería en el decantado (Niccum, Diésel Creation in the FCC Centered Refinery, 2013). Actualmente la planta de FCC cuenta con un *stripper* de *slurry oil*, el *stripper* E-702, que separa el material ligero del decantado. Este equipo opera con vapor de media presión y el producto de fondo es enviado a la producción de *fuel oil*, a estanque o como reciclo al *riser* del reactor en caso de ser necesario.

Además de la prevención de la pérdida directa de COL con el decantado y la pérdida de COL a través de su reciclo al reactor, la torre de fraccionamiento también proporciona un decantado que es una corriente de reciclo más efectiva para el balance de energía de FCC dado su mayor contenido de material con rango de ebullición más alto y su contenido CCR.

El fraccionamiento entre COL y *slurry oil* en el fondo del fraccionador principal de FCC típicamente no es muy efectivo porque los productos del reactor alimentan al fraccionador a través del fondo de la torre donde se extrae el producto *slurry oil*. Por otro lado, pueden existir problemas en el fraccionamiento de la columna por la presencia de pocas bandejas de fraccionamiento entre las extracciones del producto *slurry oil* y del producto COL. En el caso de la refinería Aconcagua la extracción de COL se encuentra en el plato N°22 y el último plato de la torre corresponde al plato N°38, por lo tanto, existen 17 platos entre ambas extracciones, considerando que normalmente la extracción de COP no se realiza. Si la extracción de COP se realizara, esta se haría por el plato N°30, habiendo solamente 8 platos entre las extracciones de COL y COP. Además, en la torre de fraccionamiento pueden existir problemas de separación porque no existen las suficientes etapas en la sección flash para separar el *slurry oil* del resto de los productos de FCC. En la refinería no se inyecta vapor de *stripping* en la columna de fraccionamiento por lo que la separación inicial entre *slurry oil* y el resto de la alimentación podría ser deficiente.

2.4.2. Reciclo de COP.

En operaciones de FCC a baja severidad donde mantener una temperatura en el regenerador adecuada no es un problema, como puede ser el caso al procesar residuos, COP puede ser preferido sobre el decantado como una corriente de reciclo debido a su contenido muy bajo de residuos de carbono y mayor contenido de hidrógeno. Idealmente, el COP debe pasar por un *stripper* antes de ser recirculado, para remover el contenido de COL en esta corriente. Actualmente en la refinería existe un *stripper* de COL, la columna E-751, que puede ser utilizada para separar estos dos productos. (Niccum, Diésel Creation in the FCC Centered Refinery, 2013)

2.4.3. Fuego directo en el regenerador con combustible.

El fuego directo continuo del regenerador con combustible puede ser esencial para la operación de la unidad FCC que tiene como objetivo maximizar la producción de COL cuando se procesa materias primas de FCC que no contienen residuos. En este caso la planta de FCC recibe una mezcla de *gas oils* de vacío, atmosféricos y *gas oils* no convertidos de las plantas de hidrocrackeo, por lo que la cantidad de residuo alimentado solo corresponde al decantado que pudiera ser recirculado en la unidad.

El fuego directo continuo en el calentador de aire del regenerador ha sido utilizado en otras refinerías para un soporte continuo del balance de energía, pero esta práctica puede tener un impacto adverso en las velocidades a través del distribuidor de aire del regenerador así también como los problemas adversos asociados con el monitoreo del fuego en el calentador. Además, la utilización constante de fuego directo en la operación puede causar problemas de erosión en el catalizador y su desactivación acelerada. Actualmente existen sistemas diseñados para distribuir el combustible en el regenerador y así minimizar los daños al catalizador. (Niccum, Diésel Creation in the FCC Centered Refinery, 2013)

2.4.4. Medidas Implementadas en la Refinería.

Normalmente en la puesta en marcha de la unidad de FCC de la refinería se inyecta *torch oil* al regenerador en el combustor del equipo, este *torch oil* puede ser COP o *gas oil*, por lo que esta medida tiene potencial de ser implementada como operación normal en caso de ser requerido, sin embargo, se evita ya que causa una gran erosión al catalizador y su figura irregular se vuelve más pareja y redonda, perdiendo área superficial y por lo tanto actividad.

En la puesta en marcha de la planta también se utiliza un horno auxiliar correspondiente al horno B-751, por este horno pasa la carga de la planta habitualmente, pero en operación normal sus quemadores se encuentran apagados. En el caso de requerir elevar la temperatura de la carga para compensar la menor temperatura del catalizador que proviene del regenerador este horno se puede utilizar. Además de este horno, para precalentar la carga se utiliza el intercambiador de calor C-751, donde intercambian calor la carga con el decantado.

Últimamente la unidad ha tenido problemas de temperatura, la cual se encuentra más baja de lo normal, por lo que se encuentran operando con uno de los pilotos del horno encendido. Además de esto se puede utilizar para contrarrestar la baja temperatura el reciclo de decantado una vez separado, ya que este aporta en la formación de coque y por ende en la energía liberada en el regenerador. Si es que se opta por esta última opción se debe monitorear la gravedad API del producto de fondo de la fraccionadora de FCC, si la gravedad API llega a ser superior a 0 significa que existe contenido de COL en el producto de fondo y por lo tanto se debe mejorar la

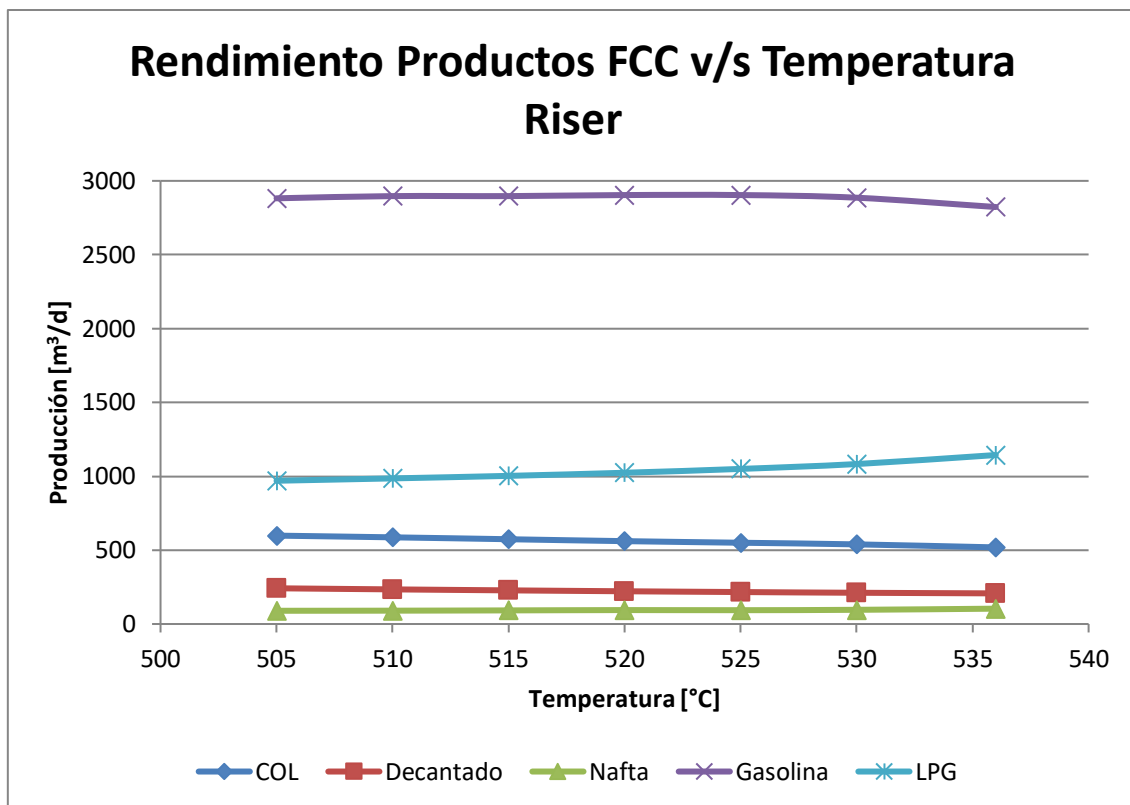
separación de estos dos productos. Además, para evitar que exista COL en el decantado se evita retirar COP de la fraccionadora.

Las bajas temperaturas en la unidad se evitan porque generan zonas frías donde se aumenta la generación de coque. Esta excesiva generación de coque en los puntos fríos causa que se aumenten las velocidades internas y ocurren desprendimientos de catalizador. Estos desprendimientos causan que se obstruya la línea de bajada del catalizador hacia el regenerador, lo que interrumpe la operación normal de la planta.

Los problemas de temperatura actualmente desencadenan un problema mayor, que es la caída de la planta. Esto se debe a que existen sensores de temperatura a la salida del tope del reactor, que bajo los 490 [°C] provocan la caída de la planta. Este es un aspecto que se debe tener en consideración al momento de cambiar la operación a una de baja severidad y operar a una temperatura de 500 [°C], que es muy cercana al valor con el cual el sistema de control saca de operación a la unidad.

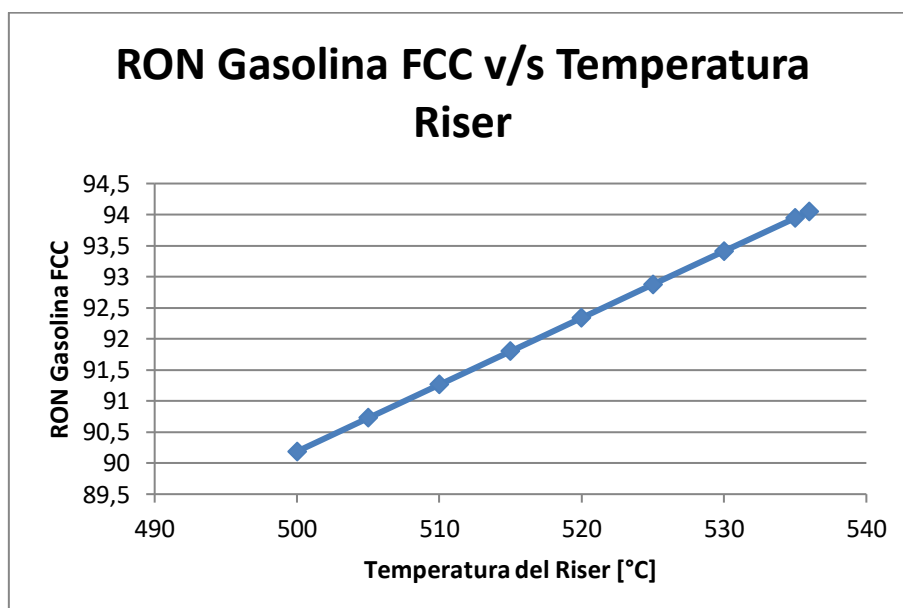
2.4.5. Simulación Severidad de la Operación de FCC.

Para poder estimar de mejor manera la cantidad extra de COL que se puede producir en la unidad de FCC al bajar la severidad de operación se realizaron simulaciones utilizando el modelo disponible de la planta FCC en el software Aspen HYSYS V10. En cada una de las simulaciones se varió la temperatura del *riser* en 5 [°C]. Las condiciones base utilizadas para la simulación son las que se mostraron en la sección de simulación de actividad del catalizador en la Tabla 10. Los resultados de las simulaciones respecto a la producción se presentan en la Figura 51. Se puede observar que la producción de nafta y GLP tienden a aumentar con la temperatura, mientras que la de gasolina aumenta en un comienzo, pero disminuye una vez alcanzada una temperatura de aproximadamente 530 [°C]. Tanto el decantado como el COL disminuyen a medida que aumenta la temperatura. Por cada 5 [°C] de disminución en la temperatura del *riser* se logra un aumento en producción de COL de un 2,41 % en promedio, equivalente a 13 [m³/d]. Es decir, si se baja la temperatura en aproximadamente 30 [°C] se logrará recuperar un 13,8% aproximadamente, lo que corresponde a un aumento aproximado de 80 [m³/d] en la producción de diésel. Respecto a los otros productos el *slurry oil* aumenta en un 2,6% promedio, La nafta disminuye en un 2,44%, el GLP en un 2,71% y la gasolina tiene un máximo de producción entre una temperatura de 525-530 [°C] y luego comienza a disminuir por lo tanto tiene un aumento neto de 0,35%

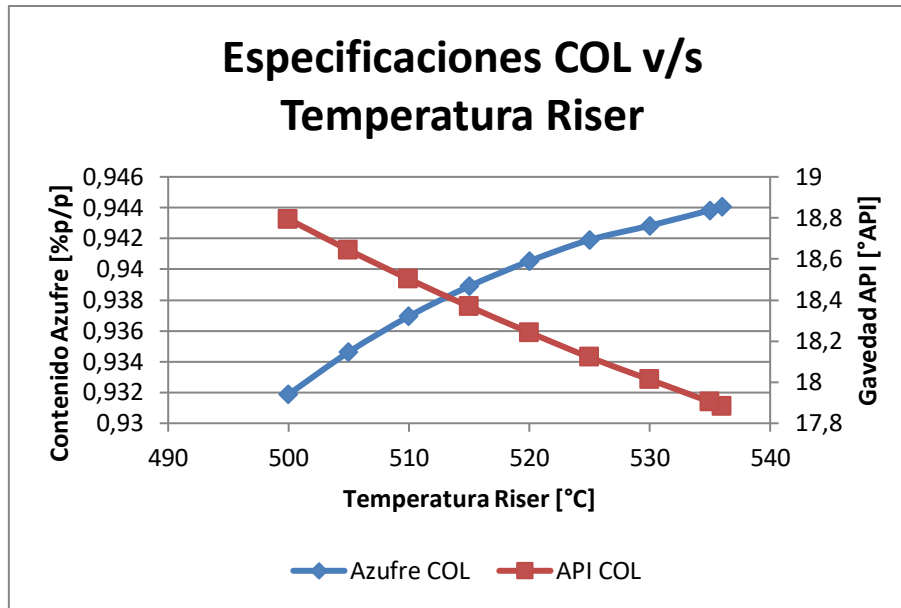


*Figura 51 Rendimiento de Productos FCC según Temperatura riser
Fuente: Elaboración Propia*

Con respecto al efecto que tiene la temperatura del *riser* en las especificaciones de los productos de FCC, se tienen los resultados que se muestran en la Figura 52 y 53. En la Figura 52 se muestra que el RON de la gasolina FCC aumenta a medida que aumenta la temperatura del *riser*. En el caso de las especificaciones de COL, en la Figura 53 se muestra que el contenido de azufre aumenta al aumentar la temperatura del *riser* mientras que la gravedad API disminuye.



*Figura 52 RON Gasolina FCC según Temperatura riser
Fuente: Elaboración Propia*



*Figura 53 Especificaciones COL según Temperatura riser
Fuente: Elaboración Propia*

2.5. Incremento en la Severidad de Craqueo en FCC.

Existe otra estrategia disponible y totalmente opuesta a la anterior que consiste en el incremento en la severidad del craqueo en FCC. El aumento de la severidad reduce el rendimiento de COL y proporciona el impacto inmediato de tener menos COL para mezclar en la piscina de diésel. Al mismo tiempo, provoca un aumento en las olefinas de GLP que puede ser aprovechado para oligomerizar las olefinas y así producir diésel sintético de alta calidad. (Niccum, Diésel Creation in the FCC Centered Refinery, 2013)

Se puede lograr una mayor severidad de craqueo aumentando la temperatura del reactor y / o aumentando la actividad del catalizador. Sin embargo, a menos que se reduzca la capacidad de FCC, el aumentar la severidad de FCC puede estar limitado por la quema de coque regenerador o la capacidad del generador de vapor con gases de combustión. Incluso con una capacidad adecuada de manejo de coque y gas, el aumento de la temperatura del regenerador también puede suponer una limitación para el aumento de la severidad.

Generalmente en las operaciones de alta severidad de FCC, el decantado no es reciclado al reactor, ya que solo aumenta la quema de coque en el regenerador y por lo tanto incrementa la limitación de la temperatura en el regenerador. Además, el decantado producido por operaciones de alta severidad es deficiente en hidrógeno y no tiene un gran potencial de ser craqueado

Asociado al aumento de severidad a través de la temperatura y el catalizador existen modificaciones a la planta que se recomienda que se lleven a cabo para mejorar la operación a alta severidad. Estas corresponden a:

- a) Implementación de ciclones cerrados para minimizar la producción de gas seco y coque en la operación a mayor severidad
- b) Implementación un sistema de enfriamiento del catalizador regenerado para controlar el balance de calor en la operación a mayor severidad.

- c) Implementación de un reciclo de nafta ligera de FCC y compuestos C₄ de FCC a un *riser* de FCC de severidad ultra alta con el propósito de producir una mayor cantidad de olefinas C₃/C₄ y nafta aromática de alto octanaje.

Cada una de estas opciones se analiza con más detalle a continuación:

Ciclones cerrados: Este sistema ubicado a la salida del *riser* minimiza el tiempo de residencia del vapor del producto entre la salida del *riser* y el fraccionador principal, reduciendo el aumento de formación de gas seco a partir del craqueo térmico posterior al *riser*. Además de la reducción en el gas seco, el sistema de ciclones cerrados también reduce el delta de coque en las unidades que anteriormente empleaban dispositivos de baja eficiencia de separación del catalizador. El delta coque corresponde a la diferencia entre el coque que entra y que abandona el regenerador. Por lo tanto, el sistema de ciclón cerrado es especialmente apropiado para usar cuando se aumenta la severidad de operación de la FCC porque alivia simultáneamente las limitaciones tanto de la capacidad de la unidad de recuperación de vapor como de la temperatura de operación del regenerador. Además de reducir la producción de gas seco, y también aumentan la producción de COL al minimizar las reacciones de condensación térmica que crean *slurry oil* a partir del material de la gama COL. (Niccum, Diésel Creation in the FCC Centered Refinery, 2013)

Enfriamiento del catalizador: Cuando la unidad de FCC se encuentra restringida por la alta temperatura del regenerador, esto se puede convertir en una gran limitante para aumentar la temperatura del reactor y, por ende, la severidad. Esto debido al impacto de la temperatura del reactor en el balance térmico de la unidad. En la operación de FCC se puede efectuar una reducción en la actividad del catalizador para mitigar el aumento de la temperatura del regenerador, pero la reducción de la actividad del catalizador es contraproducente con objetivo más básico de aumentar la severidad de la reacción. En operaciones de FCC de alta severidad, el enfriador de catalizador puede mantener la temperatura del regenerador en el valor óptimo, lo que aumenta la producción de olefinas. En un estudio reciente, la adición de un enfriador de catalizador a una operación de FCC con altas olefinas con restricción de temperatura del regenerador permitió un aumento de más del 25% en la producción de propileno de la unidad. (Pillai & Niccum, 2011)

Reciclo de C₄ y de nafta FCC ligera: el reciclo de GLP C₄ y nafta ligera FCC con el fin de producir propileno y gasolina FCC de alto octanaje es una buena opción para la maximización de diésel ya que aumenta el rendimiento de propileno y el octanaje de nafta sin destruir el COL. (KBR, 2013)

2.6. Aumento de la producción de diésel a partir de subproductos de FCC.

Existen dos opciones de procesamiento no convencionales, ya que su aplicación ha sido limitada en otras refinerías. Estas opciones aumentan la producción de diésel a partir de otros productos de FCC. La primera corresponde a la creación de diésel sintético a partir de olefinas y la segunda corresponde a la extracción de aromáticos a partir de la nafta FCC

- a) Reprocesamiento de olefinas C₃-C₉ en destilado: Las olefinas pueden ser utilizadas para producir diésel de buena calidad mediante procesos de oligomerización. Existen catalizadores específicos para realizar esta reacción. Un ejemplo es un catalizador de Zeolita codesarrollado por Süd-Chemie en conjunto con *Central Energy Fund of South Africa*, este catalizador reportó un rendimiento de 78% de destilado con un subproducto

de gasolina con un 19% de rendimiento. Luego del hidrotratamiento para saturar las olefinas, el destilado reportó un número cetano de 52 a 54, cero de azufre y menos de 2% de aromáticos. Esta opción es ideal para refinerías centradas en FCC trabajando para maximizar su producción de diésel. (Knottenbelt & Ntshabele, 2005)

- b) La extracción de Nafta FCC: Existen técnicas extractivas para separar una fracción de destilación media de la gasolina FCC hacia una de mayor octanaje, una fracción rica en aromáticos y una fracción rica en olefinas y parafinas. Existen aplicaciones en donde se extraen ambas fracciones y la más aromática y de alto octanaje se utiliza para producir gasolina y la más parafínica/olefínica se utiliza como reciclo al *riser* de FCC con el propósito de producir propileno y otras olefinas. (Niccum & Gbordzoe, 2009)

El concepto de extracción de nafta FCC y la tecnología de oligomerización pueden ser utilizados juntos para maximizar la producción de diésel sintético a partir de olefinas de FCC. La combinación puede ser especialmente útil en el contexto de un alto rendimiento de COL, una operación de FCC de baja severidad, ya que la nafta FCC de baja severidad tendrá más contenido en olefinas que una nafta con aromáticos y parafinas formada en una operación de alta severidad de FCC. Además, el refino de la nafta no aromática de una operación FCC a baja severidad será una alimentación de mejor calidad para la oligomerización o una corriente de reciclo de mayor calidad para FCC con el propósito de incrementar la producción de olefinas ligeras de FCC, ya que las olefinas son más fáciles de craquear que las parafinas.

2.7. Optimización de la severidad del hidrotratamiento de la alimentación de FCC.

Es común encontrar previo a las unidades de FCC en las refinerías una unidad de hidrotratamiento de la alimentación denominada hidrotratamiento de la alimentación a FCC. Sin embargo, últimamente se ha vuelto más común que estas unidades en vez de operar como hidrotratamiento operen como unidades de MHC. Se recomienda realizar esto para incrementar la conversión de los *gas oils* de vacío mientras que se mejora la alimentación a FCC. (Andonov, Petrov, & Stratiev, 2006)

El hidrotratamiento previo a FCC satura los compuestos nafténicos complejos y los compuestos aromáticos, dando como resultado una mayor producción de productos líquidos en FCC, reduciendo los contaminantes de la alimentación como metales, nitrógeno y azufre. Además, la reducción del azufre en la alimentación de FCC reduce los niveles de azufre en los productos y los compuestos de azufre (SO_x) en el gas de combustión proveniente del regenerador. Dependiendo en la severidad del hidrotratamiento los niveles de azufre en los productos y en el gas de combustión pueden ser reducidos a niveles donde no se requiere una remoción de azufre adicional. Por ejemplo, una concentración de 1200 ppm de azufre en la entrada de FCC se traduce a 60 ppm de azufre en la gasolina de FCC, lo que trae consigo la ausencia de un hidrotratamiento posterior y por lo tanto la minimización de las pérdidas en octanaje asociadas con la saturación de olefinas. (Tyas, 2011)

En la Refinería Aconcagua actualmente se alimenta la unidad de FCC con los *gas oils* no convertidos de MHC, HCK, *gas oil* pesado de la unidad de coquización y con los *gas oils* de las columnas de destilación atmosférica y de vacío. Por lo tanto, aproximadamente solo un 40% de la alimentación a FCC está siendo hidrotratada previamente, si se considera que los *gas oils* no convertidos a FCC en el último año han tenido un flujo promedio de 605 [m³/d] desde MHC y de 1050 [m³/d] desde HCK y además considerando que el promedio de carga a la planta en el último año ha sido de 3800 [m³/d].

Entonces existe aún un 60% de la carga a FCC que no está pasando por un hidrotreamiento previo y existe entonces una oportunidad de instalar una nueva planta de MHC para cumplir con este objetivo o realizar un *revamping* de alguna de las plantas, como por ejemplo un aumento de capacidad de MHC. Para poder realizar un *revamping* es necesario utilizar unidades que operen en un rango de presiones mayor a 82 bar y cuyos reactores tengan bajas velocidades espaciales (<1) de forma de maximizar la saturación de aromáticos y las funciones clásicas de remoción de contaminantes (Schwalje, Wisdom, & Craig, 2016).

Además de lo anteriormente mencionado el pretratar la alimentación de FCC en una unidad de Hidrocraqueo Suave (MHC) tiene como beneficios la reducción del contenido de nitrógeno de la alimentación no convertida de FCC y consecuentemente mayor actividad del catalizador de FCC; mayor adición de hidrogeno (aromáticos y saturación) de la alimentación de FCC y consecuentemente mayor producción de gasolina FCC, mayor potencial olefínico de GLP para propileno y alquilato y un incremento global en el rendimiento de los productos líquidos de FCC; decrecimiento en la razón de alimentación de FCC, lo que permite a la refinería ya sea alimentar VGO externo para llenar la capacidad de FCC o incrementar la severidad para aumentar la producción de olefinas de GLP ya sea para recuperación de propileno o para mantener las unidades de alquilación completas; incrementar la conversión de diésel selectiva para cambiar la razón Diésel / Gasolina de la refinería a favor de los destilados medios; incrementar la flexibilidad del fraccionamiento de MHC para dirigir el diésel pesado de MHC ya sea hacia el *blending* de diésel o hacia FCC para la producción de gasolinas. (Schwalje, Wisdom, & Craig, 2016)

3. Procesamiento de residuos pesados para maximizar la producción de diésel.

3.1. Tecnologías de Conversión de Residuos.

La refinería actualmente cuenta con una unidad de procesamiento de residuo de vacío o pitch correspondiente a una planta de coquización retardada. En otras refinerías existen distintas tecnologías que han sido implementadas para este mismo objetivo como por ejemplo RFCC, Hidrocraqueo de Residuos, Viscosreducción, SDA, LC Fining, entre otras. A continuación, se presentará una breve descripción de cada una de estas tecnologías

DCU: La coquización retardada es la tecnología de conversión de residuos más utilizada. Casi todas las principales refinerías en el mundo lo han considerado como un proceso de conversión de residuos primarios. Los residuos de vacío, normalmente destinados a *fuel oil*, se craquean térmicamente para obtener casi un 70% de productos destilados. Todos los productos destilados producidos en la unidad de coquización retardada requieren hidropcesamiento adicional para hacer productos terminados. El resto de la alimentación es convertida en coque de grado combustible que es utilizado como combustible o en la industria del cemento. (Arora & Mukherjee, 2011)

LC-Fining: El proceso de LC-Fining es un proceso de conversión de residuos que hidrocraquea las corrientes de hidrocarburos más difíciles, pesadas y de menor valor, tales como residuos de petróleo, aceites pesados de arenas bituminosas y aceites de esquisto bituminoso para producir productos más livianos y valiosos como VGO, diésel y nafta. El proceso involucra un reactor de lecho ebullente que mezcla completamente los residuos de vacío e hidrógeno. El aceite no convertido de la unidad LC-Fining se puede usar como combustible o como alimentación para plantas de energía o una unidad de coquización retardada. La conversión máxima depende de la

materia prima. La conversión de la unidad operativa varía de 60% a más del 80% (Arora & Mukherjee, 2011).

Desulfuración o Hidrotratamiento de Residuos (RDS): Es un proceso de lecho fijo que tiene múltiples lechos de catalizador para eliminar metales, nitrógeno y azufre de los residuos de petróleo en presencia de hidrógeno. La conversión es un resultado del nivel de desulfuración requerido y no es un objetivo en sí mismo. El proceso se usa normalmente para producir *fuel oil* con bajo contenido de azufre o para producir una corriente de alimentación que sea adecuada para el craqueo en una unidad de residuos FCC (RFCC) (Arora & Mukherjee, 2011).

RFCC: Las unidades de RFCC son unidades que procesan alimentaciones más pesadas que la alimentación normal a FCC, que corresponde a *gas oils*. Estas unidades procesan lo más pesado del barril de crudo y por lo tanto su alimentación contiene mucho aromáticos policíclicos, una baja gravedad API, un bajo contenido en hidrógeno, un mayor contenido de carbono Conradson, azufre, nitrógeno oxígeno en heterociclos, níquel y vanadio, por lo que no podría ser procesada en una unidad convencional. Es por esto que las unidades de RFCC tienen distintas condiciones de operación, usan distintos catalizadores y están estructuradas de manera distinta. Uno de los principales problemas de operación es la mayor formación de coque, se puede llegar a producir más de un 10% en peso de coque respecto a la alimentación, alcanzando valores de delta coque mayores a 1%, lo que provoca que las temperaturas del regenerador alcancen valores más elevados, lo que puede reducir la vida útil de los equipos y aumentar los costos de operación por la desactivación más rápida del catalizador. Para prevenir lo anteriormente mencionado entonces, existen modos de operación distintos, como, por ejemplo, la operación a combustión parcial en el regenerador, que libera menos energía en la combustión. Además de esto existen modificaciones en la configuración de las plantas que permiten afrontar los problemas., por ejemplo, la mayoría de estas unidades cuentan con enfriadores de catalizador que permiten mantener la conversión a alimentaciones de menor calidad. Las unidades de RFCC pueden tener regeneradores de dos etapas con enfriadores entre etapas para prevenir la excesiva temperatura o pueden utilizar regeneradores con cámara de combustión. Además de los aspectos mencionados, las unidades de RFCC deben contar un catalizador especializado para procesar residuos, este catalizador debe tener propiedades en su matriz para procesar moléculas largas, policíclicas y aromáticas asociadas a los residuos, además debe ser tolerante a contaminantes como el níquel y el vanadio y deben tener resistencia a las altas temperaturas y al vapor, generando un bajo delta coque en la operación. (Honeywell UOP, 2019)

Fluid-Coking: Es un proceso de lecho fluidizado que convierte térmicamente alimentaciones pesadas en productos más valiosos. El proceso consta de una etapa de calentamiento directo de la carga, luego una etapa de reacción en un reactor fluidizado donde ocurre el craqueo térmico y finalmente una etapa de separación desde donde se obtienen los productos líquidos y coque. (PennState College of Earth and Mineral Sciences, 2019)

Flexi-Coking: Es un proceso derivado de Fluid-Coking, pero que tiene integrado un gasificador, por lo tanto, además de productos líquidos y coque, produce flexigas que puede ser utilizado como combustible de hornos y calderas en la refinería o para la generación de energía. (Exxon Mobil, 2019)

Hidro craqueo de Residuos: Este proceso utiliza el craqueo térmico para reducir el peso molecular del residuo. Esto ocurre en presencia de hidrógeno y un aditivo o catalizador para estabilizar los productos craqueados e inhibir la formación de precursores de coque. Este

proceso produce mayoritariamente nafta y diésel con rendimiento mayor al 80% en volumen. Los productos requieren hidrotratamiento para poder cumplir con las especificaciones finales. La pequeña cantidad de VGO producido en el proceso (15% v/v) es una alimentación adecuada para una unidad HCK o FCC luego de hidrotratamiento. El residuo no convertido es aproximadamente 10% del rendimiento global, este residuo puede ser utilizado para generación de energía o vapor. (Honeywell UOP, 2019)

Viscorreducción: El proceso viscorreducción es un proceso que se utiliza para ajustar la viscosidad del residuo de vacío de forma que este pueda destinarse a la producción de *fuel oil*. Además, es utilizado para convertir los residuos de vacío en productos valiosos y más ligeros que pueden ser enviados a otras unidades para convertirse en productos finales. Este proceso es un tipo de craqueo térmico de baja severidad donde la carga es calentada en un horno y luego es convertida en productos valiosos. Luego los productos son separados mediante destilación. La conversión de esta unidad es entre un 15% y 20% y los principales productos son nafta y diésel y el resto corresponde a combustible residual de baja viscosidad. (Negin & Van Tine, 2004)

SDA: La desasfaltación con solventes o SDA es un proceso que separa el residuo por peso molecular en vez de por punto de ebullición para producir una corriente de aceite desasfaltado rico en moléculas parafínicas y una corriente de residuo de alta viscosidad denominado *pitch*. El proceso SDA separa eficientemente residuo de vacío en *gas oil* de vacío convencional que se puede alimentar a unidades de conversión tradicionales de un residuo de vacío de baja calidad. (Gillis & Van Tine, 2004)

Gasificación: Los procesos de tratamientos de las corrientes pesadas de las refinerías como por ejemplo las provenientes de desasfaltación y coquización generan subproductos como los asfaltenos y el coque de petróleo. El proceso de gasificación es capaz de convertir los materiales como los asfaltenos y el coque de petróleo en gas de síntesis, es decir, una mezcla entre monóxido de carbono e hidrógeno. El gas de síntesis puede ser utilizado en las refinerías de diferentes maneras. Existe un proceso de generación de hidrógeno que puede convertir el gas de síntesis en hidrógeno, el que puede ser utilizado en la refinería para hidroprocesamientos como hidrocrqueo o hidrotratamientos. El gas de síntesis puede ser utilizado también como alimentación para un proceso de generación de energía, donde es utilizado para generar electricidad y vapor para la refinería. Si la refinería es parte de un complejo petroquímico, el gas de síntesis puede ser utilizado como materia prima para el proceso. (TEXACO Power Gasification, 1999)

Otras Combinaciones: Es importante mencionar que todas estas tecnologías de conversión de residuos pueden ser integradas entre sí. Por ejemplo, una unidad SDA aguas arriba de la unidad LC-Finishing reduce significativamente los metales, CCR y asfaltenos de la corriente de alimentación al proceso, por lo que las condiciones de operación de la unidad se vuelven menos severas y las conversiones pueden alcanzar niveles mucho más altos. El rendimiento se desplaza hacia los productos más ligeros y el consumo de catalizador cae significativamente. Sin asfaltenos pesados en el proceso, los factores operativos de la unidad también mejoran. La desventaja obvia es la pérdida de la conversión global, ya que se elimina un volumen significativo de residuos como *pitch* y, sin una disposición específica del gran volumen de *pitch* (como un gasificador), la economía puede no ser favorable. La opción se vuelve muy atractiva en aquellas situaciones en las que un SDA ya está en funcionamiento y existe la necesidad de procesar el DAO a diésel en lugar de enrutarlo a una unidad FCC para convertirlo a gasolina. (Arora & Mukherjee, 2011)

El proceso de SDA puede ser integrado aguas debajo de la unidad LC-Finning como otra opción. En este caso la unidad SDA removerá la fracción de residuo asfáltico más pesado del *gas oil* no convertido. El DAO puede ser reciclado a la unidad LC-Finning mientras que el pitch puede ser mezclado con residuo de vacío extra como alimentación a la unidad de coquización retardada. La conversión incrementa y el volumen del pitch con el que se debe lidiar disminuye significativamente. (Arora & Mukherjee, 2011).

3.2. Integración de las Unidades DCU y SDA.

Una de las modificaciones que se ha realizado en otras refinerías para aprovechar aún más el residuo de vacío y aumentar su conversión a productos destilados es la instalación de una unidad de SDA previo a la DCU. La instalación de esta planta separa la fracción pesada del residuo de vacío de la fracción liviana. Esta última es alimentada a la unidad de hidrocrqueo y la fracción pesada es enviada a la unidad de coquización retardada. Se debe tener en cuenta la capacidad de la planta de hidrocrqueo y el diseño del horno de la unidad de coquización retardada, si este es adecuado para que se alimente con asfalto, dada su alta viscosidad. El solvente utilizado en la unidad SDA puede ser producido en la unidad DCU, ya que normalmente son compuestos alifáticos de baja masa molar. (TEXACO Power Gasification, 1999)

La instalación de una unidad de SDA ha sido propuesta por diversas empresas en el rubro de la refinación. Una de ellas corresponde a Axens, la cual, como medida para sobreponerse a las conversiones limitadas (65%) asociadas con las unidades de hidrocrqueo “*ebullated bed resid*”, en conjunto con CLG han propuesto integrar esta tecnología con la unidad de desasfaltación con solventes (SDA) para incrementar la conversión de la unidad. (Frecon, LeBars, & Rault, 2019)

La propuesta de Axens es a combinar su proceso de hidrocrqueo “*H-OilRC ebullated bed resid*” con su tecnología “*Solvahl SDA*” de distintas formas de modo de incrementar la conversión de la unidad a 85-95% basado en los objetivos específicos de una refinería fundamentado en las corrientes de alimentación o materias primas, los requerimientos de productos y las limitaciones de la localización.

Chevron Lumus Global (CLG) también tiene una propuesta parecida a Axens. Esta empresa ha introducido su esquema de hidrocrqueo “*LC-Max resid*” el cual combina su tecnología de hidrocrqueo “*ebullated bed resid LC-Finning*” con SDA para alcanzar un 85% de conversión del residuo de vacío a VGO y otros productos ligeros.

Otra empresa que propone en la configuración de una refinería la planta SDA corresponde a Foster Wheeler. Esto se debe a que surge la necesidad de separar los componentes del residuo de vacío en componentes fáciles y en componentes complicados de tratar. Los primeros pueden ser procesados en una unidad FCC o HCK convencional, mientras que los otros, que contiene impurezas como aromáticos polinucleares, metales, carbono Conradson y asfaltenos, pueden ser concentrados y luego procesados en una unidad de craqueo no catalítico como lo es la unidad de coquización retardada. Esta separación puede llevarse a cabo en la unidad de desasfaltación con solventes. (Stamateris & Gillis, Towards a zero gasoline production refinery: part 2, 2013)

La desasfaltación con solventes (SDA) es una solución atractiva para este tipo de aplicación, ya que separa los residuos por tipo molecular. Una unidad SDA es un proceso de separación de residuos robusto y de costo relativamente bajo que utiliza un solvente alifático (solventes

parafínicos ligeros típicos con cadenas de carbono de tres a cinco) para separar los aceites y las resinas más valiosas de los componentes aromáticos y asfálticos de su materia prima residual.

El disolvente parafínico precipita los componentes más polares y de mayor peso molecular, como las resinas y los asfaltenos, típicamente llamados pitch, de los componentes de mayor calidad, relativamente bajo contaminante y mayor contenido de hidrógeno llamados aceite desasfaltado (DAO). Cuanto más pesado sea el solvente, mayor será el rendimiento de DAO y mayor será el nivel de contaminantes que contendrá. Este proceso tiene costos operativos y de capital relativamente bajos, ya que opera a presiones y temperaturas relativamente bajas, y no se utilizan catalizadores. Las unidades de SDA son unidades generalmente confiables, y tienen una duración muy larga entre paradas de planta planificadas para inspecciones y mantenimiento general.

La Figura 54 muestra el impacto del rendimiento de DAO en el porcentaje de contaminantes de alimentación en el DAO. (Stamateris & Gillis, Towards a zero gasoline production refinery: part 2, 2013)

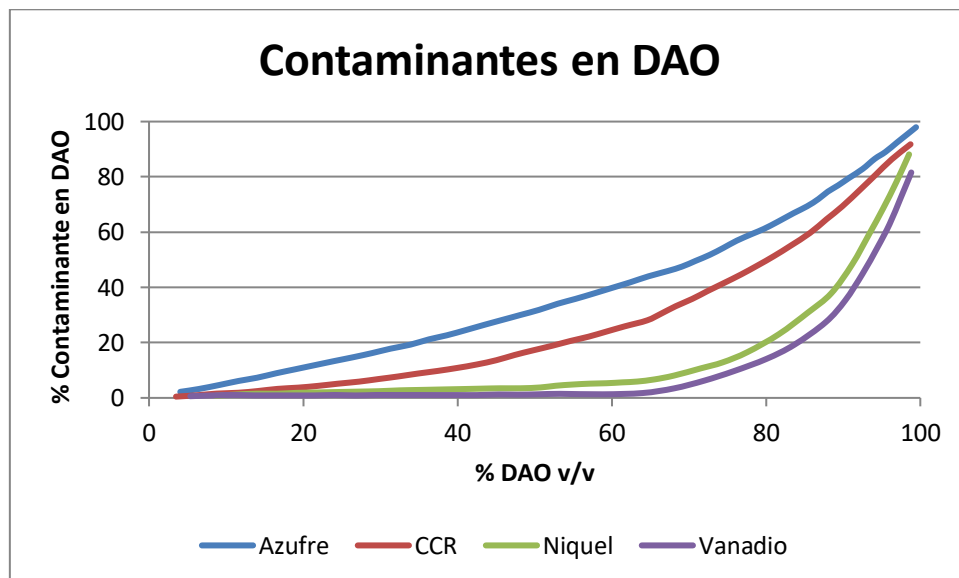


Figura 54 Contaminantes en el DAO v/s Rendimiento de DAO
 Fuente: Foster Wheeler (2013), Towards a zero gasoline productio refinery part 2

Para la mayoría de los residuos y desde una perspectiva de procesamiento de hidrotratamiento, los contaminantes en el DAO son relativamente bajos, hasta aproximadamente el 70% en peso del rendimiento de DAO. Incluso con rendimientos DAO del 70% en peso, el DAO estará relativamente libre de asfaltenos, que son un factor importante para establecer la severidad del hidrotratamiento.

Cuando una unidad SDA se integra con una DCU, la combinación permite que el DAO de la unidad SDA y el *Gas Oil* Pesado de *Coker* (HCGO) de la DCU se envíen junto con el VGO desde la unidad de destilación al vacío a la unidad de FCC o a la unidad de HCK.

Foster Wheeler ha tomado este concepto y ha optimizado la integración de SDA con la unidad de coquización retardada. El diagrama de procesos se muestra en la Figura 55. Cuando se integran ambas plantas las diversas corrientes se enrutan a donde se procesan de manera más efectiva. Otra sinergia que puede explotarse con esta configuración es eliminar la producción de

slurry oil de la unidad FCC procesándolo en la DCU. Esto también tiene el beneficio adicional de disminuir la viscosidad de la alimentación de la unidad de coquización retardada, que sería relativamente alta si solo se enviara el pitch SDA al horno de la DCU. Del mismo modo, el aceite no convertido producido en el hidrocraqueo de VGO se puede separar selectivamente en la unidad SDA. Esta opción normalmente se usaría cuando DAO se procese en un hidrocraqueo de VGO. (Stamateris & Gillis, Towards a zero gasoline production refinery: part 2, 2013)

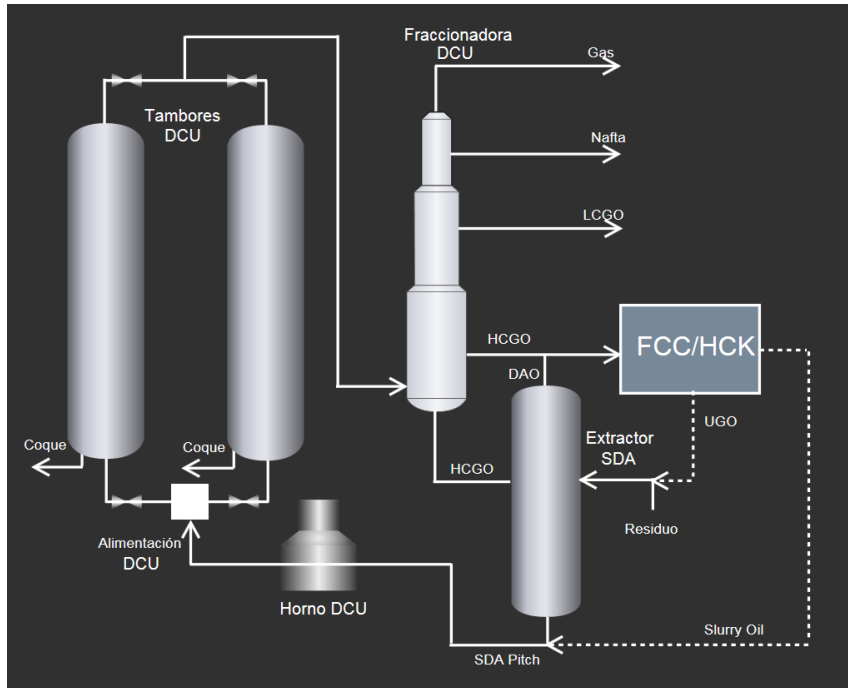
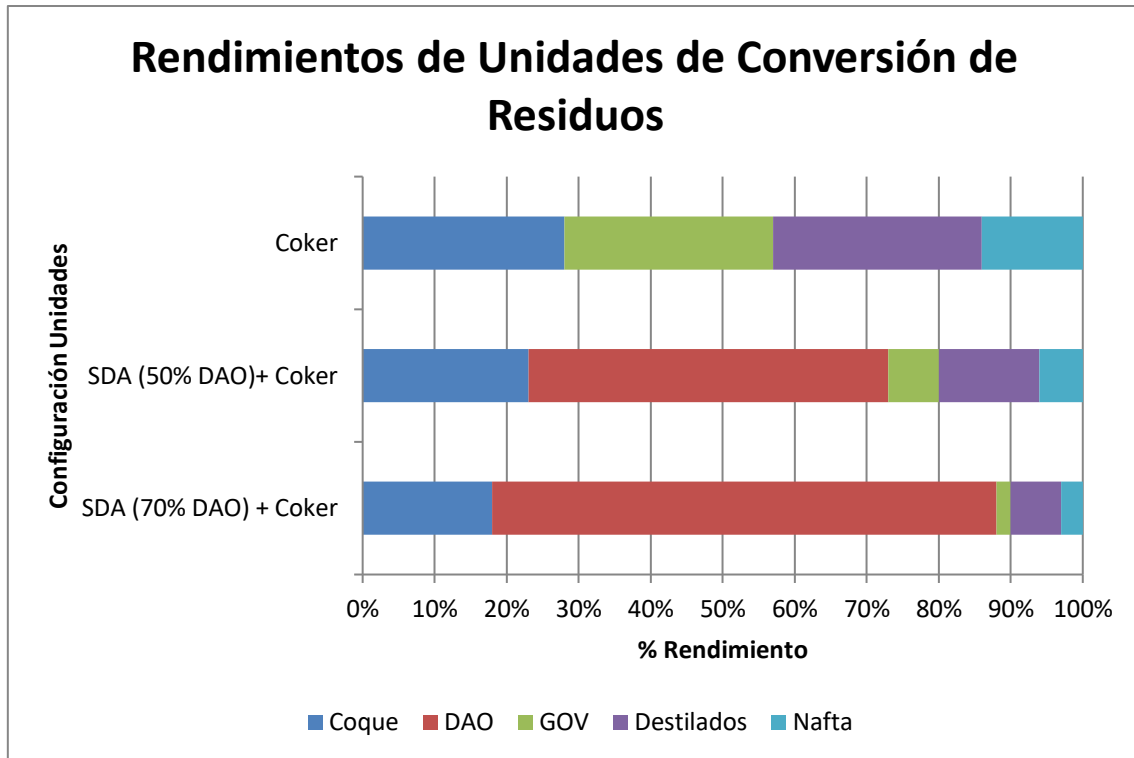


Figura 55 Diagrama de Procesos de una Planta de SDA integrada con DCU
 Fuente: Foster Wheeler (2013), Towards a zero gasoline production refinery part 2

Los beneficios de esta configuración de proceso se ilustran en la Figura 56; los rendimientos combinados de los productos líquidos aumentan a medida que aumenta el rendimiento de DAO de la unidad SDA y por lo tanto el rendimiento de coque disminuye (Stamateris & Gillis, Towards a zero gasoline production refinery: part 2, 2013). Los rendimientos de la unidad de coquización retardada son los rendimientos máxicos de la planta en el último año y los datos entregados se ajustaron a los rendimientos de la planta de la refinería, por lo tanto, con una unidad de SDA de rendimiento de DAO igual al 50% y una unidad de DC integradas se obtendrían los rendimientos mostrados en la Tabla 14. Finalmente, entonces se aumentaría el rendimiento de la conversión de residuos en un 0.5% respecto a la nafta, un 6.5% respecto a los destilados y disminuiría un 2% respecto al *gas oil* y un 5% respecto al coque. Entonces si se mantiene la alimentación a esta nueva configuración de unidades la producción de diésel aumentaría en 187 [m³/d].



*Figura 56 Rendimientos de productos líquidos y coque en DCU y DCU+SDA
Fuente: Foster Wheeler (2013), Towards a zero gasoline production refinery part 2*

Tabla 14 Rendimientos SDA + Coker

Producto	Rendimiento Coker	Rendimiento SDA+ ML Coker	Rendimiento HCK (Conversión DAO)*	Rendimiento Total SDA + Coker
Nafta	12%	5%	15%	12.5%
Destilados	23%	11%	14%+23%**	29.5%
DAO	-	50%	0%	-
Gas oil	34%	8%	48%	32%
Coque	31%	26%	-	26%
Total	100%	100%	100%	100%

* Los rendimientos de HCK corresponden a los rendimientos actuales. No se considera un cambio al agregar como alimentación el flujo de DAO.

**Corresponde al rendimiento de kerosene más diésel de la unidad HCK

Fuente: Elaboración Propia

Aunque hay dos unidades de procesamiento de residuos con SDA + DCU, el costo de capital general es similar al costo de la DCU solo debido al costo relativamente bajo de una SDA en comparación con una DCU, y porque la capacidad de la DCU es menor cuando se combina con la unidad SDA versus una DCU independiente.

A partir de los rendimientos máxicos de las unidades calculados anteriormente se puede obtener la variación de producción tras la instalación de la unidad de SDA y su acoplamiento con la unidad de coquización retardada. Se calcularán las variaciones de las producciones en el caso de que se mantenga la alimentación a la unidad de SDA igual a la alimentación actual del Coker y en el caso de que se mantenga la alimentación del Coker al mismo valor que el actual. Para ello se utiliza el valor actual del flujo de alimentación que corresponde a 2877 [m³/d] y su densidad

que es obtenida a partir de los datos de laboratorio y es igual a 1,03 [ton/m³], lo que da como resultado una alimentación másica de 2953 [ton/d].

Escenario 1: Manteniendo la alimentación a la unidad SDA igual a la alimentación del *Coker* actual se obtiene la producción del complejo SDA + *Coker* presentada en la Tabla 15. Sumado a esta producción se considera la producción de la unidad de HCK, ya que esta es alimentada con DAO de la unidad de SDA en el caso de un escenario de maximización de diésel. La producción de la unidad de HCK se muestra en la Tabla 16. Finalmente, la producción actual de la unidad de coquización retardada se muestra en la Tabla 17. El resumen de las variaciones por producto se puede encontrar en la Tabla 18.

Tabla 15 Rendimiento y Producción SDA+DCU Escenario 1

Rendimientos y Producción SDA+ <i>Coker</i>				
	Rendimiento Másico [%]	Flujo Másico [ton/d]	Densidad [ton/m ³]	Flujo Volumétrico [m ³ /d]
Nafta	5,00	147,66	0,7431	198,70
Destilados	11,0	324,84	0,8678	374,33
<i>Gas Oil</i>	8,00	236,25	0,944	250,27
DAO	50,0	1476,56	0,944	1564,16
Coque	26,0	767,81		

Fuente: Elaboración Propia

Tabla 16 Rendimiento y Producción HCK Escenario 1

Rendimientos y Producción HCK				
	Rendimiento Másico [%]	Flujo Másico [ton/d]	Densidad [ton/m ³]	Flujo Volumétrico [m ³ /d]
Nafta	15,75	232,56	0,7400	314,27
Kerosene	14,11	208,34	0,8379	248,65
Diesel	22,59	333,56	0,8772	380,25
GONC	47,55	702,11	0,8829	795,23

Fuente: Elaboración Propia

Tabla 17 Rendimientos y Producción DCU Escenario 1

Rendimientos y Producción DCU				
	Rendimiento Másico [%]	Flujo Másico [ton/d]	Densidad [ton/m ³]	Flujo Volumétrico [m ³ /d]
Nafta	12,01	354,67	0,7431	477,29
Diésel/LCGO	22,77	672,43	0,8678	774,86
HCGO	34,35	1014,40	0,9440	1074,58
Coque	30,87	911,63		

Fuente: Elaboración Propia

Tabla 18 Variación Producción Escenario 1

Variación Producción	
Nafta	35,69 [m ³ /d]
Diesel/LCGO	228,37 [m ³ /d]
HCGO	-29,08 [m ³ /d]
Coque	-143,82 [ton/d]

Fuente: Elaboración Propia

Escenario 2: Manteniendo la alimentación al *Coker* igual a la alimentación actual, es decir utilizando una alimentación a la unidad SDA igual a 5754 [ton/d] se obtiene la producción del complejo SDA + *Coker* presentada en la Tabla 19. Sumado a esta producción se considera la producción de la unidad de HCK, ya que esta es alimentada con DAO de la unidad de SDA en el caso de un escenario de maximización de diésel. La producción de la unidad de HCK se muestra en la Tabla 20. Finalmente, la producción actual del *Coker* se muestra en la tabla 21. El resumen de las variaciones por producto se puede encontrar en la Tabla 22.

Tabla 19 Rendimientos y Producción SDA+DCU Escenario 2

Rendimientos y Producción SDA+ DCU				
	Rendimiento Másico [%]	Flujo Másico [ton/d]	Densidad [m ³ /ton]	Flujo Volumétrico [m ³ /d]
Nafta	5,00	295,31	0,7431	397,41
Destilados	11,0	649,69	0,8678	748,66
<i>Gas Oil</i>	8,00	472,50	0,944	500,53
DAO	50,0	2953,13	0,944	3128,31
Coque	26,0	1535,63		

Fuente: Elaboración Propia

Tabla 20 Rendimientos y Producción HCK Escenario 2

Rendimientos y Producción HCK				
	Rendimiento Másico [%]	Flujo Másico [ton/d]	Densidad [m ³ /ton]	Flujo Volumétrico [m ³ /d]
Nafta	0,1575	465,117548	0,7400	628,537227
Kerosene	0,1411	416,68626	0,8379	497,298318
Diésel	0,2259	667,111454	0,8772	760,500974
GONC	0,4755	1404,21203	0,8829	1590,45421

Fuente: Elaboración Propia

Tabla 21 Rendimientos y Producción DCU Escenario 2

Rendimientos y Producción DCU				
	Rendimiento Másico [%]	Flujo Másico [ton/d]	Densidad [m ³ /ton]	Flujo Volumétrico [m ³ /d]
Nafta	0,1201	709,34	0,7431	954,57
Diésel/LCGO	0,2277	1344,85	0,8678	1549,73

HCGO	0,3435	2028,80	0,9440	2149,15
Coque	0,3087	1823,26		

Fuente: Elaboración Propia

Tabla 22 Variación Producción Escenario 2

Variación Producción	
Nafta	71,37 [m ³ /d]
Diesel/LCGO	456,73 [m ³ /d]
HCGO	-58,17 [m ³ /d]
Coque	-287,63 [ton/d]

Fuente: Elaboración Propia

4. Resumen de las propuestas.

Todas las opciones anteriormente descritas pueden ser implementadas en la refinería para aumentar la producción de diésel. El aumento en la producción que se puede alcanzar variará de opción a opción. A continuación, en la Tabla 23 se presentan resultados del aumento de recuperación del diésel para cada una de las modificaciones por separado, ya que al implementar varias a la vez se pueden alterar las estimaciones realizadas. Estos cálculos se realizaron sin considerar una disminución de la alimentación de las unidades aguas abajo, como ocurre en el caso de mejorar la separación en *Topping I* y Vacío I, ya que se producirá menos *gas oils* para alimentar a las unidades de HCK, FCC, MHC o *Coker* y en el caso de la SDA y *Coker*, puesto que al implementar SDA se genera más *gas oil* para FCC o HCK pero el *Coker* queda con menos carga y esto puede generar un problema ya que la unidad cuenta con una capacidad mínima a 2200 [m³/d] por el problema de obstrucción del fondo de la fraccionadora y a menor carga ya no se comienza a tener una operación confiable respecto a las especificaciones de los productos obtenidos. En el caso de FCC, los cambios en producción de diésel afectan principalmente a la nafta y gasolina, por lo que se debe considerar el impacto que esto tendría en la unidad de desulfuración de gasolina.

Tabla 23 Resumen Modificaciones

	Aumento de Producción [m ³ /d]	% del Crudo Alimentado a la Unidad
Maximización de la producción de diésel en <i>Topping I</i> *		
Maximización de la producción de diésel en Vacío 1*	307 [m ³ /d]	3.3%
Cambio de Catalizador en FCC**	70 [m ³ /d].	1.8%
Cambio de Severidad en FCC**	91 [m ³ /d].	2.4%
Disminución del PFE de Nafta en FCC**	445 [m ³ /d]	11.6%
Instalación de SDA***	187 [m ³ /d]	6.50%

*El flujo promedio de crudo alimentado a *Topping I* corresponde a 9200 [m³/d]

** El % de Crudo que Ingresa a FCC corresponde a un 29% y el flujo de crudo promedio total a la refinería es igual a 13200 [m³/d]

Fuente: Elaboración Propia

5. Modificaciones Extra.

5.1. Modificar la selección de crudo.

Las refinerías modernas típicamente tienen una amplia selección de fuentes de crudos disponibles y cambian entre crudos basados en incentivos económicos y limitantes de los procesos. El contenido relativo de material en el rango de ebullición de la gasolina y de destilados medios en los crudos varía ampliamente y puede ser un primer paso rentable para ajustar una razón Diésel / Gasolina. La Tabla 24 resume las destilaciones de 5 crudos procesados en las refinerías de US. Sin embargo, los crudos de altos porcentajes de destilados medios y también tienen típicamente un alto contenido en azufre, nitrógeno y contenido aromático, la cual limita su atractivo dentro de una configuración definida (Schwalje, Wisdom, & Craig, 2016). Cambiar la dieta de crudo afecta la refinería completa, como resultado, muchas refinerías solo pueden mezclar pequeñas cantidades de crudos de oportunidad según sus limitaciones.

Tabla 24 Productos de la Destilación de distintos Crudos

Propiedad	Propiedades de los Crudos				
	WTI	Brent	Arab Light	Maya	Athabasca Bitumen
Gravedad API	39	38.6	33.4	22	8.4
% Azufre p/p	0.27	0.29	1.79	3.56	4.92
% Destilados v/v					
Nafta	34	31	25	1	2
Destilados medios	29	29	28	22	14
<i>Gas Oil</i>	21	29	30	27	34
Residuo	14	9	15	33	50
Razón D/G	0.85	0.94	1.12	1.29	7

Fuente: Axens North America (2016), Revamp cat feed hydrotreaters for flexible yields

Otra opción que tienen las refinerías para mejorar su rentabilidad es procesar “crudos de oportunidad”, es decir, crudos que tienen bajo precio en un período de tiempo específico. Estos crudos pueden ser crudos pesados, medianos agrios o ligeros dulces dependiendo de la oferta y la demanda en el mercado. Últimamente se ha hecho muy importante tener flexibilidad para procesar estos crudos de bajo precio a medida que se encuentran disponibles en el mercado volátil. Sin embargo, esto también afecta al funcionamiento de la refinería completa y se debe realizar un estudio previo para ver el impacto que tendrá en las unidades de la refinería. (Goldhammer, y otros, 2011)

5.2. Instalación de una nueva unidad de hidrocrqueo.

La instalación de una nueva unidad de hidrocrqueo con una alta selectividad de diésel ha sido una opción popular en los últimos años en las refinerías de Estados Unidos. Sin embargo, la instalación de nuevas unidades de hidrocrqueo de alta conversión y alta presión es intensiva desde el punto de vista del tiempo y el capital, requiriendo un largo periodo entre el principio del proyecto hasta la puesta en marcha de la unidad. La instalación de esta unidad permitiría a la

refinería dar un giro a su enfoque desde la producción de gasolina, hacia la producción de diésel, ya que esta es una unidad que es más selectiva hacia este producto. (Christensen, Hearn, & Yeung, 2018)

5.3. Producción de Materias Primas para la Producción de Petroquímicos.

El último tiempo existe una tendencia global en el consumo de combustible para motores que favorece al diésel por sobre la gasolina, lo que provoca que la gasolina se encuentre en exceso en algunos periodos del año. Simultáneamente ha habido un aumento en la demanda por varios petroquímicos como el propileno y los aromáticos, compuestos que pueden ser producidos en refinerías de petróleo a partir de la nafta (aromáticos) o gasolina (propileno en FCC). Es por esto que muchas instalaciones que se dedicaban exclusivamente a la producción de combustibles están expandiendo su rubro a la producción de petroquímicos. Se espera que el consumo de los petroquímicos crezca significativamente. Específicamente se espera que la demanda de aromáticos crezca tres veces más rápido que el consumo de gasolina entre el 2010 y el 2024. Además, se espera que exista poca oferta de xilenos en Asia, a pesar de la construcción de plantas de xileno en esta región. (GTC Technology US,LLC, 2015)

La integración entre una refinería y una industria petroquímica minimiza el impacto de la volatilidad del precio del crudo. Además, el margen que se obtiene de los productos es más alto y ha ido incrementando en el tiempo. Muchas refinerías principalmente en Asia y el Medio Oriente se han integrado con industrias petroquímicas dado el incremento del consumo de petroquímicos en Asia, Medio Oriente y Europa. (Stamateris, 2013)

El propileno puede ser producido exitosamente en la unidad de Craqueo Catalítico operando a una alta severidad. Mientras que los aromáticos pueden ser producidos en la unidad de Reformación Catalítica a partir de la nafta. Además de estas dos formas, que son las más utilizadas para la producción de petroquímicos, existen otras rutas para seguir aprovechando las corrientes de refinería para producir petroquímicos, como, por ejemplo, la separación de la sección aromática de la gasolina de FCC para su utilización como petroquímicos o la transformación de la sección olefínica de la gasolina de FCC para producir aromáticos. Esto a su vez favorece una disminución de aromáticos en la gasolina, que son compuestos no deseados, además de una reducción del contenido de azufre y olefinas permitiendo al producto final de gasolina alcanzar especificaciones acordes con las regulaciones ambientales. (GTC Technology US,LLC, 2015)

5.3.1. Producción de Propileno.

La producción de propileno en una refinería se realiza mediante la operación a alta severidad en la unidad FCC. Este modo de operación tiene el propósito de incrementar la formación de olefinas, impulsada por la creciente demanda global de propileno. Este modo de operación logra incrementar la producción de olefinas desde un 3-5% a un 15-28%. Además, el contenido de aromáticos de la gasolina en este modo de operación está entre 50 y 70% lo cual favorece la recuperación de aromáticos desde esta corriente, pero tiene una alta cantidad de tiofenos y olefinas. (GTC Technology US,LLC, 2015).

La operación de alta severidad de FCC utiliza catalizadores especializados con baja densidad de sitios ácidos con alta selectividad a olefinas, además opera a altas temperaturas de reacción, cortos periodos de contacto y alta razón C/O. (Lambert, Ogasawara, Abba, Redhwi, & Santner, 2014) Además la alimentación a FCC de alta severidad debe tener un alto contenido en

hidrógeno y la presión parcial de los hidrocarburos en el reactor debe ser alta para fomentar la conversión a olefinas de bajo peso molecular.

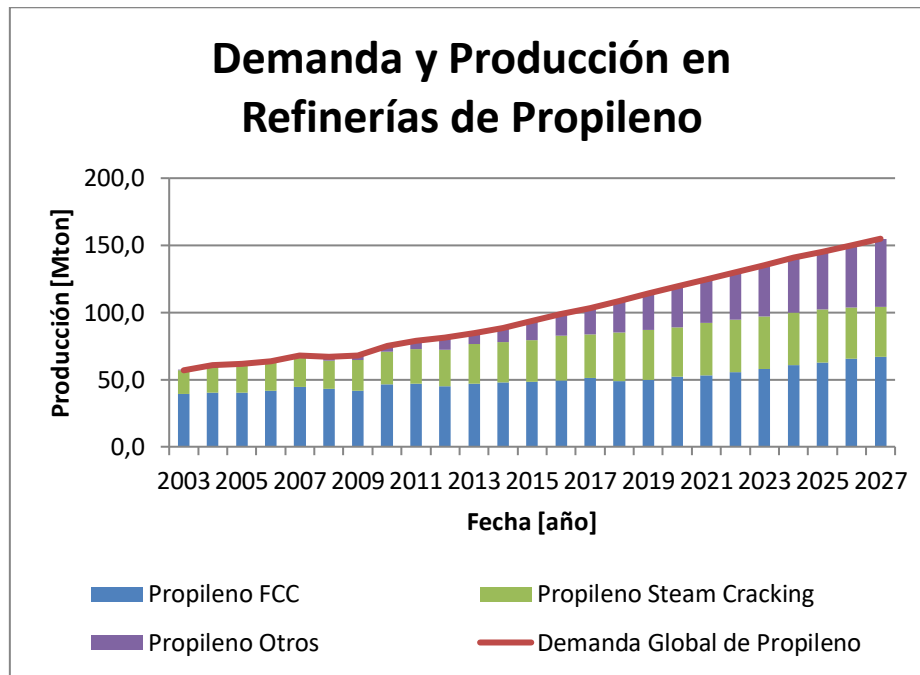


Figura 57 Proyección de la Producción y Demanda de Propileno 2003-2027
 Fuente: UOP Honeywell (2019) On-purpose propylene production

En el año 2018 dos tercios de la producción de propileno a nivel mundial provino de procesos relacionados con el craqueo catalítico, como se muestra en la Figura 57. Esto es un reflejo del aumento de la flexibilidad de las refinerías a nivel mundial dirigido hacia la producción de petroquímicos como respuesta a la fluctuación de la demanda y precios de combustibles y la existencia de una oportunidad de sinergia para la disminución de costos que se genera al integrarse con una industria petroquímica.

La demanda de propileno continúa incrementando y se proyecta un crecimiento sólido en el mercado a futuro. Con este incremento de demanda la capacidad de producción de propileno en refinerías se ve sobrepasada y se deben utilizar otras formas de producción como por ejemplo la deshidrogenación de propano, el proceso Metanol a Olefinas (MTO) entre otras. La producción y demanda de propileno hasta el año 2027 se pueden observar en la Figura 57. En esta figura se puede ver que el aumento de la demanda es más rápido que el aumento de producción de propileno en las refinerías, por lo que se genera una diferencia o brecha que es cubierta con otro tipo de alternativas de producción de este compuesto. (UOP Honeywell, 2019)

La demanda de propileno la dirige principalmente la industria global del polipropileno, la cual ha visto un crecimiento histórico de 5-6% al año. Para el 2035 se espera que los productos petroquímicos sean los responsables de casi el 50% del crecimiento de la demanda de crudo esperado. (Nilca, Ionut Tudose, Crudu, Simic, & Sargenti, 2018)

Como subproducto de la operación a alta severidad de FCC se producen compuestos C₄. Estos compuestos pueden seguir siendo procesados luego de FCC para aumentar la producción de propileno y etileno. Los compuestos C₄ pueden ser recirculados a FCC mediante un riser separado, pueden ser enviados a metátesis o pueden ser oligomerizados y reciclados a un riser separado de FCC. La primera opción consiste en un riser de alta severidad para convertir los

compuestos C_4 en etileno, propileno y *fuel gas*. La segunda opción es un proceso mediante los n-butenos reaccionan con el etileno para producir propileno y se utiliza típicamente para ajustar la razón propileno/etileno de una refinería. Para este proceso los C_4 deben ser convertidos en butenos y así aumentar la conversión. Finalmente, la última opción consiste en la oligomerización y recirculación del oligomerato ya que su craqueo es más selectivo en la unidad de FCC. (Stamateris, 2013)

5.3.2. Producción de Aromáticos (BTX).

Consiste en la conversión de nafta en las unidades de reformación catalítica CCR en una operación de alta severidad. Los productos aromáticos de la reformación son destilados para recuperar tolueno y benceno (C_7^-) de una corriente de aromáticos más pesada (C_8^+). La corriente pesada recuperada es nuevamente destilada para la separación de xilenos (C_8). Los xilenos pasan a un sistema de purificación de p-xilenos mediante adsorción y/o cristalización. El resto de los compuestos C_8 son enviados a un proceso de isomerización donde el xileno es isomerizado para formar p-xileno y el etilbenceno, es convertido en p-xileno. Finalmente, el tolueno y los aromáticos pesados (C_9^+) son convertidos en xileno y benceno mediante un proceso de transalquilación. (Rault, Dupraz, & Montecot, 2004)

La nafta pesada que ingresa a la unidad CCR se recomienda que sea hidrotratada previamente y que su contenido de aromáticos haya sido removido mediante extracción L-L y enviado a la columna de destilación de aromáticos. No se recomienda que se alimente gasolina de FCC a la unidad de reformación ya que tiene un alto contenido de aromáticos que solo pasarán a través de la unidad y olefinas que consumirán hidrógeno en el hidrotratamiento previo. (GTC Technology US,LLC, 2015).

5.4. Producción de Aceites Lubricantes.

Otra opción interesante para comenzar a producir en la refinería corresponde a los aceites lubricantes, esto impulsado por las proyecciones de Chevron. Esta empresa espera que el mercado para aceites básicos premium crezca de un 30% del mercado global actual de aceites lubricantes a un 50% de este para el año 2020 dado que las mayores exigencias en cuanto a estándares de calidad y especificaciones, con el objeto de reducir las emisiones de los vehículos y mejorar la eficiencia del combustible de estos, están dirigiendo la demanda de aceites básicos Premium. (Christensen, Hearn, & Yeung, 2018)

XII. Estimación de costos y Evaluación Económica de las Modificaciones

1. Estimación de la Inversión.

1.1. Inversión Modificación Columna Atmosférica Topping I.

Para el caso de la modificación de la columna atmosférica, esta corresponde a una mejora en la eficiencia de separación en la zona de fraccionamiento entre la extracción de diésel y la extracción de AGO. La modificación consiste en el cambio de bandejas o en la instalación de una sección de empaque en la sección de fraccionamiento.

La inversión asociada al cambio de bandejas o instalación de empaques se estima a partir del último cambio de bandejas de la columna atmosférica de la unidad *Topping II* en la Refinería Aconcagua. El último cambio de bandejas de la columna se realizó el año 2014. A partir de la inversión del cambio de todas las bandejas de la columna E-601 se estima la inversión en el cambio de bandejas de la columna atmosférica de *Topping I*, E-130. Los resultados se muestran en la Tabla 25. Se consideró un factor de corrección al precio original, ya que la torre E-601 posee 30 bandejas en la sección de fraccionamiento y 4 en la sección de *stripping*, mientras que la torre E-130 posee 44 bandejas en la sección de fraccionamiento y 4 en la sección de *stripping*. Además, se corrigió por el área de las bandejas. La torre E-601 posee un diámetro máximo de 3.66 [m], mientras que la torre E-130 posee un diámetro máximo de 4,20 [m], lo cual también afecta al valor del cambio de bandejas según el presupuesto del cambio realizado en la torre E-601. También se corrigió el valor con el valor CPI del E.E.U.U. para convertirlo a valor presente. Finalmente se calculó un proporcional de las 13 bandejas respecto al total y se calculó la inversión para la sección de fraccionamiento de la sección Diésel-AGO. Este valor se considerará válido como estimación preliminar si es que en el futuro se determina que se requiere la instalación de una sección de empaque.

Tabla 25 Estimación Inversión Cambio Internos Sección AGO-Diésel E-130

Inversión Cambio Internos Torre E-601 (May-2014)	Inversión Cambio Internos Torre E-601 (Oct-2019)	Inversión Cambio Internos Torre E-130	Inversión Cambio Sección Diésel-AGO Torre E-130
258.830	279.129	539.695	159.455

Fuente: Elaboración Propia

Datos Obtenidos de Cotización de Cambio de Internos de Sulzer Chemtech.

El desglose de la inversión del cambio de internos de la torre E-601 se encuentra en Anexo N°3

1.2. Inversión Modificación Columna de Destilación Vacío I.

En el caso de la modificación de la columna de vacío, esta consiste en la incorporación de una nueva sección de empaque en el tope de la torre más una nueva extracción de diésel en el tope, junto con la línea de reflujo de la sección, el distribuidor de reflujo, colector de producto y los soportes internos. El nuevo circuito diseñado para el tope de la sección de la columna de vacío se muestra en la Figura 58. Los detalles de la configuración típica de instalación de las válvulas de control se presentan en la Figura 59. En la Figura 58 se muestra un diagrama de las líneas y los controladores que debiesen instalarse al incorporar la modificación, sin embargo, este es un diagrama preliminar para la estimación de costos y debe ser verificado y estudiado más a detalle en las ingenierías posteriores. Este se determinó a partir de la configuración actual del circuito

de LVGO de la columna de vacío. El largo de la línea a instalar se estimó mediante el diagrama general de la refinería.

La lista de los materiales requeridos para esta modificación se encuentra en la Tabla 26. Los costos de las líneas, instrumentación válvulas, bombas, *fittings* e intercambiadores de calor se estimaron a partir de datos otorgados por el Departamento de Mantenimiento, tanto la división de Equipos Estáticos ERA, la división Mecánica ERA y la división de Electricidad, Instrumentación y Electrónica. Las especificaciones de cada uno de los equipos se hicieron a partir del circuito de LVGO ya existente en la columna E-132, dado que el flujo promedio anual de LVGO corresponde a 326.26 [m³/d], lo cual es aproximadamente igual a la cantidad de Diésel que se espera sacar de la torre que corresponde a 307 [m³/d].

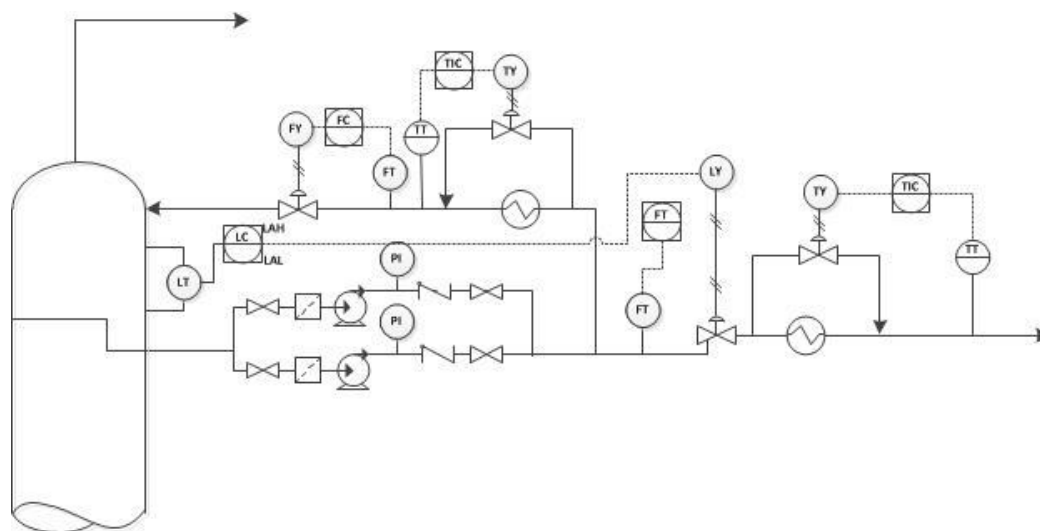


Figura 58 Nueva Sección Toste Columna E-132
Fuente: Elaboración Propia

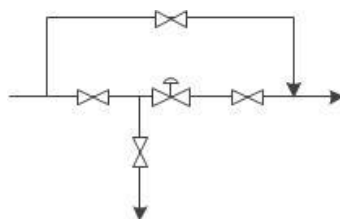


Figura 59 Configuración Instalación Válvulas de Control
Fuente: Elaboración Propia

Tabla 26 Lista de Materiales, Especificaciones y Costos

Ítem	Descripción	Cantidad	Costo Unitario [US\$]	Costo Total [US\$]
Cañería Diésel	Línea de Acero al Carbono de 8" SCH 40	400 [m]	148	59.167
<i>Fittings</i>	Codos, Tees, Reducciones de Acero al Carbono de 8"	20 u	70	1396
Bridas	Acero al Carbono A 105 8"	118 u	133	15.716
Válvulas de	Válvulas Tipo Compuerta no	4 u	28.000	112.000

Control	motorizadas			
Sensores de Temperatura	Termocuplas más vainas (Rango 15[°C] a 300[°C])	2 u	3.500	7.000
Transmisores Temperatura	Transmisores asociados a las termocuplas	2 u	3.000	6.000
Transmisores de Flujo	Plato Orificio con transmisor	2 u	2.000	4.000
Manómetros	Manómetro descarga bombas	2 u	250	500
Válvulas Antirretorno	Válvulas <i>Check</i> para descarga bombas	2 u	1.980	3.960
Filtros	Filtros tipo canasta para la succión de las bombas.	2 u	1.000	2.000
Transmisor de Nivel	Por diferencial de Presión	1 u	3.000	3.000
Bombas Centrífugas	Potencia hidráulica 27 kW	2 u	150.000	300.000
Válvulas de Corte	Válvula de Bola Acero Carbono Paso Total 8".	24 u	4.156	99.754
Intercambiador de Calor	Enfriador de Producto Diésel	1 u	85.714	85.714
Intercambiador de Calor Internos	Enfriador de Reflujo Diésel Tope E-132	1 u	214.286	214.286
Columna	Empaques aleatorios, accesorios internos, entre otros.		767.296	767.296
			Costo Total	1.679.700

Fuente: Elaboración Propia

Nota: Datos obtenidos a partir de cotizaciones del departamento de mantención y del catalogo de Cosmoplas

En el caso de los internos de la torre, si bien se requiere solamente cambiar la sección del tope se consideró el valor del cambio de internos de la torre completa en caso de que sea requerido, considerándolo como caso más adverso a estudiar. Este valor se estimó a partir del cambio de internos realizado en Refinería Biobío en abril del año 2018. No obstante, la torre de vacío en la refinería Biobío es de menor tamaño tanto como en cantidad de lechos de empaque (altura), como en diámetro, por lo que se calculó el volumen de empaque cambiado y se realizó una proporción al volumen de empaque a cambiar en la columna E-132. Los detalles de los costos de la inversión en materiales de cambio de internos de la torre se presentan en la Tabla 27. El volumen de empaque de la columna E-51 corresponde a 120 [m³] y el volumen de empaque de la columna E-132 corresponde a 200 [m³], por lo que el valor de la inversión estimado para la columna E-132 corresponde a US\$ 767.296

Tabla 27 Inversión Materiales Internos Torre E-51 ERBB

Costo de Materiales Cambio de Internos Torre E-51	
Ítem	Total [US\$]
Empaque Reflujo LVGO	27.648
Empaque Reflujo HVGO y malla Soporte	127.999
Colector de Reflujo de HVGO	36864
Sección de Lavado	261.119

Bandejas de <i>Stripping</i>	36864
Total	460.798

Fuente: Cotización Koch Glitsch (2018), Cambio Internos E-51 ERBB

Además del cálculo de la inversión en los materiales se deben estimar los costos de la ingeniería y de la construcción y montaje del proyecto. Para ello se utilizó el método de cálculo que utiliza el grupo de ingenierías básicas de la división procesos, el cual considera que los costos de construcción y montaje corresponden a un 54% del total de la inversión sin considerar contingencias, además considera que los costos de ingeniería corresponden a un 10% de este valor y que los costos de materiales corresponden a un 36% de este subtotal. A su vez los costos de construcción y montaje se subdividen en costos directos de instalación, gastos generales y utilidad, que corresponden a un 66,7%, 23,3% y 10% de este monto respectivamente. Finalmente, al subtotal compuesto por los costos mencionados anteriormente se le agrega un 20% correspondiente a contingencias, obteniéndose el valor neto de la inversión. Los resultados obtenidos para la inversión en la unidad de Vacío I se muestran en la Tabla 29.

Tabla 28 Cálculo Costo Total Inversión VDU

Costo Total Inversión	
Costo Materiales	1.679.700
Costo Construcción y Montaje (C&M)	2.519.550
Costo Directo Instalación (CDI)	1.679.700
Gastos Generales	587.895
Utilidad	251.955
Ingeniería	466.583
Subtotal	4.665.833
Contingencias (20%)	933.167
Total Neto	5.599.000

Fuente: Elaboración Propia

1.3. Inversión Cambio Catalizador FCC e Disminución de Severidad.

En el caso de las modificaciones a FCC, ambas corresponden a modificaciones operacionales que consisten en el cambio de catalizador y el cambio en las condiciones de operación como, por ejemplo, la temperatura de reacción, por lo tanto, no tienen una inversión asociada.

Si se cambiara el catalizador, esto se puede realizar después de los 9 meses de duración del catalizador anterior, es decir, como cambio de rutina. Este cambio se lleva a cabo con la planta en operación, lo que significa que no se incurrirá en gastos asociados a detención. Por otro lado, existirá una diferencia entre el valor del catalizador actual y el valor del catalizador que maximiza la producción de diésel. En el caso de que la diferencia de precio sea significativa y positiva, en otras palabras, que el nuevo catalizador sea más costoso, esta diferencia será un gasto operacional asociado a la inversión calculado como la diferencia de precios de los catalizadores multiplicada por la tasa de reposición de catalizador. Sin embargo, como los catalizadores que favorecen la maximización de diésel tienen una menor actividad y por lo tanto un menor contenido de tierras raras, que es el componente más costoso y del que depende el precio del catalizador, se espera que el precio que tenga sea menor al catalizador utilizado

actualmente, por lo que se considera, como caso conservador, que no hay un cambio en el gasto operacional en caso de cambiar el catalizador.

Si se disminuye la severidad de operación, es decir, se disminuye la temperatura de reacción y la razón catalizador/alimentación de la planta, tampoco existe una inversión asociada. En el caso en que este modo de operación requiriera incorporar un *stripper* de COL – *slurry oil*, este se encuentra instalado en la planta. Si se requiere aumentar el precalentamiento de la carga por problemas de temperatura, también existen los equipos para realizarlo. Por lo tanto, el único gasto en el que se incurriría sería en vapor para el *stripper* en el primer caso y en combustible para el horno o para adición directa en el combustor del regenerador en el segundo caso. Sin embargo, como no existe información sobre el balance de energía en la unidad en caso de baja severidad, no se consideran estos gastos operacionales para el flujo de caja realizado posteriormente y se debe tener en consideración esta simplificación para que sea abordada en las ingenierías posteriores.

1.4. Inversión Instalación Planta SDA.

La instalación de la planta SDA no es un proyecto nuevo para ENAP Refinerías S.A. ya que es un proyecto que se está llevando a cabo en la Refinería Biobío. Por lo tanto, en conjunto con esta refinería se obtuvo los valores del proyecto de instalación de esta nueva unidad. Para el caso de la inversión en el flujo de caja que posteriormente se presentará, se considerará el valor más alto en el otorgado por la otra refinería que corresponde a una suma de 130 MUSD para estudiar el caso más conservador.

2. Evaluación Económica.

2.1. Criterios de Evaluación de los Proyectos.

2.1.1. Tipo de Evaluación.

Se realiza una evaluación pura, es decir sin considerar como se financia el proyecto

2.1.2. Criterio Incremental.

El cálculo de los flujos de inversión y operacionales se hace bajo el criterio incremental o marginal. Estos se calculan como la diferencia entre el escenario con proyecto y el escenario sin proyecto.

2.1.3. Inversión.

En la inversión se consideran todos los montos a desembolsar en cada período sin IVA incluyendo además del activo fijo (equipos, construcciones, montaje, etc.), los estudios de ingeniería, recursos asignados al proyecto, gastos asociados a seguridad de personas e instalaciones, capacitación, seguros, cumplimiento de normas legales y ambientales, obtención de permisos, etc.

2.1.4. Capital de Trabajo Operacional.

Para la estimación del capital de trabajo se debe considerar la inversión necesaria en capital de trabajo asociada al proyecto, ya que éste es un monto inmovilizado requerido para la operación durante el ciclo de vida del proyecto. Sin embargo, como se requiere realizar una estimación preliminar en cada uno de los proyectos es que todos los costos, incluso los de mano de obra y

montaje se incluyen en el ítem de puesta en marcha del flujo de caja como una inversión no depreciable y no se consideran cambios en los años futuros.

2.1.5. Beneficios económicos.

Corresponden a aumento de producción, calculado a partir de las mejoras que cada uno de los proyectos aporta a la refinería. La proyección de los precios utilizados para calcular estos beneficios fue otorgada por ENAP.

2.1.6. Costos que considerar.

El ser un estudio preliminar y no contar con los cálculos de las ingenierías básicas y de detalle es que no se considera un cambio en los costos de operación en ninguna de las modificaciones. En otras palabras, se trabaja bajo el supuesto que estos cambios no provocaran una variación significativa en estos.

2.1.7. Impuestos.

El impuesto considerado para el proyecto corresponde al impuesto a la renta, que tiene una tasa del 27% de la utilidad en Chile.

2.1.8. Tasa de Descuento.

La tasa de descuento del proyecto que se utiliza para la evaluación económica corresponde a la tasa de descuento asignada a todos los proyectos de la empresa que corresponde a un 8% y que se fija según el riesgo del negocio y el riesgo del país donde se desarrolla.

2.1.9. Tipo de Cambio.

La tasa de cambio a utilizar es la establecida por el banco central según la fecha que corresponda a cada caso.

2.1.10. Periodo de Evaluación.

El periodo de evaluación corresponde a 15 años, que es la regla general de la empresa.

2.1.11. Depreciación y Valor Residual.

La Depreciación se realiza en un periodo de 10 años, como promedio de vida útil para todos los activos depreciables de los proyectos. Esta se calcula mediante el método lineal y se considera que los activos tienen un valor residual igual al 15% de su valor inicial.

2.2. *Flujos de Caja.*

2.2.1. Cálculos Generales.

2.2.1.1. Precios de Venta y Compra.

Para estimar los ingresos y egresos operacionales por el cambio de producción de cada uno de los proyectos recomendados en esta memoria se utilizará una estimación del margen de los productos gasolina y diésel, que corresponde al crack de cada uno de estos productos respecto al valor del petróleo crudo. Los valores de los precios de diésel, gasolina, kerosene y *fuel oil* que fueron utilizados corresponden a valores de venta proyectados por la empresa. Los valores del precio del crudo utilizados corresponden a un promedio ponderado de los precios proyectados

de los crudos que usualmente compra la empresa. Los valores utilizados se grafican en la Figura 60.

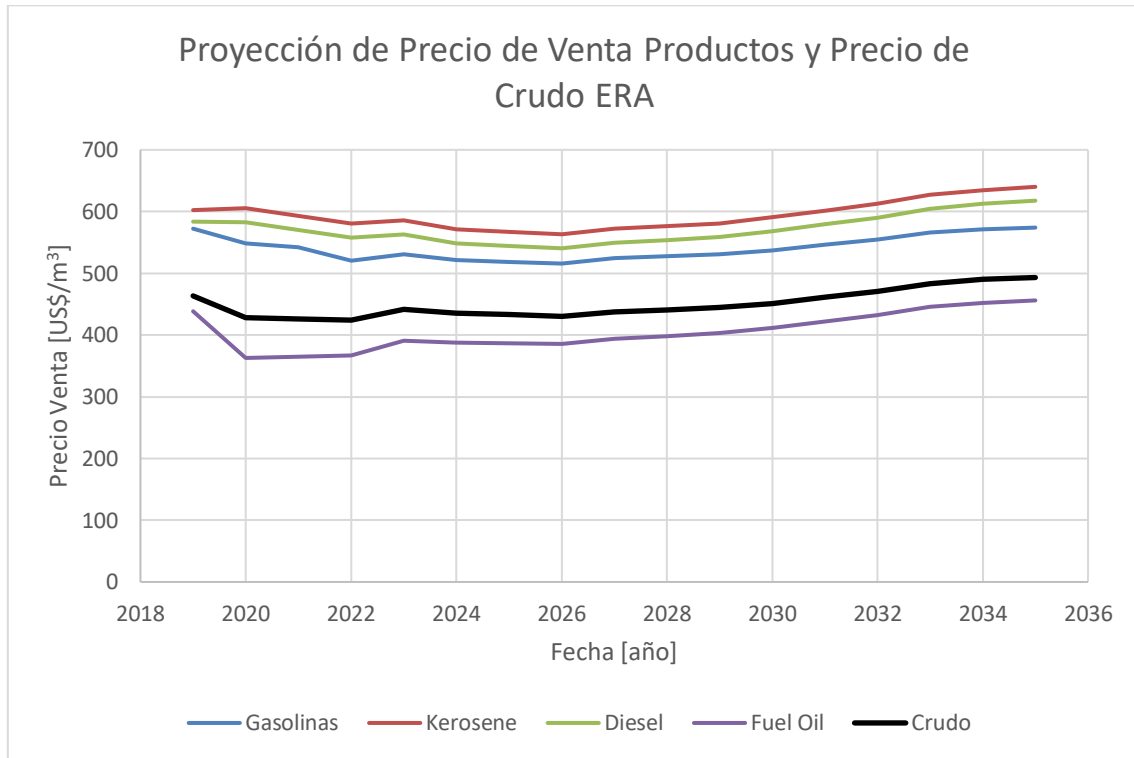


Figura 60 Proyección Precio Crudo y Precio Venta Productos ERA

Fuente: Elaboración Propia

Nota: Datos obtenidos de estudio realizado por la Gerencia de Inversiones y Estudios de ENAP

2.2.1.2. Variaciones en la producción.

Para la estimación de los cambios de producción de cada una de las modificaciones se utilizaron los balances de masa de cada una de ellas presentados en el Análisis Técnico. Para el caso de la modificación a la unidad de vacío se consideró tanto la nafta como la gasolina como partes del producto final gasolina, el COL se consideró como parte del producto final diésel, el COP y el decantado como parte del *fuel oil*. En el caso de cambio del catalizador en FCC y de la disminución de la severidad en la unidad, se utilizaron los porcentajes de variación de producción volumétrica obtenidos a través de las simulaciones. Además, se consideró una producción promedio de COL de 570 [m³/d], de Nafta de 80 [m³/d], de Gasolina de 2450 [m³/d], de COP de 220 [m³/d] y de decantado 360 [m³/d] en la planta. Finalmente, para el flujo de caja de la instalación de la unidad de SDA se utilizan los valores obtenidos en el escenario 1 analizado en la sección de análisis técnico.

2.2.1.3. Períodos de Cálculo.

Para el cálculo de las producciones anuales se realiza la suposición de que las plantas operan 8000 horas al año, teniendo en consideración que cada una de las plantas involucradas puede sufrir de detenciones de emergencia y que además existen periodos de tiempo en el que se encuentran en mantenimiento programada.

2.2.1.4. Ingresos y Egresos No Operacionales.

Los cálculos de los ingresos y egresos operacionales se encuentran detallados en el Anexo N°4 y se calculan como las variaciones de la producción anuales multiplicadas por el margen proyectado de cada producto. Por otro lado, en ninguno de los proyectos recomendados se consideraron cambios en los costos de operación, ya que para ello se debe realizar un análisis particular para cada unidad respecto al impacto que tendría una variación en la alimentación en el consumo de insumos químicos, materias primas, electricidad, vapor, combustible, agua de refrigeración, entre otros.

2.2.2. Flujo de Caja Modificación Unidad de Destilación al Vacío.

El flujo de caja para la modificación de la unidad de destilación al vacío se presenta en las Tablas 29, 30 y 31

Tabla 29 Flujo de Caja Modificación VDU Parte I

	0	1	2	3	4	5
(+) Ingresos Operacionales		11.922.067	11.150.235	10.320.328	9.434.353	8.759.086
(-) Egresos Operacionales		7.099.929	6.793.088	5.963.468	5.544.497	5.264.089
UTILIDAD OPERACIONAL	0	4.822.138	4.357.147	4.356.861	3.889.856	3.494.997
(+) Ingresos No Operacionales		0	0	0	0	0
(-) Ingresos No Operacionales		0	0	0	0	0
UTILIDAD NO OPERACIONAL	0	4.822.138	4.357.147	4.356.861	3.889.856	3.494.997
(+) Venta de Activos Fijos		0	0	0	0	0
(-) Valor Libro Activos Vendidos		0	0	0	0	0
(-) Interés de Crédito de LP		0	0	0	0	0
(-) Interés de Crédito de CP		0	0	0	0	0
(-) Pérdida del Ejercicio Anterior		0	0	0	0	0
(-) Depreciación		142.774	142.774	142.774	142.774	142.774
UAI	0	4.679.363	4.214.373	4.214.086	3.747.081	3.352.222
Tasa		0,27	0,27	0,27	0,27	0,27
(-) Impuestos		1.263.428	1.137.881	1.137.803	1.011.712	905.100
UDI	0	3.415.935	3.076.492	3.076.283	2.735.369	2.447.122
(+) Depreciación		142.774	142.774	142.774	142.774	142.774
(+) Valor Libro Activos Vendidos		0	0	0	0	0
(+) Pérdida del Ejercicio Anterior		0	0	0	0	0
(-) Puesta en Marcha	3.919.299	0	0	0	0	0
(-) Capital de Trabajo		0	0	0	0	0
(+) Recuperación Capital de Trabajo		0	0	0	0	0
(-) Inversión en Activos Depreciables	1.679.700	0	0	0	0	0
(-) Amortización Crédito de LP		0	0	0	0	0
(-) Amortización Crédito de CP		0	0	0	0	0
FLUJO DE CAJA	-5.598.999	3.558.710	3.219.267	3.219.057	2.878.144	2.589.897
(+) Financiamiento de Largo Plazo		0	0	0	0	0
(+) Financiamiento de Corto Plazo		0	0	0	0	0

FLUJO DE CAJA NETO	-5.598.999	3.558.710	3.219.267	3.219.057	2.878.144	2.589.897
---------------------------	-------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------

Fuente: Elaboración Propia

Tabla 30 Flujo de Caja Modificación VDU Parte 2

	6	7	8	9	10
(+) Ingresos Operacionales	8.599.678	8.519.523	8.703.635	8.732.490	8.823.690
(-) Egresos Operacionales	5.228.863	5.209.433	5.321.187	5.343.253	5.360.234
UTILIDAD OPERACIONAL	3.370.816	3.310.090	3.382.448	3.389.238	3.463.456
(+) Ingresos No Operacionales	0	0	0	0	0
(-) Ingresos No Operacionales	0	0	0	0	0
UTILIDAD NO OPERACIONAL	3.370.816	3.310.090	3.382.448	3.389.238	3.463.456
(+) Venta de Activos Fijos	0	0	0	0	0
(-) Valor Libro Activos Vendidos	0	0	0	0	0
(-) Interés de Crédito de LP	0	0	0	0	0
(-) Interés de Crédito de CP	0	0	0	0	0
(-) Pérdida del Ejercicio Anterior	0	0	0	0	0
(-) Depreciación	142.774	142.774	142.774	142.774	142.774
UAI	3.228.041	3.167.316	3.239.674	3.246.463	3.320.682
Tasa	0,27	0,27	0,27	0,27	0,27
(-) Impuestos	871.571	855.175	874.712	876.545	896.584
UDI	2.356.470	2.312.141	2.364.962	2.369.918	2.424.098
(+) Depreciación	142.774	142.774	142.774	142.774	142.774
(+) Valor Libro Activos Vendidos	0	0	0	0	0
(+) Pérdida del Ejercicio Anterior	0	0	0	0	0
(-) Puesta en Marcha	0	0	0	0	0
(-) Capital de Trabajo	0	0	0	0	0
(+) Recuperación Capital de Trabajo	0	0	0	0	0
(-) Inversión en Activos Depreciables	0	0	0	0	0
(-) Amortización Crédito de LP	0	0	0	0	0
(-) Amortización Crédito de CP	0	0	0	0	0
FLUJO DE CAJA	2.499.245	2.454.915	2.507.736	2.512.693	2.566.872
(+) Financiamiento de Largo Plazo	0	0	0	0	0
(+) Financiamiento de Corto Plazo	0	0	0	0	0
FLUJO DE CAJA NETO	2.499.245	2.454.915	2.507.736	2.512.693	2.566.872

Fuente: Elaboración Propia

Tabla 31 Flujo de Caja Modificación VDU Parte 3

	11	12	13	14	15
(+) Ingresos Operacionales	9.056.808	9.138.903	9.254.030	9.370.354	9.486.755
(-) Egresos Operacionales	5.403.505	5.392.278	5.390.351	5.389.465	5.387.987
UTILIDAD OPERACIONAL	3.653.303	3.746.625	3.863.679	3.980.889	4.098.768
(+) Ingresos No Operacionales	0	0	0	0	0
(-) Ingresos No Operacionales	0	0	0	0	0

UTILIDAD NO OPERACIONAL	3.653.303	3.746.625	3.863.679	3.980.889	4.098.768
(+) Venta de Activos Fijos	0	0	0	0	0
(-) Valor Libro Activos Vendidos	0	0	0	0	0
(-) Interés de Crédito de LP	0	0	0	0	0
(-) Interés de Crédito de CP	0	0	0	0	0
(-) Pérdida del Ejercicio Anterior	0	0	0	0	0
(-) Depreciación	0	0	0	0	0
UAI	3.653.303	3.746.625	3.863.679	3.980.889	4.098.768
Tasa	0,27	0,27	0,27	0,27	0,27
(-) Impuestos	986.392	1.011.589	1.043.193	1.074.840	1.106.667
UDI	2.666.911	2.735.036	2.820.486	2.906.049	2.992.101
(+) Depreciación	0	0	0	0	0
(+) Valor Libro Activos Vendidos	0	0	0	0	0
(+) Pérdida del Ejercicio Anterior	0	0	0	0	0
(-) Puesta en Marcha	0	0	0	0	0
(-) Capital de Trabajo	0	0	0	0	0
(+) Recuperación Capital de Trabajo	0	0	0	0	0
(-) Inversión en Activos Depreciables	0	0	0	0	0
(-) Amortización Crédito de LP	0	0	0	0	0
(-) Amortización Crédito de CP	0	0	0	0	0
FLUJO DE CAJA	2.666.911	2.735.036	2.820.486	2.906.049	2.992.101
(+) Financiamiento de Largo Plazo	0	0	0	0	0
(+) Financiamiento de Corto Plazo	0	0	0	0	0
FLUJO DE CAJA NETO	2.666.911	2.735.036	2.820.486	2.906.049	2.992.101

Fuente: Elaboración Propia

2.2.3. Flujo de Caja Cambio Catalizador FCC.

El flujo de caja para el cambio de catalizador en FCC se presenta en las Tablas 32, 33 y 34

Tabla 32 Flujo de Caja Cambio Catalizador FCC Parte I

	0	1	2	3	4	5
(+) Ingresos Operacionales		1.394.364	1.304.249	1.196.697	1.135.818	1.031.071
(-) Egresos Operacionales		2.969.817	2.868.458	2.390.365	2.218.999	2.125.202
UTILIDAD OPERACIONAL	0	-1.575.453	-1.564.209	-1.193.668	-1.083.180	-1.094.131
(+) Ingresos No Operacionales		0	0	0	0	0
(-) Ingresos No Operacionales		0	0	0	0	0
UTILIDAD NO OPERACIONAL	0	-1.575.453	-1.564.209	-1.193.668	-1.083.180	-1.094.131
(+) Venta de Activos Fijos		0	0	0	0	0
(-) Valor Libro Activos Vendidos		0	0	0	0	0
(-) Interés de Crédito de LP		0	0	0	0	0
(-) Interés de Crédito de CP		0	0	0	0	0
(-) Pérdida del Ejercicio Anterior		0	1.575.453	3.139.662	4.333.330	5.416.510
(-) Depreciación		0	0	0	0	0

UAI	0	-1.575.453	-3.139.662	-4.333.330	-5.416.510	-6.510.641
Tasa		0,27	0,27	0,27	0,27	0,27
(-) Impuestos		0	0	0	0	0
UDI	0	-1.575.453	-3.139.662	-4.333.330	-5.416.510	-6.510.641
(+) Depreciación		0	0	0	0	0
(+) Valor Libro Activos Vendidos		0	0	0	0	0
(+) Pérdida del Ejercicio Anterior		0	1.575.453	3.139.662	4.333.330	5.416.510
(-) Puesta en Marcha		0	0	0	0	0
(-) Capital de Trabajo	0	0	0	0	0	0
(+) Recuperación Capital de Trabajo	0	0	0	0	0	0
(-) Inversión en Activos Depreciables		0	0	0	0	0
(-) Amortización Crédito de LP		0	0	0	0	0
(-) Amortización Crédito de CP		0	0	0	0	0
FLUJO DE CAJA	0	-1.575.453	-1.564.209	-1.193.668	-1.083.180	-1.094.131
(+) Financiamiento de Largo Plazo		0	0	0	0	0
(+) Financiamiento de Corto Plazo		0	0	0	0	0
FLUJO DE CAJA NETO	0	-1.575.453	-1.564.209	-1.193.668	-1.083.180	-1.094.131

Fuente: Elaboración Propia

Tabla 33 Flujo de Caja Cambio Catalizador FCC Parte 2

	6	7	8	9	10
(+) Ingresos Operacionales	1.025.372	1.072.217	1.160.804	1.203.239	1.273.851
(-) Egresos Operacionales	2.123.054	2.113.052	2.155.913	2.161.773	2.150.464
UTILIDAD OPERACIONAL	-1.097.683	-1.040.835	-995.109	-958.534	-876.613
(+) Ingresos No Operacionales	0	0	0	0	0
(-) Ingresos No Operacionales	0	0	0	0	0
UTILIDAD NO OPERACIONAL	-1.097.683	-1.040.835	-995.109	-958.534	-876.613
(+) Venta de Activos Fijos	0	0	0	0	0
(-) Valor Libro Activos Vendidos	0	0	0	0	0
(-) Interés de Crédito de LP	0	0	0	0	0
(-) Interés de Crédito de CP	0	0	0	0	0
(-) Pérdida del Ejercicio Anterior	6.510.641	7.608.324	8.649.159	9.644.268	10.602.802
(-) Depreciación	0	0	0	0	0
UAI	-7.608.324	-8.649.159	-9.644.268	-10.602.802	-11.479.414
Tasa	0,27	0,27	0,27	0,27	0,27
(-) Impuestos	0	0	0	0	0
UDI	-7.608.324	-8.649.159	-9.644.268	-10.602.802	-11.479.414
(+) Depreciación	0	0	0	0	0
(+) Valor Libro Activos Vendidos	0	0	0	0	0
(+) Pérdida del Ejercicio Anterior	6.510.641	7.608.324	8.649.159	9.644.268	10.602.802
(-) Puesta en Marcha	0	0	0	0	0
(-) Capital de Trabajo	0	0	0	0	0
(+) Recuperación Capital de Trabajo	0	0	0	0	0

(-) Inversión en Activos Depreciables	0	0	0	0	0
(-) Amortización Crédito de LP	0	0	0	0	0
(-) Amortización Crédito de CP	0	0	0	0	0
FLUJO DE CAJA	-1.097.683	-1.040.835	-995.109	-958.534	-876.613
(+) Financiamiento de Largo Plazo	0	0	0	0	0
(+) Financiamiento de Corto Plazo	0	0	0	0	0
FLUJO DE CAJA NETO	-1.097.683	-1.040.835	-995.109	-958.534	-876.613

Fuente: Elaboración Propia

Tabla 34 Flujo de Caja Cambio Catalizador FCC Parte 3

	11	12	13	14	15
(+) Ingresos Operacionales	1.394.051	1.450.166	1.502.357	1.555.175	1.606.585
(-) Egresos Operacionales	2.130.538	2.102.157	2.076.449	2.051.404	2.025.800
UTILIDAD OPERACIONAL	-736.488	-651.991	-574.091	-496.229	-419.214
(+) Ingresos No Operacionales	0	0	0	0	0
(-) Ingresos No Operacionales	0	0	0	0	0
UTILIDAD NO OPERACIONAL	-736.488	-651.991	-574.091	-496.229	-419.214
(+) Venta de Activos Fijos	0	0	0	0	0
(-) Valor Libro Activos Vendidos	0	0	0	0	0
(-) Interés de Crédito de LP	0	0	0	0	0
(-) Interés de Crédito de CP	0	0	0	0	0
(-) Pérdida del Ejercicio Anterior	11.479.414	12.215.902	12.867.893	13.441.984	13.938.214
(-) Depreciación	0	0	0	0	0
UAI	-12.215.902	-12.867.893	-13.441.984	-13.938.214	-14.357.428
Tasa	0,27	0,27	0,27	0,27	0,27
(-) Impuestos	0	0	0	0	0
UDI	-12.215.902	-12.867.893	-13.441.984	-13.938.214	-14.357.428
(+) Depreciación	0	0	0	0	0
(+) Valor Libro Activos Vendidos	0	0	0	0	0
(+) Pérdida del Ejercicio Anterior	11.479.414	12.215.902	12.867.893	13.441.984	13.938.214
(-) Puesta en Marcha	0	0	0	0	0
(-) Capital de Trabajo	0	0	0	0	0
(+) Recuperación Capital de Trabajo	0	0	0	0	0
(-) Inversión en Activos Depreciables	0	0	0	0	0
(-) Amortización Crédito de LP	0	0	0	0	0
(-) Amortización Crédito de CP	0	0	0	0	0
FLUJO DE CAJA	-736.488	-651.991	-574.091	-496.229	-419.214
(+) Financiamiento de Largo Plazo	0	0	0	0	0
(+) Financiamiento de Corto Plazo	0	0	0	0	0
FLUJO DE CAJA NETO	-736.488	-651.991	-574.091	-496.229	-419.214

Fuente: Elaboración Propia

2.2.4. Flujo de Caja Disminución Severidad FCC.

El flujo de caja para la disminución de la severidad de FCC se presenta en las Tablas 35, 36 y 37.

Tabla 35 Flujo de Caja Disminución Severidad FCC Parte 1

	0	1	2	3	4	5
(+) Ingresos Operacionales		4.575.600	4.328.142	3.858.463	3.568.725	3.335.014
(-) Egresos Operacionales		0	0	0	0	0
UTILIDAD OPERACIONAL	0	4.575.600	4.328.142	3.858.463	3.568.725	3.335.014
(+) Ingresos No Operacionales		0	0	0	0	0
(-) Ingresos No Operacionales		0	0	0	0	0
UTILIDAD NO OPERACIONAL	0	4.575.600	4.328.142	3.858.463	3.568.725	3.335.014
(+) Venta de Activos Fijos		0	0	0	0	0
(-) Valor Libro Activos Vendidos		0	0	0	0	0
(-) Interés de Crédito de LP		0	0	0	0	0
(-) Interés de Crédito de CP		0	0	0	0	0
(-) Pérdida del Ejercicio Anterior		0	0	0	0	0
(-) Depreciación		0	0	0	0	0
UAI	0	4.575.600	4.328.142	3.858.463	3.568.725	3.335.014
Tasa		0,27	0,27	0,27	0,27	0,27
(-) Impuestos		1.235.412	1.168.598	1.041.785	963.556	900.454
UDI	0	3.340.188	3.159.544	2.816.678	2.605.169	2.434.560
(+) Depreciación		0	0	0	0	0
(+) Valor Libro Activos Vendidos		0	0	0	0	0
(+) Pérdida del Ejercicio Anterior		0	0	0	0	0
(-) Puesta en Marcha	0	0	0	0	0	0
(-) Capital de Trabajo	0	0	0	0	0	0
(+) Recuperación Capital de Trabajo		0	0	0	0	0
(-) Inversión en Activos Depreciables	0	0	0	0	0	0
(-) Amortización Crédito de LP		0	0	0	0	0
(-) Amortización Crédito de CP		0	0	0	0	0
FLUJO DE CAJA	0	3.340.188	3.159.544	2.816.678	2.605.169	2.434.560
(+) Financiamiento de Largo Plazo		0	0	0	0	0
(+) Financiamiento de Corto Plazo		0	0	0	0	0
FLUJO DE CAJA NETO	0	3.340.188	3.159.544	2.816.678	2.605.169	2.434.560

Fuente: Elaboración Propia

Tabla 36 Flujo de Caja Disminución Severidad FCC Parte 2

	6	7	8	9	10
(+) Ingresos Operacionales	3.301.179	3.307.157	3.413.668	3.445.851	3.496.120
(-) Egresos Operacionales	0	0	0	0	0
UTILIDAD OPERACIONAL	3.301.179	3.307.157	3.413.668	3.445.851	3.496.120
(+) Ingresos No Operacionales	0	0	0	0	0

(-) Ingresos No Operacionales	0	0	0	0	0
UTILIDAD NO OPERACIONAL	3.301.179	3.307.157	3.413.668	3.445.851	3.496.120
(+) Venta de Activos Fijos	0	0	0	0	0
(-) Valor Libro Activos Vendidos	0	0	0	0	0
(-) Interés de Crédito de LP	0	0	0	0	0
(-) Interés de Crédito de CP	0	0	0	0	0
(-) Pérdida del Ejercicio Anterior	0	0	0	0	0
(-) Depreciación	0	0	0	0	0
UAI	3.301.179	3.307.157	3.413.668	3.445.851	3.496.120
Tasa	0,27	0,27	0,27	0,27	0,27
(-) Impuestos	891.318	892.932	921.690	930.380	943.952
UDI	2.409.860	2.414.225	2.491.978	2.515.471	2.552.167
(+) Depreciación	0	0	0	0	0
(+) Valor Libro Activos Vendidos	0	0	0	0	0
(+) Pérdida del Ejercicio Anterior	0	0	0	0	0
(-) Puesta en Marcha	0	0	0	0	0
(-) Capital de Trabajo	0	0	0	0	0
(+) Recuperación Capital de Trabajo	0	0	0	0	0
(-) Inversión en Activos Depreciables	0	0	0	0	0
(-) Amortización Crédito de LP	0	0	0	0	0
(-) Amortización Crédito de CP	0	0	0	0	0
FLUJO DE CAJA	2.409.860	2.414.225	2.491.978	2.515.471	2.552.167
(+) Financiamiento de Largo Plazo	0	0	0	0	0
(+) Financiamiento de Corto Plazo	0	0	0	0	0
FLUJO DE CAJA NETO	2.409.860	2.414.225	2.491.978	2.515.471	2.552.167

Fuente: Elaboración Propia

Tabla 37 Flujo de Caja Disminución Severidad FCC Parte 3

	11	12	13	14	15
(+) Ingresos Operacionales	3.595.738	3.627.081	3.663.776	3.701.399	3.737.949
(-) Egresos Operacionales	0	0	0	0	0
UTILIDAD OPERACIONAL	3.595.738	3.627.081	3.663.776	3.701.399	3.737.949
(+) Ingresos No Operacionales	0	0	0	0	0
(-) Ingresos No Operacionales	0	0	0	0	0
UTILIDAD NO OPERACIONAL	3.595.738	3.627.081	3.663.776	3.701.399	3.737.949
(+) Venta de Activos Fijos	0	0	0	0	0
(-) Valor Libro Activos Vendidos	0	0	0	0	0
(-) Interés de Crédito de LP	0	0	0	0	0
(-) Interés de Crédito de CP	0	0	0	0	0
(-) Pérdida del Ejercicio Anterior	0	0	0	0	0
(-) Depreciación	0	0	0	0	0
UAI	3.595.738	3.627.081	3.663.776	3.701.399	3.737.949
Tasa	0,27	0,27	0,27	0,27	0,27

(-) Impuestos	970.849	979.312	989.220	999.378	1.009.246
UDI	2.624.889	2.647.769	2.674.557	2.702.021	2.728.703
(+) Depreciación	0	0	0	0	0
(+) Valor Libro Activos Vendidos	0	0	0	0	0
(+) Pérdida del Ejercicio Anterior	0	0	0	0	0
(-) Puesta en Marcha	0	0	0	0	0
(-) Capital de Trabajo	0	0	0	0	0
(+) Recuperación Capital de Trabajo	0	0	0	0	0
(-) Inversión en Activos Depreciables	0	0	0	0	0
(-) Amortización Crédito de LP	0	0	0	0	0
(-) Amortización Crédito de CP	0	0	0	0	0
FLUJO DE CAJA	2.624.889	2.647.769	2.674.557	2.702.021	2.728.703
(+) Financiamiento de Largo Plazo	0	0	0	0	0
(+) Financiamiento de Corto Plazo	0	0	0	0	0
FLUJO DE CAJA NETO	2.624.889	2.647.769	2.674.557	2.702.021	2.728.703

Fuente: Elaboración Propia

2.2.5. Flujo de Caja Instalación SDA.

El flujo de caja para la instalación de la unidad de desasfaltado con solventes se presenta en las Tablas 38, 39 y 40.

Tabla 38 Flujo de Caja Instalación SDA Parte 1

	0	1	2	3	4	5
(+) Ingresos Operacionales		13.796.602	12.947.085	11.859.167	10.845.502	10.107.147
(-) Egresos Operacionales		0	0	0	0	0
UTILIDAD OPERACIONAL	0	13.796.602	12.947.085	11.859.167	10.845.502	10.107.147
(+) Ingresos No Operacionales		0	0	0	0	0
(-) Ingresos No Operacionales		0	0	0	0	0
UTILIDAD NO OPERACIONAL	0	13.796.602	12.947.085	11.859.167	10.845.502	10.107.147
(+) Venta de Activos Fijos		0	0	0	0	0
(-) Valor Libro Activos Vendidos		0	0	0	0	0
(-) Interés de Crédito de LP		0	0	0	0	0
(-) Interés de Crédito de CP		0	0	0	0	0
(-) Pérdida del Ejercicio Anterior		0	0	0	0	0
(-) Depreciación		3.900.000	3.900.000	3.900.000	3.900.000	3.900.000
UAI	0	9.896.602	9.047.085	7.959.167	6.945.502	6.207.147
Tasa	0	0,27	0,27	0,27	0,27	0,27
(-) Impuestos	0	2.672.083	2.442.713	2.148.975	1.875.286	1.675.930
UDI	0	7.224.520	6.604.372	5.810.192	5.070.217	4.531.218
(+) Depreciación		3.900.000	3.900.000	3.900.000	3.900.000	3.900.000
(+) Valor Libro Activos Vendidos		0	0	0	0	0
(+) Pérdida del Ejercicio Anterior		0	0	0	0	0
(-) Puesta en Marcha	91.000.000	0	0	0	0	0

(-) Capital de Trabajo	0	0	0	0	0	0
(+) Recuperación Capital de Trabajo	0	0	0	0	0	0
(-) Inversión en Activos Depreciables	39.000.000	0	0	0	0	0
(-) Amortización Crédito de LP		0	0	0	0	0
(-) Amortización Crédito de CP		0	0	0	0	0
FLUJO DE CAJA	130.000.000	11.124.520	10.504.372	9.710.192	8.970.217	8.431.218
(+) Financiamiento de Largo Plazo		0	0	0	0	0
(+) Financiamiento de Corto Plazo		0	0	0	0	0
FLUJO DE CAJA NETO	130.000.000	11.124.520	10.504.372	9.710.192	8.970.217	8.431.218

Fuente: Elaboración Propia

Tabla 39 Flujo de Caja Instalación SDA Parte 2

	6	7	8	9	10
(+) Ingresos Operacionales	9.937.071	9.833.178	10.025.798	10.047.486	10.119.680
(-) Egresos Operacionales	0	0	0	0	0
UTILIDAD OPERACIONAL	9.937.071	9.833.178	10.025.798	10.047.486	10.119.680
(+) Ingresos No Operacionales	0	0	0	0	0
(-) Ingresos No Operacionales	0	0	0	0	0
UTILIDAD NO OPERACIONAL	9.937.071	9.833.178	10.025.798	10.047.486	10.119.680
(+) Venta de Activos Fijos	0	0	0	0	0
(-) Valor Libro Activos Vendidos	0	0	0	0	0
(-) Interés de Crédito de LP	0	0	0	0	0
(-) Interés de Crédito de CP	0	0	0	0	0
(-) Pérdida del Ejercicio Anterior	0	0	0	0	0
(-) Depreciación	3.900.000	3.900.000	3.900.000	3.900.000	3.900.000
UAI	6.037.071	5.933.178	6.125.798	6.147.486	6.219.680
Tasa	0,27	0,27	0,27	0,27	0,27
(-) Impuestos	1.630.009	1.601.958	1.653.966	1.659.821	1.679.314
UDI	4.407.062	4.331.220	4.471.833	4.487.665	4.540.366
(+) Depreciación	3.900.000	3.900.000	3.900.000	3.900.000	3.900.000
(+) Valor Libro Activos Vendidos	0	0	0	0	0
(+) Pérdida del Ejercicio Anterior	0	0	0	0	0
(-) Puesta en Marcha	0	0	0	0	0
(-) Capital de Trabajo	0	0	0	0	0
(+) Recuperación Capital de Trabajo	0	0	0	0	0
(-) Inversión en Activos Depreciables	0	0	0	0	0
(-) Amortización Crédito de LP	0	0	0	0	0
(-) Amortización Crédito de CP	0	0	0	0	0
FLUJO DE CAJA	8.307.062	8.231.220	8.371.833	8.387.665	8.440.366
(+) Financiamiento de Largo Plazo	0	0	0	0	0
(+) Financiamiento de Corto Plazo	0	0	0	0	0

FLUJO DE CAJA NETO	8.307.062	8.231.220	8.371.833	8.387.665	8.440.366
---------------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------

Fuente: Elaboración Propia

Tabla 40 Flujo de Caja Instalación SDA Parte 3

	11	12	13	14	15
(+) Ingresos Operacionales	10.325.616	10.383.959	10.480.063	10.577.590	10.675.329
(-) Egresos Operacionales	0	0	0	0	0
UTILIDAD OPERACIONAL	10.325.616	10.383.959	10.480.063	10.577.590	10.675.329
(+) Ingresos No Operacionales	0	0	0	0	0
(-) Ingresos No Operacionales	0	0	0	0	0
UTILIDAD NO OPERACIONAL	10.325.616	10.383.959	10.480.063	10.577.590	10.675.329
(+) Venta de Activos Fijos	0	0	0	0	0
(-) Valor Libro Activos Vendidos	0	0	0	0	0
(-) Interés de Crédito de LP	0	0	0	0	0
(-) Interés de Crédito de CP	0	0	0	0	0
(-) Pérdida del Ejercicio Anterior	0	0	0	0	0
(-) Depreciación	0	0	0	0	0
UAI	10.325.616	10.383.959	10.480.063	10.577.590	10.675.329
Tasa	0,27	0,27	0,27	0,27	0,27
(-) Impuestos	2.787.916	2.803.669	2.829.617	2.855.949	2.882.339
UDI	7.537.700	7.580.290	7.650.446	7.721.640	7.792.990
(+) Depreciación	0	0	0	0	0
(+) Valor Libro Activos Vendidos	0	0	0	0	0
(+) Pérdida del Ejercicio Anterior	0	0	0	0	0
(-) Puesta en Marcha	0	0	0	0	0
(-) Capital de Trabajo	0	0	0	0	0
(+) Recuperación Capital de Trabajo	0	0	0	0	0
(-) Inversión en Activos Depreciables	0	0	0	0	0
(-) Amortización Crédito de LP	0	0	0	0	0
(-) Amortización Crédito de CP	0	0	0	0	0
FLUJO DE CAJA	7.537.700	7.580.290	7.650.446	7.721.640	7.792.990
(+) Financiamiento de Largo Plazo	0	0	0	0	0
(+) Financiamiento de Corto Plazo	0	0	0	0	0
FLUJO DE CAJA NETO	7.537.700	7.580.290	7.650.446	7.721.640	7.792.990

Fuente: Elaboración Propia

2.3.Evaluación de los Criterios Económicos.

Los criterios económicos a utilizar para evaluar los resultados de los flujos de caja de cada uno de los proyectos corresponden al Valor Actual Neto o VAN, a la Tasa Interna de Retorno o TIR, a la razón entre el VAN y la Inversión y al *Payback* o periodo de recuperación de la inversión.

2.3.1. Modificación Unidad de Vacío.

Para una tasa de descuento de 8% el proyecto tiene un VAN de US\$ 17.497.629, una tasa interna de retorno igual al 57% y una recuperación de la inversión en 2 años. Además, la razón entre el VAN y la Inversión corresponde a 3,13 US\$ de ingreso por 1 US\$ de inversión. Por lo tanto, el proyecto es rentable en el escenario utilizado para el cálculo del flujo de caja.

2.3.2. Cambio Catalizador FCC.

Para una tasa de descuento de 8% el proyecto tiene un VAN de US\$ -8.423.509. El proyecto no tiene asociada una inversión inicial, por lo cual no puede ser evaluado con los otros indicadores. El proyecto tiene un VAN negativo, porque aumenta la producción de fuel oil que tiene un margen negativo y disminuye los ingresos. Sin embargo, este aumento de *fuel oil* se debe a un aumento de producción de decantado y COP, que son corrientes que pueden ser recirculadas al reactor para efectos energéticos, donde aumentará su conversión a productos valiosos y además pueden ser utilizadas en otras unidades como por ejemplo como alimentación al *coker*. Lo anterior debe ser evaluado a mayor profundidad.

2.3.3. Disminución Severidad FCC.

Para una tasa de descuento del 8% el proyecto tiene un VAN de US\$ 21.540.998. Como no tiene asociada una inversión inicial, el proyecto no puede ser evaluado con los otros indicadores. El VAN del proyecto se debe a que con una disminución en la severidad se aumenta considerablemente la producción de diésel, esto se contrarresta con el efecto del aumento de producción de decantado que es considerado como parte del *fuel oil* y si bien disminuye la producción de gasolina, en un comienzo esta aumenta, provocando un aumento neto de su producción, lo que causa que aumenten aún más los ingresos del proyecto.

2.3.4. Instalación unidad SDA.

Si se mantiene la alimentación del *Coker* en la unidad de SDA, para una tasa de descuento del 8%, el VAN del proyecto corresponde a US\$ -49.857.475 una TIR de -0.13% y una razón VAN respecto a inversión de US\$-0.38 de ingreso por US\$ 1 de inversión.

2.4. Análisis de Sensibilidad y Resultados.

Asociado a los flujos de caja de cada uno de los proyectos se incorpora un análisis de sensibilidad de las variables más críticas de cada proyecto. En el caso de *revamping* de la unidad de vacío se considera el margen del diésel y de la gasolina como las variables más críticas. En el caso de las modificaciones operacionales a FCC se consideran como valores críticos los márgenes de diésel y gasolina. Finalmente, la instalación de una planta de SDA, tiene como variables críticas el margen de diésel y gasolina, además de la inversión y el flujo de alimentación a la planta.

Los precios de diésel y gasolina se variarán positivamente en un 50% y negativamente en un 50% en diferencias de 10%, además se incorporará un escenario en el cual el margen de la gasolina sea igual a 0 y un escenario con los márgenes de refinación proyectados por la EIA.

2.4.1. Modificación Unidad de Destilación al Vacío.

Para el caso de la modificación de la unidad de destilación al vacío, se realizó un análisis de sensibilidad respecto a la variación del margen del diésel y al margen de la gasolina. La variación de los indicadores económicos VAN y TIR se puede observar en las Figuras 61 y 62

A partir de la información de las figuras se puede observar que a una disminución de un 31.4% en el margen del diésel el proyecto se vuelve no rentable con un VAN igual a cero y a un aumento de un 97% en el margen de la gasolina el proyecto toma un valor de VAN igual a cero.

Además, se realizó un análisis de dos escenarios distintos a los utilizados en el flujo de caja original, de los cuales uno corresponde al escenario de la EIA, que realiza una proyección hasta el 2050 de los márgenes de refinación de distintos productos del petróleo en Estados Unidos y el otro corresponde a un escenario donde el margen de la gasolina se hace igual a cero. Los resultados se presentan en la Figura 63, donde se observa que en los tres escenarios el proyecto tiene un VAN positivo, siendo el escenario proyectado por la ENAP el más desfavorable.

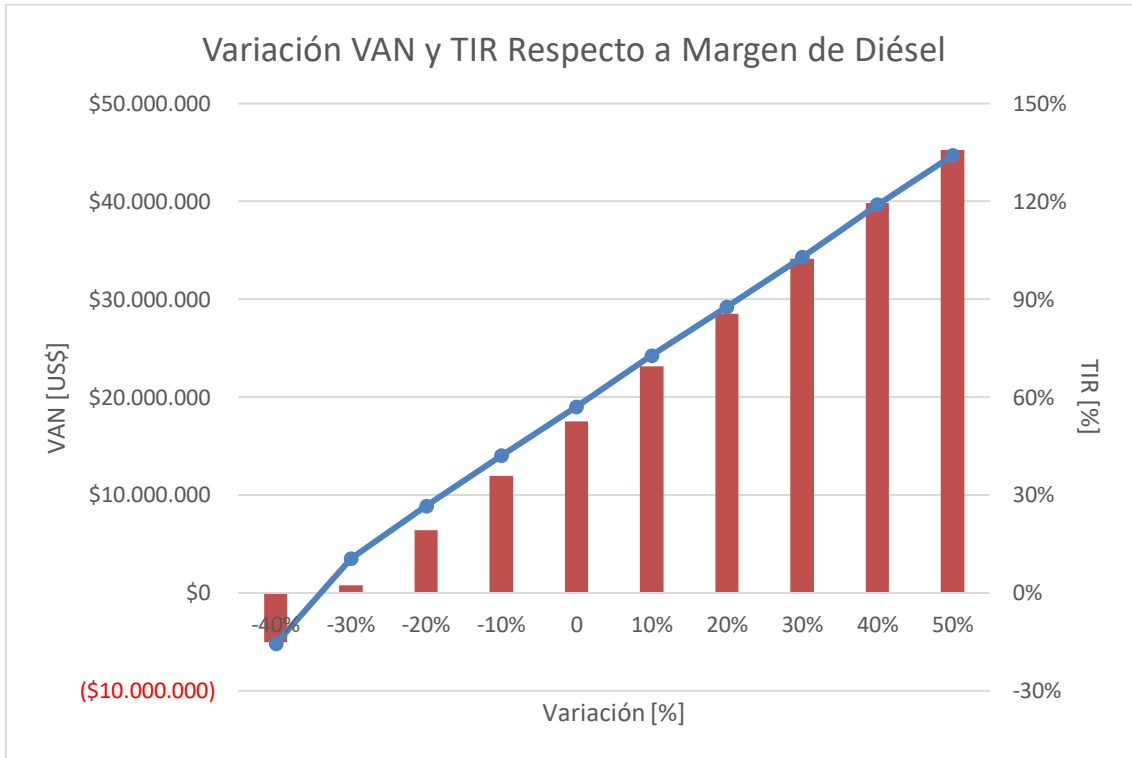


Figura 61 Variación VAN y TIR respecto al Margen del Diésel Flujo de Caja 1
Fuente: Elaboración Propia

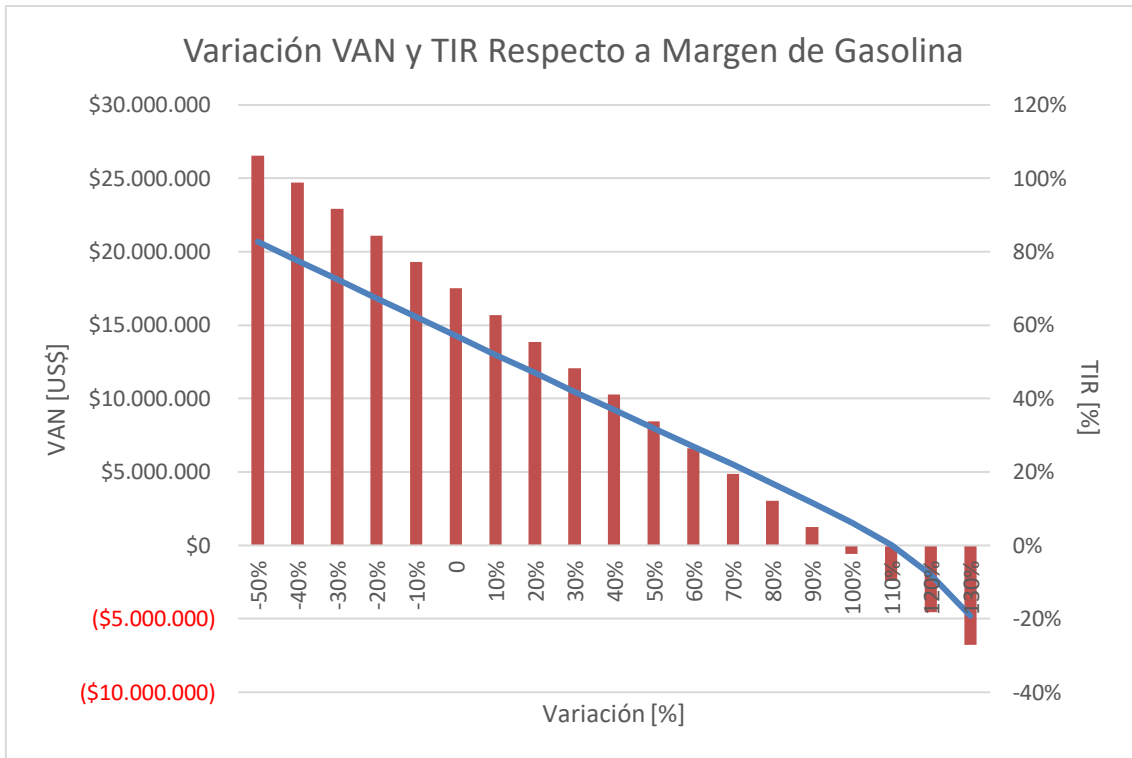


Figura 62 Variación VAN y TIR respecto al Margen de la Gasolina Flujo de Caja 1
Fuente: Elaboración Propia

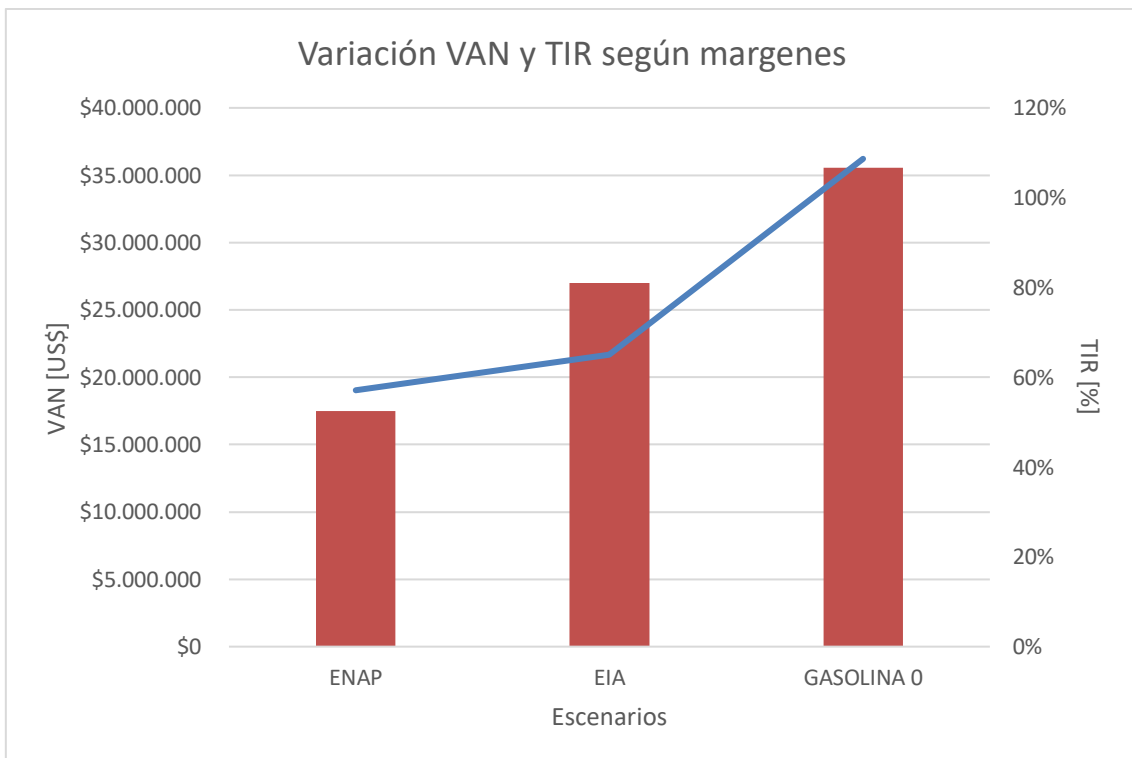


Figura 63 Variación VAN y TIR en distintos escenarios Flujo de Caja 1
Fuente: Elaboración Propia

2.4.2. Cambio de Catalizador en Unidad FCC.

Para el caso del cambio de catalizador en la Unidad de Craqueo Catalítico, se realizó un análisis de sensibilidad respecto a la variación del margen del diésel y al margen de la gasolina. La

variación del indicador económico VAN se puede observar en las Figuras 64 y 65. A partir de la información de las figuras se puede observar que con un aumento en el margen del diésel de un 36,8% el proyecto se vuelve rentable con un VAN igual a cero y con una disminución del margen de la gasolina en un 54% el proyecto toma un valor de VAN igual a cero y se comienza a volver rentable.

Además, se realizó un análisis de dos escenarios distintos a los utilizados en el flujo de caja original, de los cuales uno corresponde al escenario de la EIA, que realiza una proyección hasta el 2050 de los márgenes de refinación de distintos productos del petróleo en Estados Unidos y el otro corresponde a un escenario donde el margen de la gasolina se hace igual a cero. Los resultados se presentan en la Figura 66, donde se observa que en los escenarios de la EIA y ENAP el proyecto tiene un VAN negativo mientras que en el escenario donde la gasolina tiene un margen igual a 0, este se vuelve positivo.

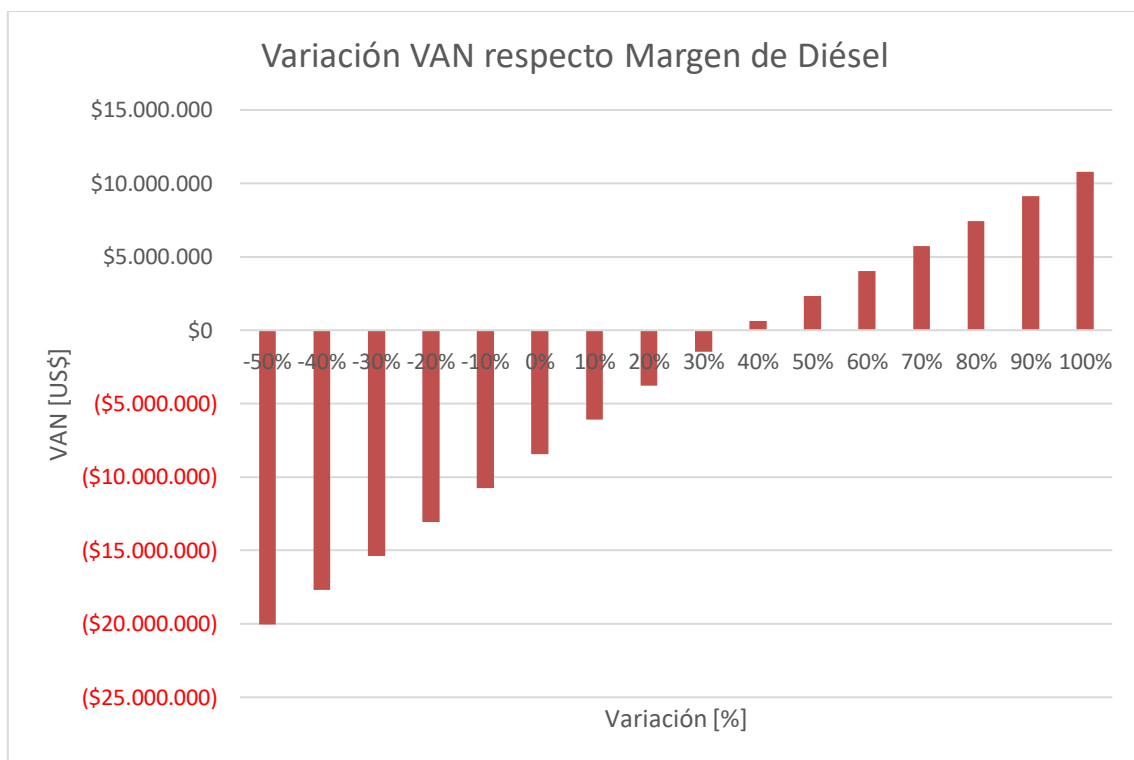


Figura 64 Variación VAN respecto al Margen del Diésel Flujo de Caja 2
Fuente: Elaboración Propia

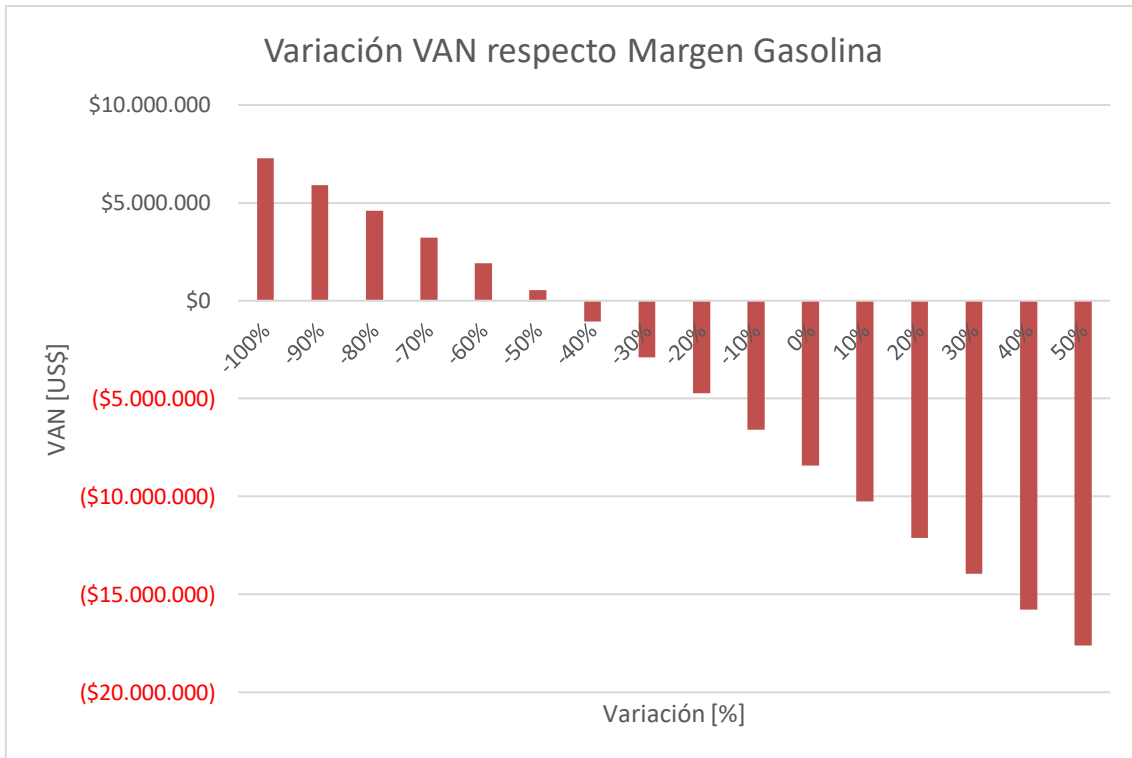


Figura 65 Variación VAN respecto al Margen de la Gasolina Flujo de Caja 2
Fuente: Elaboración Propia

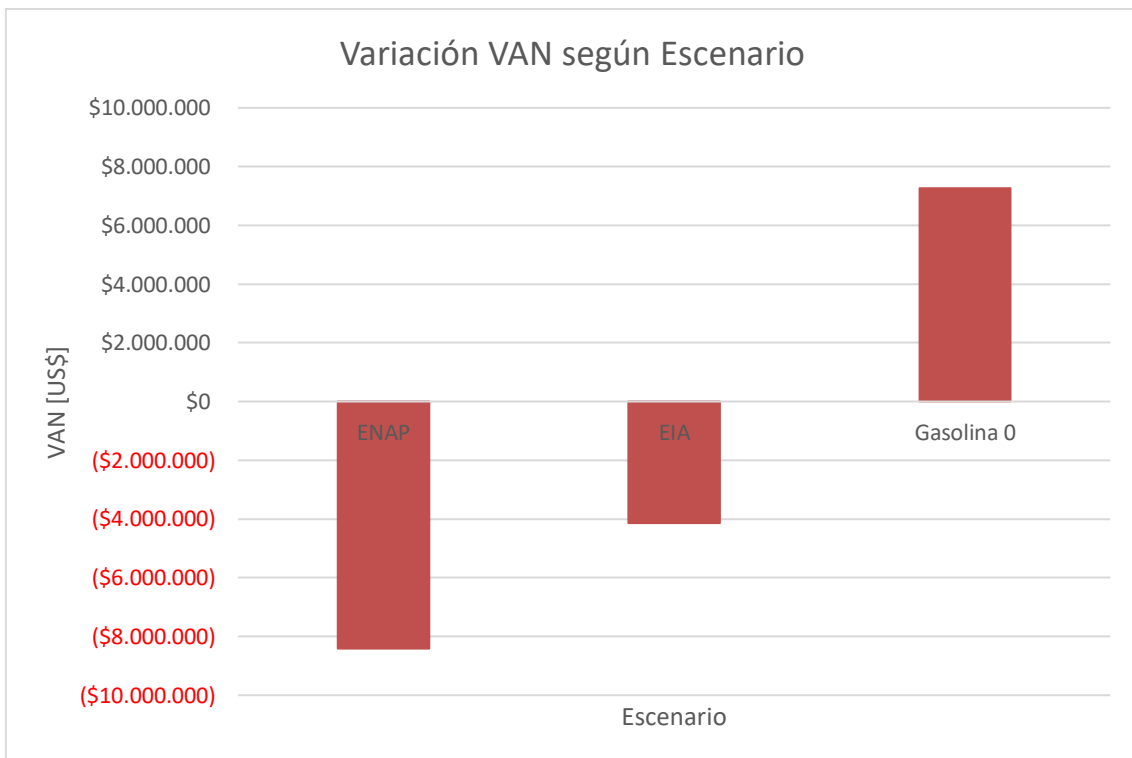


Figura 66 Variación VAN en distintos escenarios Flujo de Caja 2
Fuente: Elaboración Propia

2.4.3. Disminución de la Severidad en la Unidad FCC.

En este proyecto, sólo el margen de diésel es una variable crítica al momento de analizar la rentabilidad, ya que la variación de la producción de gasolina es pequeña comparada con la

variación del diésel alcanzando solo 40 [m³/d] mientras que el diésel alcanza los 82 [m³/d]. Los resultados de la variación del margen del diésel se muestran en la Figura 68. Se puede observar que, al disminuir el margen de diésel a cero, el proyecto sigue siendo rentable, ya que de acuerdo a los resultados de la simulación una disminución de la severidad genera un aumento neto en la producción de gasolina, a pesar de que solo en un comienzo aumenta y luego comienza a disminuir su rendimiento. Esto también significa que, al estudiar otros dos escenarios, que se muestran en la Figura 69, donde se utilizan los márgenes proyectados por la EIA y donde se asume un margen de gasolina igual a 0, el proyecto sigue siendo rentable, ya que un cambio en la severidad genera un aumento en la producción de ambos productos.

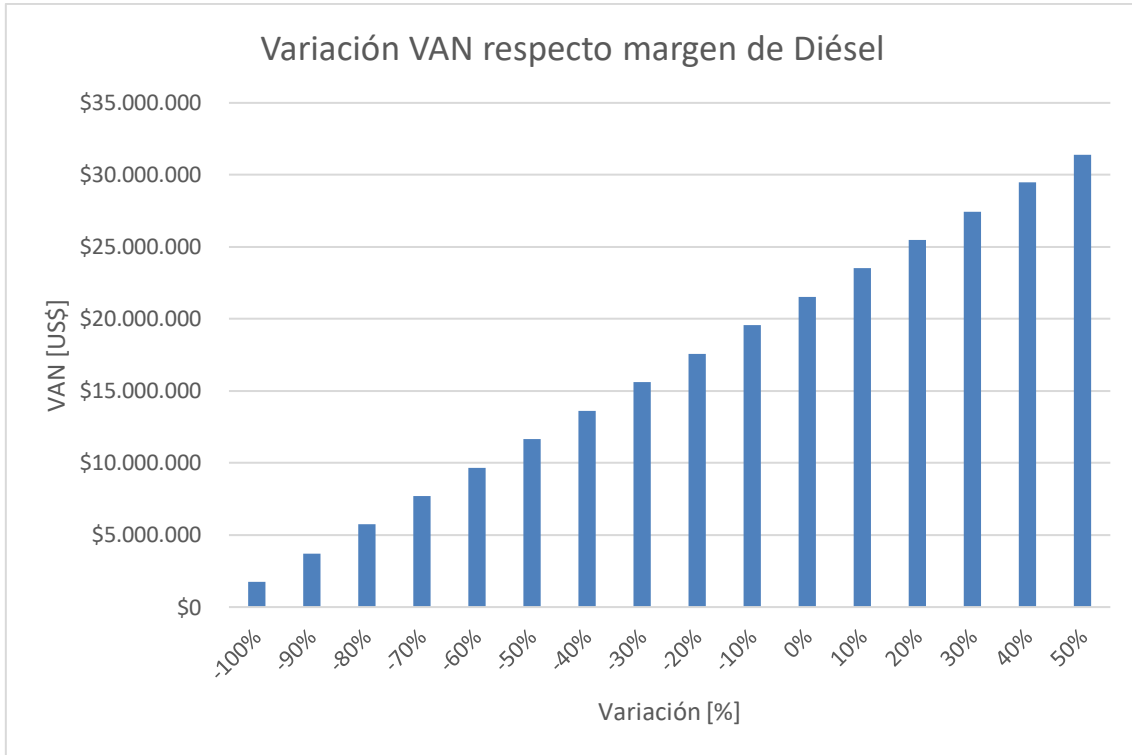
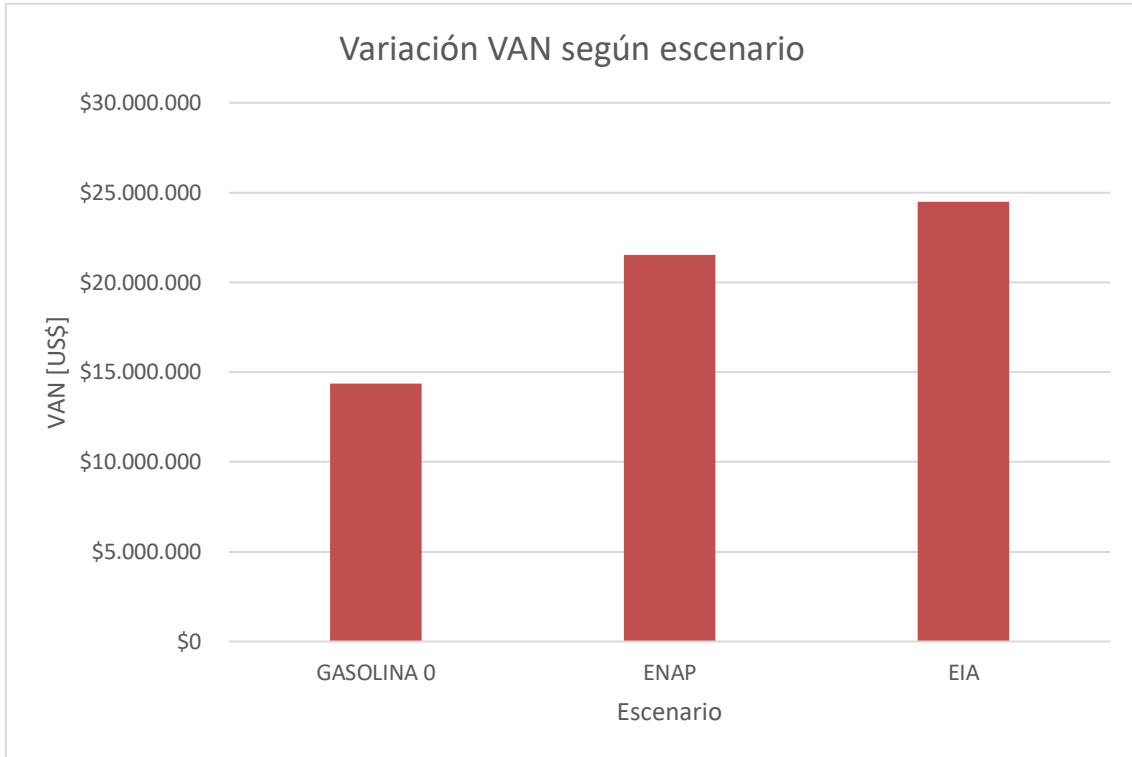


Figura 67 Variación VAN respecto al Margen de Diésel Flujo de Caja 3
Fuente: Elaboración Propia



*Figura 68 Variación VAN en distintos escenarios Flujo de Caja 3
Fuente: Elaboración Propia*

2.4.4. Instalación de una unidad SDA.

En el caso de la instalación de la unidad SDA las variables que más afectan a los indicadores del proyecto corresponden al margen del diésel, a la inversión inicial y a la alimentación de la unidad. Los resultados del análisis de sensibilidad de cada una de estas variables se encuentran en las Figuras 70, 71, 72. En la Figura 70 se puede notar que si el margen de diésel aumentara en un 91% el VAN del proyecto sería igual a 0, por lo tanto, por sobre esos valores el proyecto se volvería rentable. En la Figura 71 se puede ver que con una disminución de la inversión en un 41% el proyecto alcanzaría un VAN igual a 0 y con una menor inversión sería rentable. Finalmente, en la Figura 72 se puede observar que con un aumento del 78% en la alimentación del complejo SDA+DCU respecto a la alimentación actual del Coker, se obtiene un proyecto con un VAN igual a 0 y a mayor alimentación, mayor el indicador. Además, se analizó el comportamiento de los indicadores económicos en distintos escenarios y los resultados se presentan en la Figura 73, siendo el más complejo el escenario donde la gasolina alcanza un margen igual a 0 y el menos complejo el escenario EIA.

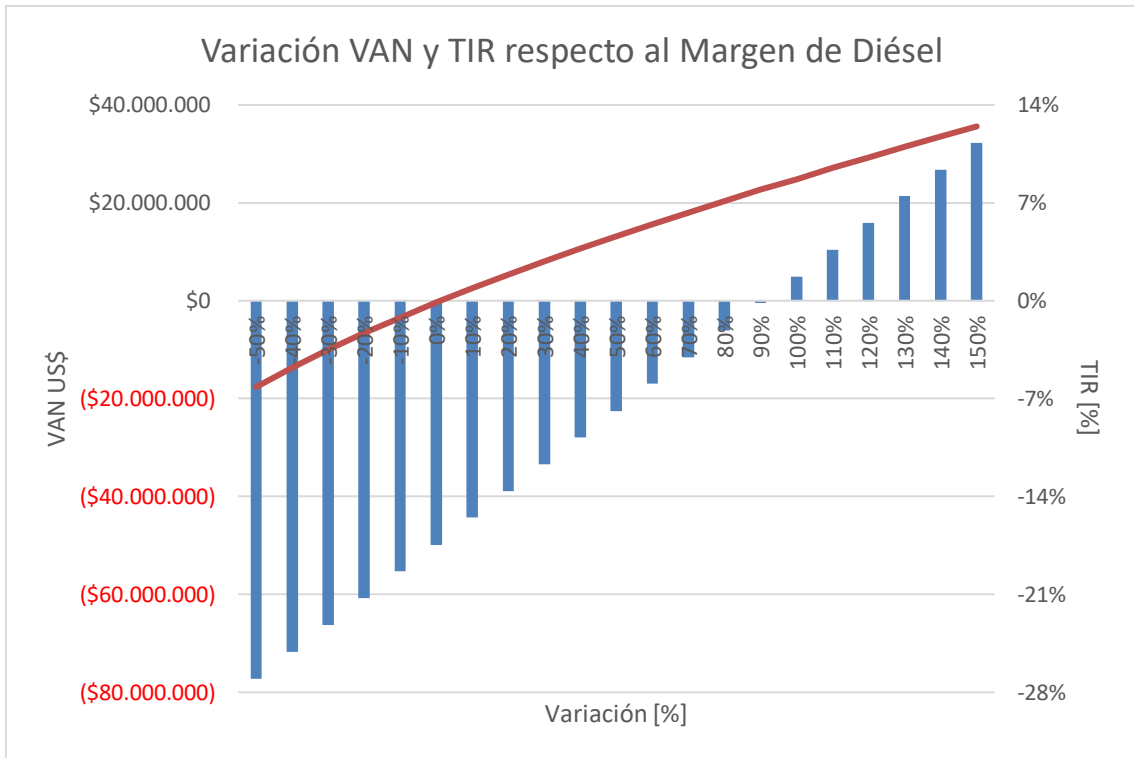


Figura 69 Variación VAN y TIR respecto al Margen de Diésel Flujo de Caja 4
Fuente: Elaboración Propia

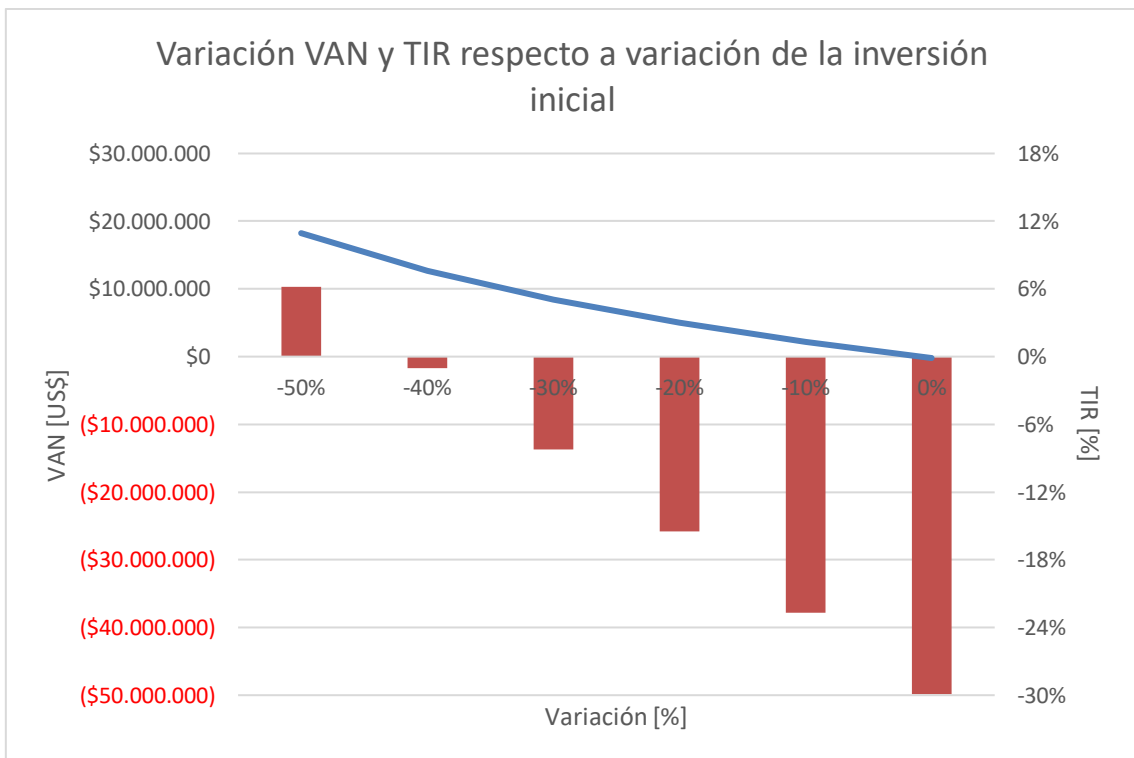


Figura 70 Variación VAN y TIR respecto a Inversión Inicial Flujo de Caja 4
Fuente: Elaboración Propia

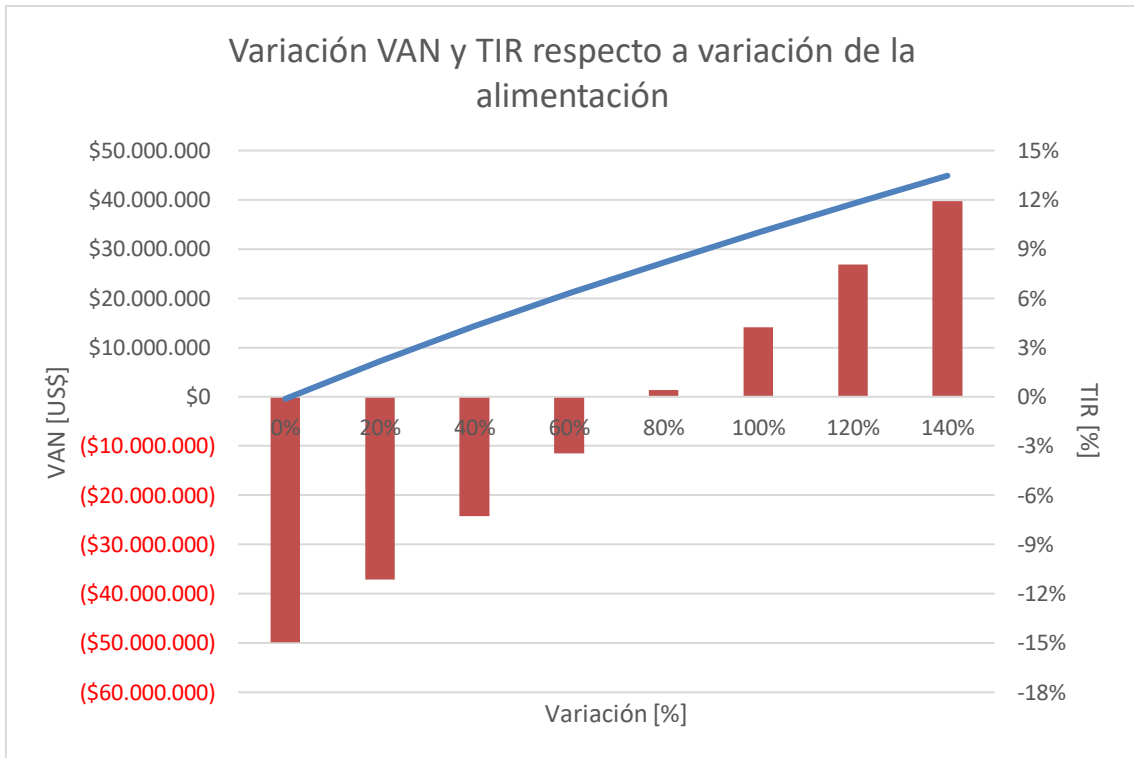


Figura 71 Variación VAN y TIR respecto a Alimentación Flujo de Caja 4
 Fuente: Elaboración Propia

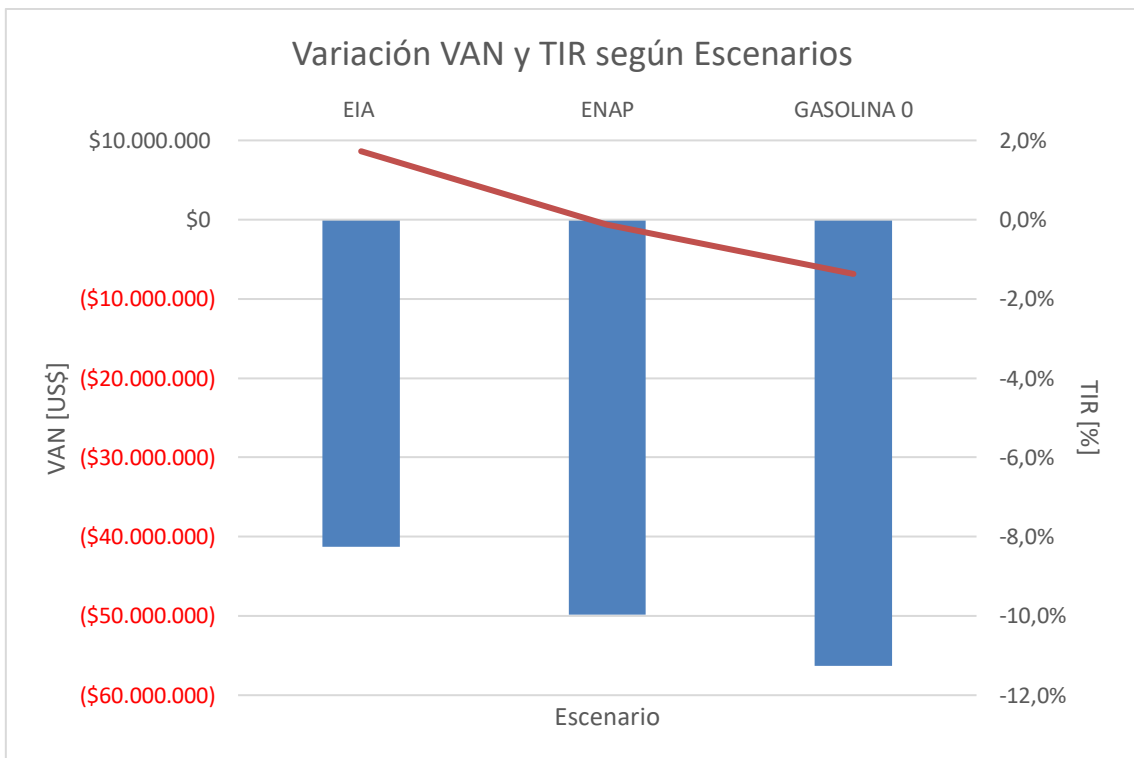


Figura 72 Variación VAN y TIR en distintos escenarios
 Fuente: Elaboración Propia

XIII. Recomendaciones

En primer lugar, respecto al análisis comercial de escenarios futuros en la refinería, se recomienda actualizar constantemente las proyecciones de consumo y margen de destilación de cada uno de los productos. Estudiando de manera detallada el comportamiento de los principales factores involucrados en cada uno de los combustibles derivados del petróleo, como lo son la electro-movilidad, el cambio en la matriz energética nacional, la tasa de dieselización, el crecimiento demográfico del país, el crecimiento económico del país, la evolución de las normativas ambientales, entre otros, para decidir sobre la operación de la refinería en el futuro.

En segundo lugar, se recomienda profundizar en las recomendaciones que resultaron con indicadores económicos positivos como lo es el caso de la incorporación de una extracción de diésel en el tope de la columna de vacío y el caso de la disminución de la severidad de operación de la unidad de craqueo catalítico. Se sugiere evaluar en ingenierías posteriores la implementación de una extracción de diésel en el tope de la columna de vacío. Además, corroborar en terreno las variaciones asociadas a los cambios operacionales de la unidad de craqueo catalítico para contrastar con los resultados obtenidos a partir de las simulaciones. También se recomienda convertir las modificaciones operacionales asociadas a la disminución de la severidad en estándares operativos para aumentar la flexibilidad de la refinería en caso de que se corroboraran los efectos que estas tienen.

En tercer lugar, se recomienda ahondar en los cambios de los costos operacionales de cada una de las modificaciones propuestas y su impacto en la evaluación económica. Además, corroborar el impacto en el balance de masa aguas abajo que tiene cada una de las modificaciones. Finalmente se recomienda también agregar a este estudio las restricciones ambientales de las plantas de la refinería y como esto afecta a las modificaciones.

Para finalizar se recomienda fuertemente aumentar la flexibilidad de la refinería en cuanto a producción, para así poder afrontar los cambios en el mercado futuro del crudo y sus derivados y poder mantener la rentabilidad del negocio de la refinería. Chile es un país altamente dependiente de las importaciones de crudo y sus derivados y por ende los precios de compra de estos afectan directamente al margen de refinación. Para disminuir el impacto que podría causar una crisis en el mercado del petróleo en el futuro, debido principalmente a las regulaciones ambientales que restringen el uso de combustibles fósiles, es que se recomienda a la refinería tener en cuenta las recomendaciones hechas en esta memoria como base para cualquier modificación requerida en los próximos años.

XIV. Conclusión

Para concluir entonces, se tiene que, frente a un alza en el consumo de los combustibles líquidos, como, por ejemplo, petróleo diésel, gasolinas y kerosenes en los próximos 10 años, y en un escenario donde la producción de gasolina genera una menor ganancia frente a la producción de diésel debido a su inestabilidad de precios, se debe aumentar la flexibilidad de la Refinería Aconcagua, para que el negocio no se vea afectado frente a los cambios del mercado.

Esta flexibilidad puede traducirse en un aumento en el control de razón de producción entre el diésel y la gasolina o en un aumento en la variabilidad de crudos que pueden ser tratados en la refinería. En este caso particular se estudiaron modificaciones comercialmente probadas que pueden ser aplicadas a la refinería para que aumente su producción de diésel y con esto aumente la flexibilidad de su producción.

Debido a lo anterior entonces, es que se recomiendan cuatro modificaciones principales que permitirán a la refinería maximizar su producción de diésel. La primera consiste en alimentar *gas oil* de la columna atmosférica a la columna de vacío e incorporar en esta última una extracción de diésel en el tope, de manera de recuperar una mayor cantidad posible de este producto antes de que sea enviado a las unidades de conversión donde será convertido en productos menos valiosos. Esta modificación tiene una inversión asociada de US\$5.599.000. Con su implementación se logrará aumentar la recuperación de diésel en la unidad de vacío en 307 [m³/d], significando esto una disminución en la alimentación aguas abajo y por ende una disminución de producción de diésel, gasolina, kerosene y *fuel oil* en 75 [m³/d], 100 [m³/d], 60 [m³/d] y 21 [m³/d] respectivamente en las unidades de hidrocrackeo suave y crackeo catalítico. Este proyecto tiene un VAN de US\$17.497.629 y una TIR de 57%.

La segunda y tercera modificación son operacionales, es decir no tienen asociada una inversión inicial pero eventualmente si podrían significar un aumento en el costo de operaciones, sin embargo, esto no fue considerado en el análisis y debe ser profundizado en ingenierías posteriores. A partir de datos de simulaciones se obtuvo que el primer proyecto aumenta la producción de diésel el aproximadamente 70,7 [m³/d] mientras que disminuye la producción de gasolina en 74,2 [m³/d] y aumenta la producción de *fuel oil* en 104 [m³/d]. Esto da como resultado un VAN negativo de US\$-8.423.509. Este resultado negativo puede ser revertido aumentando el margen de diésel en un 36,8% o disminuyendo el margen de gasolina en un 54%. El tercer proyecto según las simulaciones aumenta tanto la producción de diésel en 82,4 [m³/d] como la producción de gasolina en 63,2 [m³/d] y *fuel oil* en 57,3 [m³/d]. Esto resulta en un VAN de US\$21.540.998. Esto se debe a que la gasolina en un comienzo, al disminuir la temperatura del *riser* aumenta su producción y luego comienza a disminuir, sin embargo, el efecto del incremento prevalece por sobre la disminución. Además, al aumento de producción de diésel y *fuel oil*. Se recomienda que este comportamiento simulado sea corroborado operacionalmente antes de proseguir con los cálculos de esta recomendación en un futuro.

Finalmente, el último proyecto, que consiste en la instalación de la unidad SDA tiene una inversión asociada igual a US\$130.000.000 y provoca un aumento en la producción de diésel de 228 [m³/d] un aumento de la producción de gasolina en 36 [m³/d] y una disminución de la producción de *fuel oil* y coque en 29 [m³/d] y 144 ton/d respectivamente. Este proyecto tiene asociado un VAN igual a US\$-49.857.475 y una TIR de -0.13%, es decir, no es rentable. Esto se debe a que la recuperación que este proyecto tiene asociada no es suficiente para cubrir los gastos invertidos inicialmente y esto eventualmente podría ser revertido al contar con una

alimentación mayor en 78% a la actual para la unidad SDA o al disminuir en un 41% la inversión.

Por lo tanto, como conclusión final es que, si la refinería en respuesta a cambios futuros en el mercado nacional debe incrementar su producción de diésel, profundice en el estudio de la primera recomendación y la tercera recomendación para su implementación en el proceso. Por otro lado, como la modificación operacional de la planta de craqueo catalítico se puede implementar de manera rápida mientras que la modificación de vacío implica una inversión mayor, se recomienda que esta se comience a estudiar en el corto plazo.

XV. Bibliografía

- ADN Radio. (4 de Junio de 2019). Presidente Piñera anunció el cierre de ocho centrales termoeléctricas de carbón. Santiago, Santiago, Chile. Obtenido de <https://www.adnradio.cl/noticias/nacional/presidente-pinera-anuncio-el-cierre-de-ocho-centrales-termoelectricas-de-carbon/20190604/nota/3910964.aspx>
- Andonov, G., Petrov, S., & Stratiev, D. (Enero de 2006). *Meeting Euro IV fuel specifications*. Obtenido de sitio web de Digital Refining: www.digitalrefining.com/article/1000152
- Arora, A., & Mukherjee, U. (Julio de 2011). *Refinery Configurations for maximising middle distillates*. Obtenido de sitio web de Digital Refining: www.digitalrefining.com/article/1000386
- Asociación Iberoamericana de Gas Licuado de Petróleo. (Marzo de 2017). *Asociación Chilena de Gas Licuado A.G.* Obtenido de Informes Uso del Gas Licuado en Actividades Residenciales: <http://glpchile.cl/documentos/informes>
- Asociación Iberoamericana de Gas Licuado de Petróleo. (Marzo de 2017). *Asociación Chilena de Gas Licuado A.G.* Obtenido de Informes Uso del Gas Licuado en Actividades Comerciales: <http://glpchile.cl/documentos/informes>
- Barletta, T. (Octubre de 2005). *Diesel and VGO recovery*. Obtenido de sitio web de Digital Refining: https://www.digitalrefining.com/article/1000135,Diesel_and_VGO_recovery.html#.XcB2KTNKi70
- Christensen, P., Hearn, A., & Yeung, T. (Noviembre de 2017). *The future for hydrocracking: part 1*. Obtenido de sitio web de Digital Refining: www.digitalrefining.com/article/1001430
- Christensen, P., Hearn, A., & Yeung, T. (Febrero de 2018). *The future for hydrocracking: part 2*. Obtenido de Sitio web de Digital Refining: www.digitalrefining.com/article/1001465
- CNN Business. (14 de Septiembre de 2019). Los ataques con drones destruyen la mitad de la capacidad petrolera de Arabia Saudita, 5 millones de barriles por día. Arabia Saudita.
- COCHILCO. (Marzo de 2018). *Informe de actualización del consumo energético de la minería del cobre al 2017*. Obtenido de sitio web de Cochilco: <https://www.cochilco.cl/Mercado%20de%20Metales/Informe%20de%20Consumo%20de%20Energ%C3%ADa%202017%20final.pdf>
- Comisión Nacional de Energía. (2009). *Demanda Energética Nacional de Largo Plazo*. Obtenido de sitio web de la Comisión Nacional de Energía: <https://www.cne.cl/wp-content/uploads/2015/07/resumen2.pdf>
- Comisión Nacional de Energía. (2019). *Tarifificación de Hidrocarburos*. Obtenido de Fondo de Estabilización de Precios del Petróleo: <https://www.cne.cl/tarifificacion/hidrocarburos/fondo-de-estabilizacion-de-precios-del-petroleo-fepp/2019-2/>

- Comisión Nacional de Energía. (2019). *Tarifificación de Hidrocarburos*. Obtenido de Mecanismo De Estabilización De Precios De Los Combustibles: <https://www.cne.cl/tarifificacion/hidrocarburos/mecanismo-de-estabilizacion-de-precios-de-los-combustibles-mepco/>
- Comisión Nacional de Energía. (2019). *Tarifificación de Hidrocarburos*. Obtenido de Tarifificación de Hidrocarburos: <https://www.cne.cl/tarifificacion/hidrocarburos/>
- Cusher, N. A. (2004). UOP PENEX Process. En R. A. Meyers, *Handbook of Petroleum Refining Processes* (págs. 9.15-9.27). Des Plaines: McGraw-Holl.
- Departamento Producción, División Coker ERA. (2011). *Manual de Operaciones Planta de Coker*. Concón.
- Detrick, K. A., Himes, J. F., Meister, J. M., & Nowak, F.-M. (2004). UOP HF Alkylation Technology. En R. A. Meyers, *Handbook of Petroleum Refining Processes* (págs. 1.33-1.55). Des Plaines: McGraw-Hill.
- El Mostrador, Agenda País. (18 de Septiembre de 2019). Informe de mercado y expectativas de precios de los combustibles en Chile. *El Mostrador*. Obtenido de <https://www.elmostrador.cl/agenda-pais/2019/09/18/informe-de-mercado-y-expectativas-de-precios-de-los-combustibles-en-chile-11/>
- Elia, M. F., Iglesias, E., Martinez, A., & Pérez Pascual, M. A. (1991). Effect of operation conditions on the behaviour of ZSM-5 addition to a RE-USY FCC catalyst. *Applied Catalysts*, 195-216.
- ENAP. (2019). *Inversionistas y Mercado*. Obtenido de Política Comercial: https://www.enap.cl/pag/65/1293/politica_comercial
- ENAP Refinerías Aconcagua y Honeywell. (Marzo de 2017). *Instructivo para Operación Control Multivariable Columna Atmosférica E-130*. Concón.
- ENAP S.A. (12 de Mayo de 2019). *ENAP Refinerías*. Obtenido de sitio web ENAP S.A.: https://www.enap.cl/pag/92/1332/enap_refinerias
- ENAP S.A. (25 de Febrero de 2019). *Memorias 2018*. Obtenido de sitio web ENAP S.A.: <https://www.enap.cl/pag/695/886/memorias2018>
- Energy Information Administration. (2 de Junio de 2011). *An introduction to crack spreads*. Obtenido de sitio web de Energy Information Administration: <https://www.eia.gov/todayinenergy/detail.php?id=1630>
- Esmax. (7 de Agosto de 2019). *Fuel Oil Grado 6*. Obtenido de sitio web de Esmax: <https://www.esmax.cl/esmax-combustibles/fuel-oil-grado-6/>
- Exxon Mobil. (25 de Septiembre de 2019). *Resid Conversion (FLEXICOKING)*. Obtenido de sitio web de Exxon Mobile: <https://www.exxonmobilchemical.com/en/catalysts-and-technology-licensing/resid-conversion>
- Frecon, J., Le-Bars, D., & Rault, J. (2019). *Flexible upgrading of heavy feedstocks*. Obtenido de Sitio web de Digital Refining: www.digitalrefining.com/article/1002259

- Generadoras de Chile. (28 de Julio de 2019). *Generación Eléctrica en Chile: Mercado Eléctrico*. Obtenido de sitio web de Generadoras de Chile: <http://generadoras.cl/generacion-electrica-en-chile>
- Gillis, D. B., & Van Tine, F. M. (2004). UOP/FW Solvent Deasphalting Process. En R. A. Meyer, *Handbook of Petroleum Refining Processes* (págs. 10.37-10.39). Houston: McGraw-Hill.
- Golden , S. W. (Enero de 2009). *Maximising diesel recovery from crude*. Obtenido de sitio web de Digital Refining: <https://www.digitalrefining.com/article/1000118#.XcBzHzNKi70>
- Goldhammer, B., Weber, C., Christensen, P., Yeung, S., Garret, T., & Yeung, T. (Octubre de 2011). *Future of opportunity crudes processing*. Obtenido de sitio web de Digital Refining: www.digitalrefining.com/article/1000384
- Grace. (Mayo de 2019). *Catalagram 123*. Obtenido de Sitio web de Grace: <https://grace.com/catalysts-and-fuels/en-us/Documents/FCC%20Catalysts/Catalagram%20%5B2019%20and%20beyond%5D/Catalagram%20123.pdf>
- GTC Technology US,LLC. (Mayo de 2015). *Refining/petrochemical integration - FCC gasoline to petrochemicals*. Obtenido de sitio web de DigitalRefining: www.digitalrefining.com/article/1001081
- Honeywell UOP. (Agosto de 2019). *Residue Upgrading*. Obtenido de sitio web de Honeywell UOP: <https://www.uop.com/processing-solutions/refining/residue-upgrading/#residue-solutions>
- Hunt, D., Hu, R., Ma, H., Langan, L., & Cheng, W.-C. (Abril de 2009). *Recycle Strategies and MIDAS-300 for Maximizing FCC Light Cycle Oil*. Obtenido de Sitio web de Grace: <https://grace.com/catalysts-and-fuels/en-us/Documents/105-Recycle%20Strategies%20and%20Midas-300%20for%20Maximizing%20FCC%20Light%20Cycle%20Oil.pdf>
- Indura. (2004). *Manual de Operaciones Planta de Tratamiento de Riles con Fenol*. Concón.
- Ingeniería de Plantas ERA. (s.f.). *Manual de Seguridad Planta de Aguas Ácidas*. Concón.
- Ingeniería de Plantas ERA. (s.f.). *Manual de Seguridad Planta Cracking Catalítico*. Concón.
- Ingeniería de Plantas ERA. (s.f.). *Manual de Seguridad Planta de Ácido Sulfúrico*. Concón.
- Ingeniería de Plantas ERA. (s.f.). *Manual de Seguridad Planta de Destilación Atmosférica y Vacío I*. Concón.
- Ingeniería de Plantas ERA. (s.f.). *Manual de Seguridad Planta de Destilación Atmosférica y Vacío II*. Concón.
- Ingeniería de Plantas ERA. (s.f.). *Manual de Seguridad Planta de Hidrocracking*. Concón.
- Ingeniería de Plantas ERA. (s.f.). *Manual de Seguridad Planta de Hidrotratamiento de Gasolina*. Concón.

- Ingeniería de Plantas ERA. (s.f.). *Manual de Seguridad Planta de Reformación Catalítica*. Concón.
- Ingeniería de Plantas ERA. (s.f.). *Manual de Seguridad Planta Fraccionadora de Gasolinas*. Concón.
- Ingeniería de Plantas ERA. (s.f.). *Manual de Seguridad Planta MDEA*. Concón.
- Ingeniería de Plantas ERA. (s.f.). *Manual de Seguridad Planta Merox I, II, III y IV*. Concón.
- Ingeniería de Plantas ERA. (s.f.). *Manual de Seguridad Planta Tratamiento 1, 2 y 3*. Concón.
- Insights Global. (Febrero de 2019). *Insights-Global*. Recuperado el 30 de Septiembre de 2019, de Oil prices: interrelations & spread trading: <https://www.insights-global.com/wp-content/uploads/2019/02/Oil-prices-interrelations-and-spread-trading-rev2-GT.pdf>
- Instituto Nacional de Estadísticas. (29 de Mayo de 2018). *Instituto Nacional de Estadísticas, Transporte y Comunicaciones*. Obtenido de Parque de Vehículos en Circulación: <https://www.ine.cl/estadisticas/economicas/transporte-y-comunicaciones>
- International Energy Agency. (Enero de 2018). *IEA Global Engagement, Chile*. Obtenido de Energy Policies Beyond IEA Countries, Chile 2018: <https://www.iea.org/publications/freepublications/publication/EnergyPoliciesBeyondIEACountriesChile2018Review.pdf>
- International Energy Agency. (11 de Marzo de 2019). *Oil Market Report Glossary*. Obtenido de sitio web International Energy Agency: <https://www.iea.org/oilmarketreport/about/>
- Jacobs Engineering. (2003). *Process Documents Sulphur Recovery Unit at RPC Refinery*. The Netherlands.
- Junta de Aeronáutica Civil, Ministerio de Transportes y Telecomunicaciones. (Enero de 2018). *Estadísticas Históricas*. Obtenido de Tráfico aéreo total por país y tráfico por correo: <http://www.jac.gob.cl/estadisticas/estadisticas-historicas/>
- KBR. (5 de Marzo de 2013). *SUPERFLEX, Convert light olefinic feeds to propylene*. Obtenido de Sitio web de Digital Refining: <https://www.digitalrefining.com/data/literature/file/1618768792.pdf>
- Knottenbelt, C., & Ntshabele, J. (1 de Enero de 2005). *PetroSA's Conversion of Olefins to Distillate (COD) Research Program*. Obtenido de sitio web de OnePetro: <https://www.onepetro.org/conference-paper/WPC-18-0893>
- Kokayeff, P. (2004). UOP Uniiofinning Technology. En R. A. Meyers, *Handbook of Petroleum Refining Processes* (págs. 8.31-8.41). Des Plaines: McGraw-Hill.
- Kraus, M., Fu, Q., Kiser, N., & Thornton, O. (2010). *Resid FCC catalyst technology for maximum distillates yield*. Obtenido de sitio web Digital Refining: https://www.digitalrefining.com/literature/1000136,New_resid_FCC_catalyst_technology_for_maximum_distillates_yield_.html#.XaYgMFVKiUk

- Kraus, M., Fu, Q., Kiser, N., & Thornton, O. (Julio de 2010). *Resid FCC catalyst technology for maximum distillates yield*. Obtenido de Sitio web de Digital Refining: www.digitalrefining.com/article/1000502
- Lambert, N., Ogasawara, I., Abba, I., Redhwi, H., & Santner, C. (Q1 de 2014). *HS-FCC for propylene: concept to commercial operation*. Obtenido de sitio web de Digital Refining: www.digitalrefininf.com/article/1000895
- (s.f.). *Manual de Seguridad Planta de Hidrodesulfurización de Diésel*. Concón.
- McCulloch, B., Luebke, C., & Meister, J. (2004). Selective Hydrogenation Processes. En R. A. Meyers, *Handbook of Petroleum Refining Processes* (págs. 8.25-8-28). Des Plaines: McGraw-Hill.
- Ministerio de Hacienda. (03 de Abril de 1986). *Biblioteca del Congreso Nacional de Chile*. Obtenido de Ley 18502: <http://bcn.cl/1vsxb>
- Negin, K. M., & Van Tine, F. M. (2004). FW/UOP Visbreaking Process. En R. A. Meyer, *Handbook of Petroleum Refining Processes* (págs. 12.91-12.92). Clinton, New Jersey, USA: McGraw-Hill.
- Niccum, P. K. (8 de Mayo de 2013). *Diésel Creation in the FCC Centered Refinery*. Obtenido de sitio web de Refining Community: <https://refiningcommunity.com/wp-content/uploads/2017/07/Diesel-Creation-in-the-FCC-Centered-Refinery-Niccum-KBR-FCCU-Galveston-2013.pdf>
- Niccum, P. K., & Gbordzoe, E. A. (3 de Noviembre de 2009). *Estados Unidos Patente n° US 7,611,622 B2*.
- Nilca, V., Ionut Tudose, A., Crudu, T., Simic, L., & Sargenti, M. (Agosto de 2018). *Maximising propylene and isobutylene from FCC*. Obtenido de sitio web de Digital Refining: www.digitalrefining.com/article/1001516
- OPEC. (Septiembre de 2018). *World Oil Outlook*. Obtenido de sitio web de OPEC: https://www.opec.org/opec_web/static_files_project/media/downloads/publications/WO_O_2018.pdf
- Organizacion Marítima Internacional. (30 de Junio de 2019). *Azufre 2020: reduciendo las emisiones de óxidos de azufre*. Obtenido de sitio web de la Organización Marítima Internacional: <http://www.imo.org/es/MediaCentre/HotTopics/Paginas/Sulphur-2020.aspx>
- Organización Marítima Internacional. (15 de Mayo de 2019). *Zonas especiales en virtud del Convenio MARPOL*. Obtenido de sitio web OMI: <http://www.imo.org/es/OurWork/Environment/SpecialAreasUnderMARPOL/Paginas/Default.aspx>
- PennState College of Earth and Mineral Sciences. (2019). *Fluid and Flexi-Coking*. Obtenido de sitio web de PennState : <https://www.e-education.psu.edu/fsc432/content/fluid-and-flexi-coking>

- Pillai, R., & Niccum, P. K. (2011). *FCC Catalyst Coolers Open Window to Increased Propylene (KBR Paper Number: 2263)*. Obtenido de sitio web de Semantic Scholar: [https://www.semanticscholar.org/paper/FCC-Catalyst-Coolers-Open-Window-to-Increased-\(KBR-Pillai-Niccum/e484c89d197373112a15d52e66ecf5d946b1a0a7](https://www.semanticscholar.org/paper/FCC-Catalyst-Coolers-Open-Window-to-Increased-(KBR-Pillai-Niccum/e484c89d197373112a15d52e66ecf5d946b1a0a7)
- Rault, J., Dupraz, C., & Montecot, F. (April de 2004). *Alternative routes to paraxylene production*. Obtenido de sitio web de Digital Refining: www.digitalrefining.com/article/1000279
- Rawlence, D. J., & Gosling, K. (1988). FCC Catalyst Performance Evaluation. *Applied Catalysis*, 43(2), 213-237. doi:[https://doi.org/10.1016/S0166-9834\(00\)82729-3](https://doi.org/10.1016/S0166-9834(00)82729-3)
- Refinerlink. (7 de Agosto de 2018). *FCC Catalyst Selection Considerations*. Obtenido de sitio web de RefinerLink: http://www.refinerlink.com/blog/FCC_Catalyst_Selection_Considerations
- Schwalje, D., Wisdom, L., & Craig, M. (Noviembre de 2016). *Revamp cat feed hydrotreaters for flexible yields*. Obtenido de sitio web de Digital Refining: www.digitalrefining.com/article/1001304
- Sonami. (Abril de 2019). *Gestión de Cambio Climático en la Minería del Cobre de Chile*. Obtenido de sitio web de Sonami: https://www.sonami.cl/v2/wp-content/uploads/2019/04/6-Cambio-Climatico_MINERIA_CESCO_12_04_19.pdf
- Speight, J. (2010). Catalytic Cracking. En J. Speight, *The Refinery of the Future* (págs. 194-197). El Sevier. doi:<https://doi.org/10.1016/C2009-0-20064-X>
- Stamateris, B. (Julio de 2013). *Towards a zero gasoline production refinery: part 1*. Obtenido de sitio web de Digital Refining: www.digitalrefining.com/article/1000775
- Stamateris, B., & Gillis, D. (Octubre de 2013). *Towards a zero gasoline production refinery: part 2*. Obtenido de Sitio web de Digital Refininf: www.digitalrefining.com/article/1000863
- Superintendencia de Electricidad y Combustibles. (Febrero de 2019). *Venta mensual Combustibles Líquidos y Gas Licuado de Petróleo*. Obtenido de Estadísticas de Ventas de GLP - Enero - Diciembre 2018: http://www.sec.cl/portal/page?_pageid=33,6263695&_dad=portal&_schema=PORTAL
- Territorio y Medio Ambiente S.A. (2015). *Informe de Estudio HAZOP Unidad de Regeneración de Aminas*. Barcelona.
- Territorio y Medio Ambiente S.A. (2015). *Reporte de Estudio Hazop Unidad de Hidrotratamiento de Nafta y Diésel*. Barcelona.
- Territorio y Medio Ambiente S.A. (2017). *Informe de Estudio HAZOP Unidades de Solventes E-80 Y E-181*. Barcelona.
- TEXACO Power Gasification. (Octubre de 1999). *Enhancing Refinery Profitability by Gasification, Hydroprocessing & Power Generation*. Obtenido de Sitio web de Global Syngas: <https://www.globalsyngas.org/uploads/eventLibrary/GTC99270.pdf>

- Tyas, A. (Octubre de 2011). *Diesel hydrotreating and mild hydrocracking*. Obtenido de Sitio web de Digital Refining: www.digitalrefining.com/article/1000241
- U.S. Energy Information Administration. (Octubre de 2018). *Annual Energy Outlook 2019: Components of Selected Petroleum Product Prices*. Obtenido de sitio web de EIA: <https://www.eia.gov/outlooks/aeo/data/browser/#/?id=70-AEO2019®ion=1-0&cases=ref2019&start=2017&end=2050&f=A&linechart=ref2019-d111618a.3-70-AEO2019.1-0&map=ref2019-d111618a.4-70-AEO2019.1-0&sourcekey=1>
- U.S. Energy Information Administration. (02 de Febrero de 2019). *Definitions, Sources and Explanatory Notes*. Obtenido de Petroleum & Other Liquids: https://www.eia.gov/dnav/pet/TblDefs/pet_pri_spt_tbldef2.asp
- U.S. Environmental Protection Agency. (Marzo de 2019). *Automotive Trends Report*. Obtenido de Automotive Trends Report: <https://www.epa.gov/automotive-trends/download-automotive-trends-report>
- UOP Honeywell. (Febrero de 2019). *On-purpose propylene production*. Obtenido de sitio web de Digital Refining: https://www.digitalrefining.com/article_1002264.pdf
- World Liquefied Petroleum Gas Association. (Noviembre de 2018). *Asociación Chilena de Gas Licuado A.G.* Obtenido de Beneficios del GLP para la generación de energía: <http://glpchile.cl/documentos>
- Zhu, F., Johnson, J. A., Ablin, D. W., & Ernst, G. A. (2019). *Efficient Petrochemical Processes: Technology, Design and Operation*. Wiley. Obtenido de http://cybertesis.uni.edu.pe/bitstream/uni/964/1/gastelo_me.pdf

XVI. Anexos

Anexo N°1

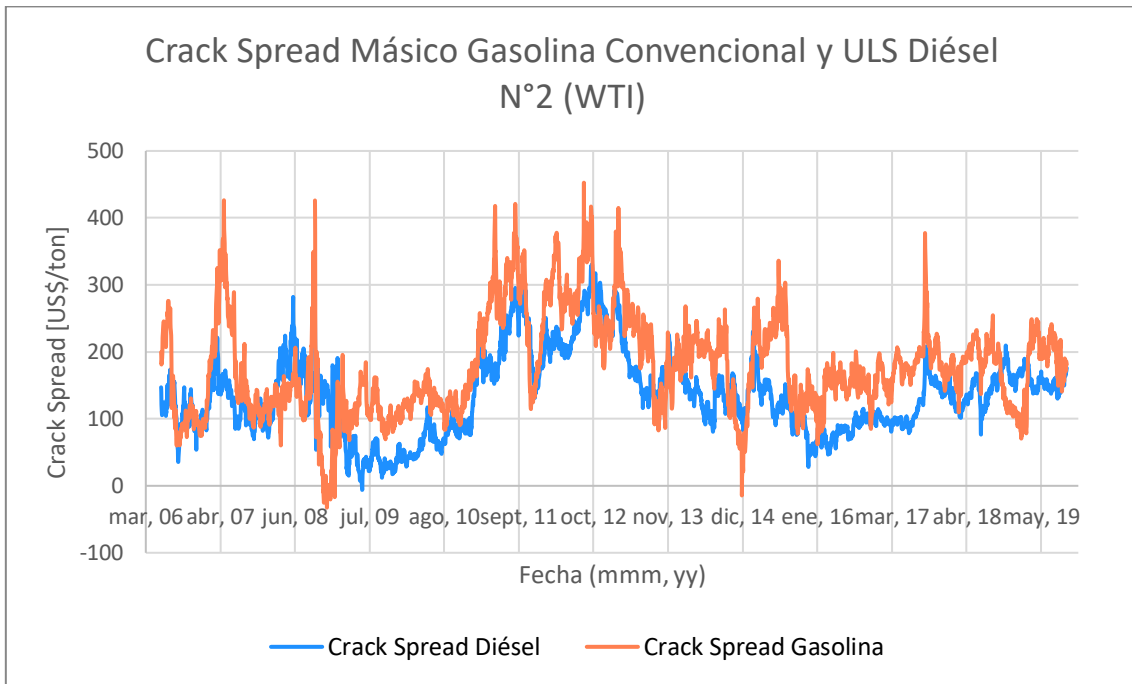


Figura 73 Crack Spread Máfico Gasolina Convencional y ULS Diésel N°2 (WTI)

Fuente: Elaboración Propia

Nota: Datos obtenidos de la Administración de Información Energética

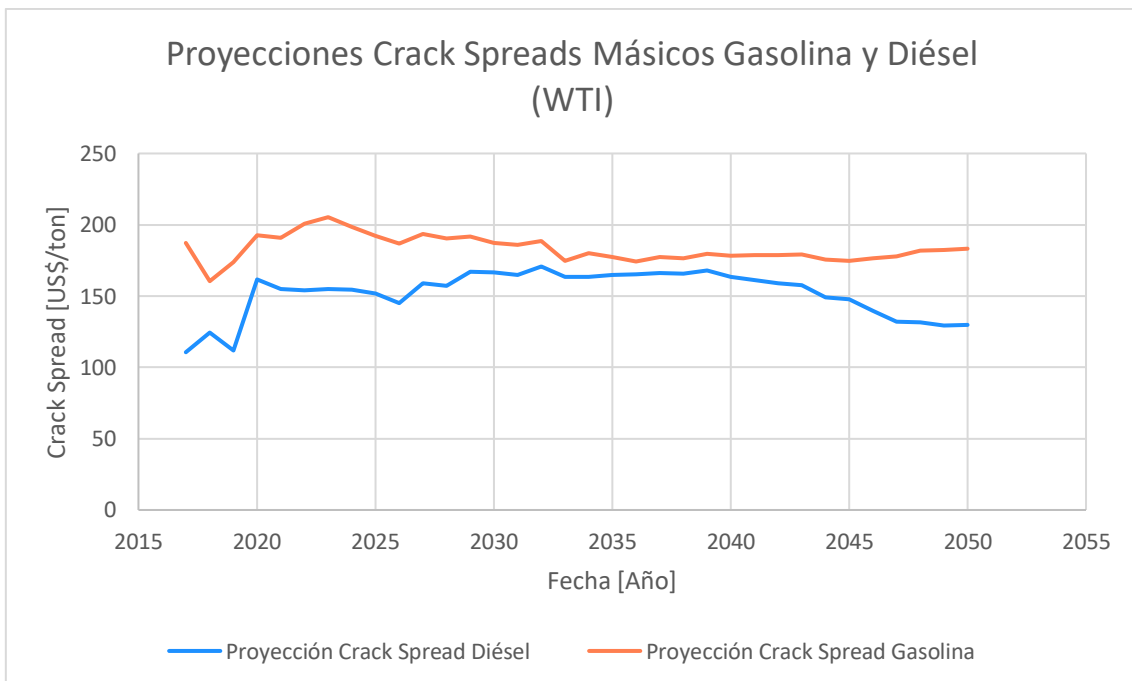


Figura 74 Proyecciones de los Crack Spread Máfico de la Gasolina y el Diésel (WTI)

Fuente: Elaboración Propia

Nota: Datos obtenidos de la Administración de Información Energética

Anexo N°2

Tabla 41 Propiedades Diésel Grado A1

Propiedad	Requisito	Unidad	Método de Análisis
	NCh 62 Of. 2000/DS 456		ASTM
Gravedad API a 60°F	Informar	° API	D 4052 o D 1298
Densidad a 15 [°C]	Máximo 850 Mínimo 820	kg/m ³	D 4052 o D 1298
Agua y Sedimento	Máximo 0.05	% (v/v)	D 2709
Azufre	Máximo 15	ppm	D 5453 o D 2622
Carbón Ramsbottom	Máximo 0.21	% (m/m)	D 524
Carbón Micrométodo	Máximo 0.20	% (m/m)	D 4530
Cenizas	Máximo 0.01	% (m/m)	D 482
Corrosión Lámina de Cobre	Máximo 1	N°	D 130
Destilación			D 86
90% Recuperado	Máximo 350 Mínimo 282	°C °C	
Número Cetano	Mínimo 50		D 613 o D7170 o D 4737
Lubricidad (60°C)	Máximo 460	µm	D 6079
Nitrógeno	Informar	ppm	D 4629
Punto de Ecurrimiento	Máximo -1	°C	D 97 o D 5950 o D 5949
Punto de Inflamación	Mínimo 52	°C	D 93 o D 3828
Punto de Obstrucción Filtro en Frío	Informar	°C	D 6371
Aromáticos	Máximo 8	% (m/m)	D 5186 o D 6591

Policíclicos

Aromáticos Totales	Máximo 35	% (m/m)	D 5186 o D 6591
Viscosidad a (40 [°C])	Máximo 4.1	mm ² /s	D 445
	Mínimo 1.9	mm ² /s	
Biodiesel	Informar	% v/v	D 7371 o EN 14078

Fuente ENAP (2019), Recuperado de https://www.enap.cl/pag/121/1306/petroleo_diesel_grado_a1

Tabla 42 Propiedades COL

Propiedad	Valor Típico	Unidad
Azufre	8821	ppm (p/p)
Punto de Inflamación	75	°C
D 1160 Destilación (90%)	300.4	°C
API	21.72	

Fuente: KBR (2013), Diesel Creation in the FCC Centered Refinery

Anexo N°3

Tabla 43 Costo Materiales Sección Interna Torre Vacío I

Costo Materiales Sección Interna Torre E-601

- 4 Bandejas de 1 paso Válvulas MVGTM (1-4) 126" D 14Ga, Aleación 400
- 16 Bandejas de 1 paso Válvulas MVGTM p (5-20) 126"D 14 Ga, 410S
- 6 Bandejas de 2 pasos Válvulas MVGTM (21-26) 144" D 12Ga 410S
- 4 Bandejas de 2 pasos Válvulas MVGTM (27-30) 144" D 12 Ga 410S
- 3 Bandejas de 1 paso Válvulas MVGTM (32-34) 60" D 12 Ga 410S
 - 1 Boquilla B 6" Sch 10 Aleación 400
 - 1 Boquilla Z 6" Sch 80 A-106B
 - 1 Boquilla K 6" Sch 10 304L
 - 1 Bandeja Colectora 10Ga 410S
 - 1 Vapor Horn 0,25" de espesor 410S

Fuente: Sulzer Chemtech (2014), Cotización Internos Columna E-601

Anexo N°4

	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027
Precio Crudo [US\$/m³]	428	426	424	441	436	433	430	437
Precio Venta Diesel [US\$/m³]	582	570	558	563	549	544	540	550
Margen Diesel [US\$/m³]	154	144	133	122	113	111	110	113
Producción Adicional de Diésel [m³/año]	77.338	77.338	77.338	77.338	77.338	77.338	77.338	77.338
Ingreso por Producción Adicional [US\$/año]	11.922.067	11.150.235	10.320.328	9.434.353	8.759.086	8.539.678	8.519.523	8.703.635
Precio Venta Gasolina[US\$/m³]	548	542	521	531	522	519	516	524
Margen Gasolina [US\$/m³]	120	116	97	90	86	86	85	87
Disminución de la Producción de Gasolina [m³/año]	33.340	33.340	33.340	33.340	33.340	33.340	33.340	33.340
Egreso por Disminución de la Producción [US\$/año]	4.002.747	3.866.133	3.221.756	2.990.786	2.864.366	2.861.472	2.847.991	2.905.759
Precio Venta Kerosene [US\$/m³]	605	593	580	586	572	567	563	572
Margen Kerosene [US\$/m³]	177	167	156	145	136	134	133	135
Disminución de la Producción de Kerosene [m³/año]	20.132	20.132	20.132	20.132	20.132	20.132	20.132	20.132
Egreso por Disminución de la Producción [US\$/año]	3.557.868	3.357.783	3.142.630	2.911.594	2.736.819	2.695.662	2.675.041	2.722.336
Precio Venta Fuel Oil [US\$/m³]	363	365	367	391	388	386	386	394
Margen Fuel Oil [US\$/m³]	-65	-61	-57	-51	-48	-47	-45	-44
Disminución de la Producción de Fuel Oil [m³/año]	7.046	7.046	7.046	7.046	7.046	7.046	7.046	7.046
Egreso por Disminución de la Producción [US\$/año]	-460.685	-430.828	-400.919	-357.884	-337.096	-328.271	-313.539	-306.908

Figura 75 Cálculos Ingresos y Egresos Operacionales Modificación Vacío Parte 1
Fuente: Elaboración Propia

	2028	2029	2030	2031	2032	2033	2034
Precio Crudo [US\$/m³]	441	444	451	461	471	483	490
Precio Venta Diesel [US\$/m³]	554	558	568	579	590	605	613
Margen Diesel [US\$/m³]	113	114	117	118	120	121	123
Producción Adicional de Diésel [m³/año]	77.338	77.338	77.338	77.338	77.338	77.338	77.338
Ingreso por Producción Adicional [US\$/año]	8.732.490	8.823.690	9.056.808	9.138.903	9.254.030	9.370.354	9.486.755
Precio Venta Gasolina[US\$/m³]	528	531	537	546	554	566	572
Margen Gasolina [US\$/m³]	87	87	86	85	84	83	82
Disminución de la Producción de Gasolina [m³/año]	33.340	33.340	33.340	33.340	33.340	33.340	33.340
Egreso por Disminución de la Producción [US\$/año]	2.913.657	2.898.415	2.871.559	2.833.306	2.798.656	2.764.902	2.730.391
Precio Venta Kerosene [US\$/m³]	576	581	591	602	613	627	635
Margen Kerosene [US\$/m³]	136	137	140	141	142	144	145
Disminución de la Producción de Kerosene [m³/año]	20.132	20.132	20.132	20.132	20.132	20.132	20.132
Egreso por Disminución de la Producción [US\$/año]	2.729.576	2.752.981	2.812.982	2.833.603	2.862.801	2.892.091	2.921.840
Precio Venta Fuel Oil [US\$/m³]	398	403	411	422	432	445	452
Margen Fuel Oil [US\$/m³]	-43	-41	-40	-39	-38	-38	-38
Disminución de la Producción de Fuel Oil [m³/año]	7.046	7.046	7.046	7.046	7.046	7.046	7.046
Egreso por Disminución de la Producción [US\$/año]	-239.980	-291.162	-281.036	-274.631	-271.106	-267.528	-264.244

Figura 76 Cálculos Ingresos y Egresos Operacionales Modificación Vacío Parte 2
Fuente: Elaboración Propia

	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027
Precio Crudo [US\$/m³]	428	426	424	441	436	433	430	437
Precio Venta Diesel [US\$/m³]	582	570	558	563	549	544	540	550
Margen Diesel [US\$/m³]	154	144	133	122	113	111	110	113
Producción Adicional de Diésel [m³/año]	23.560	23.560	23.560	23.560	23.560	23.560	23.560	23.560
Ingreso por Aumento de la Producción [US\$/año]	3.631.886	3.396.758	3.143.939	2.874.040	2.668.329	2.619.768	2.595.350	2.651.437
Precio Venta Promedio Gasolina [US\$/m³]	548	542	521	531	522	519	516	524
Margen Gasolina [US\$/m³]	64	62	52	48	46	46	46	47
Disminución de la Producción de Gasolina [m³/año]	24.737	24.737	24.737	24.737	24.737	24.737	24.737	24.737
Egreso por Disminución de la Producción [US\$/año]	1.591.822	1.537.493	1.281.236	1.189.383	1.139.108	1.137.957	1.132.596	1.155.569
Precio Venta Fuel Oil [US\$/m³]	363	365	367	391	388	386	386	394
Margen Fuel Oil [US\$/m³]	-65	-61	-57	-51	-48	-47	-45	-44
Aumento de la Producción de Fuel Oil [m³/año]	34.220	34.220	34.220	34.220	34.220	34.220	34.220	34.220
Ingreso por Aumento de la Producción [US\$/año]	-2.237.522	-2.092.509	-1.947.242	-1.738.222	-1.637.259	-1.594.397	-1.523.133	-1.490.633

Figura 77 Cálculos Ingresos y Egresos Operacionales Cambio Catalizador Parte 1
Fuente: Elaboración Propia

	2028	2029	2030	2031	2032	2033	2034
Precio Crudo [US\$/m³]	441	444	451	461	471	483	490
Precio Venta Diesel [US\$/m³]	554	558	568	579	590	605	613
Margen Diesel [US\$/m³]	113	114	117	118	120	121	123
Producción Adicional de Diésel [m³/año]	23.560	23.560	23.560	23.560	23.560	23.560	23.560
Ingreso por Aumento de la Producción [US\$/año]	2.660.227	2.688.010	2.759.026	2.784.035	2.819.107	2.854.543	2.890.003
Precio Venta Promedio Gasolina [US\$/m³]	528	531	537	546	554	566	572
Margen Gasolina [US\$/m³]	47	47	46	46	45	44	44
Disminución de la Producción de Gasolina [m³/año]	24.737	24.737	24.737	24.737	24.737	24.737	24.737
Egreso por Disminución de la Producción [US\$/año]	1.158.710	1.152.649	1.141.969	1.126.756	1.112.976	1.099.553	1.085.829
Precio Venta Fuel Oil [US\$/m³]	398	403	411	422	432	445	452
Margen Fuel Oil [US\$/m³]	-43	-41	-40	-39	-38	-38	-38
Aumento de la Producción de Fuel Oil [m³/año]	34.220	34.220	34.220	34.220	34.220	34.220	34.220
Ingreso por Aumento de la Producción [US\$/año]	-1.456.988	-1.414.159	-1.364.976	-1.333.869	-1.316.749	-1.299.368	-1.283.418

Figura 78 Cálculos Ingresos y Egresos Operacionales Cambio Catalizador Parte 2
Fuente: Elaboración Propia

	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027
Precio Crudo [US\$/m³]	428	426	424	441	436	433	430	437
Precio Venta Diesel [US\$/m³]	582	570	558	563	549	544	540	550
Margen Diesel [US\$/m³]	154	144	133	122	113	111	110	113
Aumento de la Producción de Diésel [m³/año]	27.474	27.474	27.474	27.474	27.474	27.474	27.474	27.474
Ingreso por Aumento de la Producción [US\$/año]	4.235.248	3.961.059	3.666.239	3.351.501	3.111.616	3.054.988	3.026.513	3.091.918
Precio Venta Promedio Gasolina [US\$/m³]	548	542	521	531	522	519	516	524
Margen Gasolina [US\$/m³]	120	116	97	90	86	86	85	87
Aumento de la Producción de Gasolina [m³/año]	13.246	13.246	13.246	13.246	13.246	13.246	13.246	13.246
Ingreso por Aumento de la Producción [US\$/año]	1.590.279	1.536.003	1.279.994	1.188.230	1.138.004	1.136.854	1.131.498	1.154.449
Precio Venta Fuel Oil [US\$/m³]	363	365	367	391	388	386	386	394
Margen Fuel Oil [US\$/m³]	-65	-61	-57	-51	-48	-47	-45	-44
Aumento de la Producción de Fuel Oil [m³/año]	19.116	19.116	19.116	19.116	19.116	19.116	19.116	19.116
Ingreso por Aumento de la Producción [US\$/año]	-1.249.926	-1.168.919	-1.087.770	-971.007	-914.606	-890.663	-850.854	-832.639

Figura 79 Cálculos Ingresos y Egresos Operacionales Incremento Severidad Parte 1
Fuente: Elaboración Propia

	2028	2029	2030	2031	2032	2033	2034
Precio Crudo [US\$/m³]	441	444	451	461	471	483	490
Precio Venta Diesel [US\$/m³]	554	558	568	579	590	605	613
Margen Diesel [US\$/m³]	113	114	117	118	120	121	123
Aumento de la Producción de Diésel [m³/año]	27.474	27.474	27.474	27.474	27.474	27.474	27.474
Ingreso por Aumento de la Producción [US\$/año]	3.102.168	3.134.567	3.217.380	3.246.544	3.287.442	3.328.766	3.370.117
Precio Venta Promedio Gasolina [US\$/m³]	528	531	537	546	554	566	572
Margen Gasolina [US\$/m³]	87	87	86	85	84	83	82
Aumento de la Producción de Gasolina [m³/año]	13.246	13.246	13.246	13.246	13.246	13.246	13.246
Ingreso por Aumento de la Producción [US\$/año]	1.157.587	1.151.531	1.140.862	1.125.664	1.111.898	1.098.487	1.084.776
Precio Venta Fuel Oil [US\$/m³]	398	403	411	422	432	445	452
Margen Fuel Oil [US\$/m³]	-43	-41	-40	-39	-38	-38	-38
Aumento de la Producción de Fuel Oil [m³/año]	19.116	19.116	19.116	19.116	19.116	19.116	19.116
Ingreso por Aumento de la Producción [US\$/año]	-813.904	-789.978	-762.504	-745.127	-735.564	-725.854	-716.944

Figura 80 Cálculos Ingresos y Egresos Operacionales Incremento Severidad Parte 2
Fuente: Elaboración Propia

	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027
Precio Crudo [US\$/m³]	428	426	424	441	436	433	430	437
Precio Venta Diesel [US\$/m³]	582	570	558	563	549	544	540	550
Margen Diesel [US\$/m³]	154	144	133	122	113	111	110	113
Producción Adicional Diésel [m³/año]	76.122	76.122	76.122	76.122	76.122	76.122	76.122	76.122
Ingreso por Aumento de la Producción [US\$/año]	11.734.569	10.974.876	10.158.020	9.285.979	8.621.332	8.464.431	8.385.537	8.566.753
Precio Venta Promedio Gasolina [US\$/m³]	548	542	521	531	522	519	516	524
Margen Gasolina [US\$/m³]	120	116	97	90	86	86	85	87
Producción Adicional Gasolina [m³/año]	11.896	11.896	11.896	11.896	11.896	11.896	11.896	11.896
Ingreso por Aumento de la Producción [US\$/año]	1.428.149	1.379.407	1.149.498	1.067.090	1.021.984	1.020.951	1.016.141	1.036.753
Precio Venta Promedio Fuel Oil [US\$/m³]	363	365	367	391	388	386	386	394
Margen Fuel Oil [US\$/m³]	-65	-61	-57	-51	-48	-47	-45	-44
Disminución de la producción [m³/año]	-9.694	-9.694	-9.694	-9.694	-9.694	-9.694	-9.694	-9.694
Ingreso por Disminución de la Producción [US\$/año]	633.884	592.803	551.649	492.434	463.831	451.688	431.500	422.293

Figura 81 Cálculos Ingresos y Egresos Operacionales Instalación SDA Parte 1
Fuente: Elaboración Propia

	2028	2029	2030	2031	2032	2033	2034
Precio Crudo [US\$/m³]	441	444	451	461	471	483	490
Precio Venta Diesel [US\$/m³]	554	558	568	579	590	605	613
Margen Diesel [US\$/m³]	113	114	117	118	120	121	123
Producción Adicional Diésel [m³/año]	76.122	76.122	76.122	76.122	76.122	76.122	76.122
Ingreso por Aumento de la Producción [US\$/año]	8.595.155	8.684.920	8.914.372	8.995.176	9.108.492	9.222.986	9.337.557
Precio Venta Promedio Gasolina [US\$/m³]	528	531	537	546	554	566	572
Margen Gasolina [US\$/m³]	87	87	86	85	84	83	82
Producción Adicional Gasolina [m³/año]	11.896	11.896	11.896	11.896	11.896	11.896	11.896
Ingreso por Aumento de la Producción [US\$/año]	1.039.570	1.034.132	1.024.550	1.010.902	998.539	986.496	974.183
Precio Venta Promedio Fuel Oil [US\$/m³]	398	403	411	422	432	445	452
Margen Fuel Oil [US\$/m³]	-43	-41	-40	-39	-38	-38	-38
Disminución de la producción [m³/año]	-9.694	-9.694	-9.694	-9.694	-9.694	-9.694	-9.694
Ingreso por Disminución de la Producción [US\$/año]	412.761	400.628	386.694	377.882	373.032	368.108	363.589

Figura 82 Cálculos Ingresos y Egresos Operacionales Instalación SDA Parte 2
Fuente: Elaboración Propia