



UNIVERSIDAD UTE

**FACULTAD DE CIENCIAS DE LA INGENIERÍA E
INDUSTRIAS**

**MAESTRÍA EN PETRÓLEOS CON MENCIÓN EN
PROCESOS DE PRODUCCIÓN E
INDUSTRIALIZACIÓN DE HIDROCARBUROS**

**DISEÑO DEL PROCESO PARA MEJORAMIENTO DE LA
GASOLINA PRODUCIDA EN REFINERÍA SHUSHUFINDI
MEDIANTE REFORMADO CATALÍTICO CONTÍNUO (CCR).**

**TRABAJO PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL GRADO DE MAGISTER EN
PETRÓLEOS, MENCIÓN EN PROCESOS DE PRODUCCIÓN E
INDUSTRIALIZACIÓN DE HIDROCARBUROS**

JORGE LUIS TORRES VACA

DIRECTOR: ING. FAUSTO RAMOS AGUIRRE M.Sc.

Quito, diciembre 2019

© Universidad UTE. 2019

Reservados todos los derechos de reproducción

FORMULARIO DE REGISTRO BIBLIOGRÁFICO

TRABAJO DE TITULACIÓN

DATOS DE CONTACTO	
CÉDULA DE IDENTIDAD:	1720501129
APELLIDO Y NOMBRES:	Torres Vaca Jorge Luis
DIRECCIÓN:	Capelo, Aurora de Ramirez 555 y los Pinos
EMAIL:	tvjl32543@hotmail.com
TELÉFONO FIJO:	022860410
TELÉFONO MOVIL:	0983248509

DATOS DE LA OBRA	
TÍTULO:	Diseño del proceso para mejoramiento de la gasolina producida en Refinería Shushufindi mediante Reformado Catalítico Continuo (CCR).
AUTOR O AUTORES:	Jorge Luis Torres Vaca
FECHA DE ENTREGA DEL PROYECTO DE TITULACIÓN:	09 de diciembre del 2019
DIRECTOR DEL PROYECTO DE TITULACIÓN:	Ing. Fausto Ramos Aguirre
PROGRAMA	PREGRADO <input type="checkbox"/> POSGRADO <input checked="" type="checkbox"/>
TÍTULO POR EL QUE OPTA:	Magister en Petróleos, Mención en Procesos de Producción e Industrialización de Hidrocarburos
RESUMEN: Mínimo 250 palabras	El presente trabajo consistió en un diseño del proceso para mejoramiento del octanaje de las naftas producidas en Refinería Shushufindi mediante reformado catalítico continuo (CCR), y fue concebido para ser aplicable en las condiciones actuales de la mencionada planta. Este trabajo fue un aporte al conocimiento acerca del reformado catalítico en la determinación del flujo y composición de la alimentación a la planta reformadora, determinación de las

reacciones químicas predominantes en el proceso de reformado y porcentajes estimados de conversión en cada una de las reacciones planteadas. Para determinar la composición de la nafta pesada, se partió de un análisis cromatográfico y de un análisis PONA realizado por la empresa PETROECUADOR durante la ejecución de estudios conceptuales de la planta en la cual determinaron porcentajes relativos de parafinas e isoparafinas, naftenos, olefinas y aromáticos presentes en la mezcla. Para llevar a cabo la simulación de la planta bajo el entorno de ASPEN HYSYS; se tomó como modelo el proceso existente la Refinería de Esmeraldas, empleando las mismas condiciones de límite de batería, esquema de proceso, condiciones de operación, equipos, así como el empleo de reactores de conversión. Para el análisis económico se consideró la estimación de costos bajo la metodología de Max Peters (MAX S. PETERS, 2001), determinando la inversión de capital, costos anuales de producción y un flujo de caja proyectado por 20 años de vida útil, empleando una tasa de interés fija de 12% anual y estimando los parámetros financieros: tasa interna de retorno (TIR), valor presente Neto (VAN o VPN) y punto de equilibrio.

Como resultados se obtuvieron que se va a procesar 2885 bpd (14300 Kg/h) de nafta pesada con un RON de 52, dando como productos un reformado de 2591 bpd (12690 Kg/h), con un índice de octano mayor a 98, lo que servirá para blending y mejorará la calidad de


	<p>gasolina producida en Refinería Shushufindi. El catalizador que se va usar para controlar o promover las reacciones en este proceso es de platino en una base de alúmina, con respecto al porcentaje de aromáticos en la corriente de reformado es superior al 60% y la norma máxima para blending es de 35%, es importante acotar que el reformado es uno de los componentes que forman la mezcla de gasolina, razón por la cual dichos porcentajes bajaran aún más, lo cual garantizara el cumplimiento de la norma referente a gasolina.; con respecto al benceno particularmente es inferior al 1%, lo cual cumple con los estándares de las normas de referencia empleadas. La inversión de capital requerida para la Nueva Planta de Reformado Catalítico Continuo es de aproximadamente 107,63 MMUSD.</p>
<p>PALABRAS CLAVES:</p>	<p>Calidad de Gasolina, Nafta reformada, Refinería Shushufindi, Reformado Catalítico Continuo, Aspen Hysys.</p>
<p>ABSTRACT:</p>	<p>The present work consisted of a design of the process to improve the octane rating of the gasoline produced in Shushufindi Refinery by means of continuous catalytic reforming (CCR), and was conceived to be applicable under the current conditions of the mentioned plant. This work was a contribution to the knowledge about the catalytic reforming in the determination of the flow and composition of the feed to the reformer plant, determination of the predominant chemical reactions in the reforming process and estimated conversion rates in each of the proposed reactions. To determine the composition of heavy naphtha, it was based on a</p>

chromatographic analysis and a PONA analysis carried out by the PETROECUADOR company during the execution of conceptual studies of the plant in which they determined relative percentages of paraffins and isoparaffins, naphthenes, olefins and aromatics present in the mixture. To carry out the simulation of the plant under the ASPEN HYSYS environment; The existing Emerald Refinery model was used as a model, using the same battery limit conditions, process scheme, operating conditions, equipment, as well as the use of conversion reactors. For the economic analysis, the cost estimate was considered under the Max Peters methodology (MAX S. PETERS, 2001), determining capital investment, annual production costs and a projected cash flow for 20 years of useful life, using a 12% annual fixed interest rate and estimating the financial parameters: internal rate of return (IRR), Net present value (NPV or NPV) and breakeven point.

As a result, it was obtained that 2885 bpd (14300 Kg / h) of heavy gasoline with an RON of 52 will be processed, giving as products a refurbishment of 2591 bpd (12690 Kg / h), with an octane index greater than 98, which will serve for blending and improve the quality of gasoline produced in Shushufindi Refinery. The catalyst to be used to control or promote the reactions in this process is platinum on an alumina base, with respect to the percentage of aromatics in the reforming stream is greater than 60% and the maximum standard for blending is 35% , it is

	<p>important to note that the reforming is one of the components that make up the gasoline mixture, which is why these percentages will go down even more, which will guarantee compliance with the gasoline standard; with respect to benzene, it is particularly less than 1%, which complies with the standards of the reference standards used. The capital investment required for the new continuous catalytic reforming plant is approximately 107.63 MMUSD.</p>
KEYWORDS	<p>Gasoline quality, Naphtha reforming, Shushufindi Refinery, Continuous Catalytic Reforming, Aspen Hysys.</p>

Se autoriza la publicación de este Proyecto de Titulación en el Repositorio Digital de la Institución.

f: 
 TORRES VACA JORGE LUIS

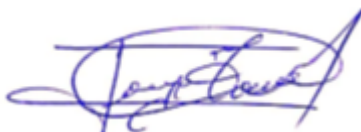
C.I. 1720501129

DECLARACIÓN Y AUTORIZACIÓN

Yo, **TORRES VACA JORGE LUIS**, CI 1720501129 autor del trabajo de titulación: **DISEÑO DEL PROCESO PARA MEJORAMIENTO DE LA GASOLINA PRODUCIDA EN REFINERÍA SHUSHUFINDI MEDIANTE REFORMADO CATALÍTICO CONTÍNUO (CCR)**, previo a la obtención del título de **MAGISTER EN PETRÓLEOS, MENCIÓN EN PROCESOS DE PRODUCCIÓN E INDUSTRIALIZACIÓN DE HIDROCARBUROS** en la Universidad UTE.

1. Declaro tener pleno conocimiento de la obligación que tienen las Instituciones de Educación Superior, de conformidad con el Artículo 144 de la Ley Orgánica de Educación Superior, de entregar a la SENESCYT en formato digital una copia del referido trabajo de graduación para que sea integrado al Sistema Nacional de Información de la Educación Superior del Ecuador para su difusión pública respetando los derechos del autor.
2. Autorizo a la BIBLIOTECA de la Universidad UTE a tener una copia del referido trabajo de titulación con el propósito de generar un Repositorio que democratice la información, respetando las políticas de propiedad intelectual vigentes.

Quito, diciembre 2019



f: _____

TORRES VACA JORGE LUIS

C.I. 1720501129

CERTIFICADO DEL TUTOR

En mi calidad de tutor, certifico que el presente trabajo de titulación que lleva por título **DISEÑO DEL PROCESO PARA MEJORAMIENTO DE LA GASOLINA PRODUCIDA EN REFINERÍA SHUSHUFINDI MEDIANTE REFORMADO CATALÍTICO CONTÍNUO (CCR)**. Para aspirar al título de **MAGISTER EN PETRÓLEOS, MENCIÓN EN PROCESOS DE PRODUCCIÓN E INDUSTRIALIZACIÓN DE HIDROCARBUROS** fue desarrollado por **TORRES VACA JORGE LUIS**, bajo mi dirección y supervisión, en la Maestría en Petróleos de la Facultad de Ciencias de la Ingeniería e Industrias; y que dicho trabajo cumple con las condiciones requeridas para ser sometido a la evaluación respectiva de acuerdo a la normativa interna de la Universidad UTE.

f:  _____

Ing. Fausto Ramos M.Sc.

DIRECTOR DEL TRABAJO

C.I. 1705134102

CERTIFICADO DE LA EMPRESA



www.eppetroecuador.ec

CERTIFICADO N° 314-CAP-2019

A quien interese:

Certifico que el señor **TORRES VACA JORGE LUIS**, con cédula de identidad N° **1720501129**, estudiante de la Universidad UTE para la obtención del título de Master en Petróleos, desarrolló el tema de tesis titulado: **“DISEÑO DEL PROCESO PARA MEJORAMIENTO DE LA GASOLINA PRODUCIDA EN REFINERÍA SHUSHUFINDI MEDIANTE REFORMADO CATALÍTICO CONTINUO (CCR)”**, mismo que cumple con los parámetros técnicos según informe remitido por el Ingeniero Jorge Molina – Supervisor de Operaciones de No Catalíticas de la Refinería Shushufindi, a quien se le asignó como tutor para el acompañamiento en el desarrollo del tema de tesis en referencia.

Es todo cuanto puedo mencionar en honor a la verdad. Autorizo al señor **TORRES VACA JORGE LUIS** dar al presente certificado el uso que mejor convenga a sus legítimos intereses.

Quito D.M., 29 de octubre de 2019.

ERICA I. MOYA S.

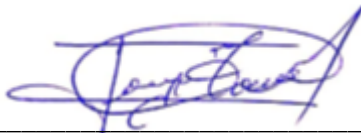
**JEFE DE SERVICIOS DE FORMACIÓN Y CAPACITACIÓN. ENC
EP PETROECUADOR**



DECLARACIÓN JURAMENTADA DEL AUTOR

Yo **JORGE LUIS TORRES VACA**, portador de la cédula de identidad N° 1720501129, declaro que el trabajo aquí descrito es de mi autoría, que no ha sido previamente presentado para ningún grado o calificación profesional: y, que he consultado las referencias bibliográficas que se incluyen en este documento.

La Universidad UTE puede hacer uso de los derechos correspondientes a este trabajo, según lo establecido por la Ley de Propiedad Intelectual, por su Reglamento y por la normativa institucional vigente.



f: _____

TORRES VACA JORGE LUIS

C.I. 1720501129

ÍNDICE DE CONTENIDOS

	PÁGINA
RESUMEN	1
ABSTRACT	2
1. INTRODUCCIÓN	3
1.1. OBJETIVO	12
1.1.1. OBJETIVO GENERAL	12
1.1.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS	12
2. METODOLOGÍA	13
2.1. DETERMINACIÓN FÍSICO - QUÍMICO DE LA GASOLINA BASE EN REFINERÍA SHUSHUFINDI	13
2.2. PLANTEAMIENTO DEL BALANCE DE MASA PRELIMINAR	13
2.3. MONTAJE DE LA SIMULACIÓN DE LA PLANTA PARA EL ENTORNO DE ASPEN HYSYS	14
2.4. EVALUACIÓN ECONÓMICA DEL PROYECTO	14
3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN	15
3.1. CARACTERIZACIÓN DE LA GASOLINA BASE DE REFINERÍA SHUSHUFINDI	15
3.2. PLANTEAMIENTO DEL BALANCE DE MASA PRELIMINAR	18
3.3. MONTAJE DE LA SIMULACIÓN EN EL ENTORNO ASPEN HYSYS	23
3.3.1. BALANCE GLOBAL DE LA PLANTA PROPUESTA	28
3.3.2. DIAGRAMA DE FLUJO PROPUESTO PARA SHUSHUFINDI	30
3.3.3. LAYOUT PROPUESTO PARA SHUSHUFINDI	31
3.3.4. RESULTADOS DE LAS CORRIENTES DE REFORMADO E HIDROGENO	32
3.3.4.1 Corriente de Reformado	32
3.3.4.2 Corriente de Hidrógeno	33
3.4. EVALUACIÓN ECONÓMICA DEL PROYECTO	34
3.4.1. PREMISAS PARA LA EVALUACIÓN ECONÓMICA	35
3.4.2. ESTIMACIÓN DEL FLUJO DE CAJA ANUAL Y PROYECCIÓN DEL PRECIO DE PRODUCTOS	36
3.4.3. RESUMEN DE PARÁMETROS FINANCIEROS DEL PROYECTO	36
4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	38
4.1. CONCLUSIONES	38
4.2. RECOMENDACIONES	39
5. BIBLIOGRAFÍA	40
6. ANEXOS	43

ÍNDICE DE TABLAS

	PÁGINA
Tabla 1. Requisitos de la gasolina de 87 octanos (RON)	9
Tabla 2. Octanajes Naftas Refinería Shushufindi	15
Tabla 3. Certificado de Calidad de la Gasolina Base Refinería Shushufindi	15
Tabla 4. Reporte Diario De Producción de Refinería Shushufindi	17
Tabla 5. Promedio gasolina base refinería Shushufindi	17
Tabla 6. Rendimiento Nafta Pesada Refinería Shushufindi	19
Tabla 7. Caracterización Nafta Pesada Refinería Shushufindi	19
Tabla 8. Componentes para el proceso de Reformado Catalítico	21
Tabla 9. Reacciones Químicas en el Proceso CCR	22
Tabla 10. Equipos principales requeridos para el proceso CCR en Refinería Shushufindi	28
Tabla 11. Balance global de la planta CCR propuesta	28
Tabla 12. Corriente de Reformado	32
Tabla 13. Corriente de Hidrógeno	33
Tabla 14. Costos de los equipos sin instalación	34
Tabla 15. Evaluación económica del Proyecto	35
Tabla 16. Evaluación económica del Proyecto	36
Tabla 17. Evaluación Económica por Parámetro	36

ÍNDICE DE FIGURAS

	PÁGINA
Figura 1. Valores relativos del índice de octano de las familias de hidrocarburos presentes en las naftas	5
Figura 2. Deshidrogenación de naftenos	6
Figura 3. Reacción de Dehidrociclización de las parafinas	7
Figura 4. Reacción de Isomerización de parafinas lineales	7
Figura 5. Reacción de Isomerización de naftenos	8
Figura 6. Evolución de la Tecnología de Reformación Catalítica	8
Figura 7. Reformadora catalítica continua (CCR) en refinería Esmeraldas	11
Figura 8. Componentes ingresados para la Simulación en Aspen HYSYS	23
Figura 9. Selección del Modelo Termodinámico en Aspen HYSYS	24
Figura 10. Incorporación de datos de las reacciones químicas en Aspen HYSYS	24
Figura 11. Datos de la corriente de alimentación en Aspen HYSYS	25
Figura 12. Esquema general generado por Aspen HYSYS Parte 1	26
Figura 13. Esquema general generado por Aspen HYSYS Parte 2	27
Figura 14. Diagrama de Flujo Propuesto para Shushufindi	30
Figura 15. Layout Propuesto para Shushufindi	31

ÍNDICE DE ANEXOS

	PÁGINA
ANEXO 1. Productos derivados de petróleo gasolina	43
ANEXO 2. Esquema general de la simulación en Aspen Hysis	46
ANEXO 3. Reporte generado por el simulador ASPEN HYSYS	47
ANEXO 4. Flujos de caja proyectados para los escenarios seleccionados	64

RESUMEN

El presente trabajo consistió en un diseño del proceso para mejoramiento del octanaje de las naftas producidas en Refinería Shushufindi mediante reformado catalítico continuo (CCR), y fue concebido para ser aplicable en las condiciones actuales de la mencionada planta. Este trabajo fue un aporte al conocimiento acerca del reformado catalítico en la determinación del flujo y composición de la alimentación a la planta reformadora, determinación de las reacciones químicas predominantes en el proceso de reformado y porcentajes estimados de conversión en cada una de las reacciones planteadas. Para determinar la composición de la nafta pesada, se partió de un análisis cromatográfico y de un análisis PONA realizado por la empresa PETROECUADOR durante la ejecución de estudios conceptuales de la planta en la cual determinaron porcentajes relativos de parafinas e isoparafinas, naftenos, olefinas y aromáticos presentes en la mezcla. Para llevar a cabo la simulación de la planta bajo el entorno de ASPEN HYSYS; se tomó como modelo el proceso existente la Refinería de Esmeraldas, empleando las mismas condiciones de límite de batería, esquema de proceso, condiciones de operación, equipos, así como el empleo de reactores de conversión. Para el análisis económico se consideró la estimación de costos bajo la metodología de Max Peters (MAX S. PETERS, 2001), determinando la inversión de capital, costos anuales de producción y un flujo de caja proyectado por 20 años de vida útil, empleando una tasa de interés fija de 12% anual y estimando los parámetros financieros: tasa interna de retorno (TIR), valor presente Neto (VAN o VPN) y punto de equilibrio.

Como resultados se obtuvieron que se va a procesar 2885 bpd (14300 Kg/h) de nafta pesada con un RON de 52, dando como productos un reformado de 2591 bpd (12690 Kg/h), con un índice de octano mayor a 98, lo que servirá para blending y mejorará la calidad de gasolina producida en Refinería Shushufindi. El catalizador que se va a usar para controlar o promover las reacciones en este proceso es de platino en una base de alúmina, con respecto al porcentaje de aromáticos en la corriente de reformado es superior al 60% y la norma máxima para blending es de 35%, es importante acotar que el reformado es uno de los componentes que forman la mezcla de gasolina, razón por la cual dichos porcentajes bajaran aún más, lo cual garantizará el cumplimiento de la norma referente a gasolina.; con respecto al benceno particularmente es inferior al 1%, lo cual cumple con los estándares de las normas de referencia empleadas. La inversión de capital requerida para la nueva planta de reformado catalítico continuo es de aproximadamente 107,63 MMUSD.

Palabras clave: Calidad de gasolina, Nafta reformada, Refinería Shushufindi, Reformado catalítico Continuo, Aspen hysys

ABSTRACT

The present work consisted of a design of the process to improve the octane rating of the gasoline produced in Shushufindi Refinery by means of continuous catalytic reforming (CCR), and was conceived to be applicable under the current conditions of the mentioned plant. This work was a contribution to the knowledge about the catalytic reforming in the determination of the flow and composition of the feed to the reformer plant, determination of the predominant chemical reactions in the reforming process and estimated conversion rates in each of the proposed reactions. To determine the composition of heavy naphtha, it was based on a chromatographic analysis and a PONA analysis carried out by the PETROECUADOR company during the execution of conceptual studies of the plant in which they determined relative percentages of paraffins and isoparaffins, naphthenes, olefins and aromatics present in the mixture. To carry out the simulation of the plant under the ASPEN HYSYS environment; The existing Emerald Refinery model was used as a model, using the same battery limit conditions, process scheme, operating conditions, equipment, as well as the use of conversion reactors. For the economic analysis, the cost estimate was considered under the Max Peters methodology (MAX S. PETERS, 2001), determining capital investment, annual production costs and a projected cash flow for 20 years of useful life, using a 12% annual fixed interest rate and estimating the financial parameters: internal rate of return (IRR), Net present value (NPV or NPV) and breakeven point.

As a result, it was obtained that 2885 bpd (14300 Kg / h) of heavy gasoline with an RON of 52 will be processed, giving as products a refurbishment of 2591 bpd (12690 Kg / h), with an octane index greater than 98, which will serve for blending and improve the quality of gasoline produced in Shushufindi Refinery. The catalyst to be used to control or promote the reactions in this process is platinum on an alumina base, with respect to the percentage of aromatics in the reforming stream is greater than 60% and the maximum standard for blending is 35% , it is important to note that the reforming is one of the components that make up the gasoline mixture, which is why these percentages will go down even more, which will guarantee compliance with the gasoline standard; with respect to benzene, it is particularly less than 1%, which complies with the standards of the reference standards used. The capital investment required for the new continuous catalytic reforming plant is approximately 107.63 MMUSD.

Keywords: Gasoline quality, naphtha reforming, Shushufindi Refinery, Continuous catalytic reforming, Aspen hysys

INTRODUCCIÓN

1. INTRODUCCIÓN

El Ecuador es deficitario en la producción de derivados de petróleo, lo cual obliga a importarlos en altos volúmenes a precio internacional y venderlos a precios subsidiados. A nivel nacional en los últimos 5 años se produjo un incremento en el consumo del 22% de gasolina, un 7,2% en diésel 2 y diésel premium para el sector de transporte. En el 2017 se consumieron 28,8 millones de barriles de gasolina en el Ecuador, para abastecer la demanda nacional se importaron 16,4 millones de barriles adicionales que conjuntamente con la producción local lograron suplir la demanda, ubicando así al año 2017 como el de mayor consumo de gasolinas desde 1972 (AIHE, 2018).

Este incremento en el consumo de derivados tiene un impacto negativo, ya que el subsidio de los combustibles derivados de petróleo respecto a los precios del mercado internacional es absorbido por el estado, impactando directamente en el presupuesto general del estado. (Guillén, 2016).

Actualmente la Refinería Shushufindi tiene una capacidad de refinación de **20.000 barriles por día (bpd)**, los productos petroleros que se obtienen después de la destilación atmosférica son: **3.800 bpd (19%) de nafta base**, utilizada para la producción de gasolina automotriz; **4.800 bpd (24%) de diésel 2** destinado al sector industrial; **1.000 bpd (5%)** a la producción de **Jet Fuel o gasolina para avión**; y **10.400 bpd (52%) de residuo atmosférico** se destinan a los sectores eléctrico y cementero y al Oleoducto de crudos pesados (OCP), tanto la gasolina extra, el diésel 2 y el residuo atmosférico se predestinan a su zona de influencia (provincia de Napo, Sucumbíos y Orellana), la gasolina base que se produce en refinería Shushufindi se transporta a través del poliducto a la ciudad de Quito ya sea para su blending, gasolina extra o se destina a Esmeraldas para su respectivo proceso. (EPPETROECUADOR, 2014).

En razón de que la Refinería Shushufindi es una planta con un proceso de destilación atmosférica solo se obtienen productos como gasolina base (nafta pesada + nafta liviana), y no cuenta con gasolina extra para ser entregado en su zona de influencia, por lo tanto es necesario la transportación de Nafta de Alto Octano de Refinería Esmeraldas hacia Refinería Shushufindi para su respectiva mezcla (blending) con la finalidad de abastecer de combustible a la zona de influencia. Desde el año 2002 la Nafta de Alto Octano se transporta desde el Beaterio, Santo Domingo y/o Refinería Esmeraldas hasta la Refinería Shushufindi, por medio de auto tanques.

El presente trabajo de titulación se enfoca en realizar el estudio de ingeniería conceptual y de ingeniería básica para la implementación del proceso de

Reformado Catalítico Continuo (por sus siglas en ingles CCR, Continuos Catalytic Reforming), para producir una nafta base de alto índice de octano para la fabricación de gasolinas automotrices bajo especificaciones y por consiguiente disminuir las importaciones de naftas de alto octano. Bajo este concepto la relevancia es potenciar la producción nacional de alto valor agregado en la industria nacional de bienes y servicios, disminuyendo la importación de derivados de hidrocarburos para el abastecimiento del mercado nacional.

Inicialmente, se procederá a evaluar las condiciones operativas y productivas de la refinería Shushufindi en base a balances de masa y energía para determinar la materia prima disponible para el proceso.

En cualquier proceso de reformado el objetivo es incrementar el índice de octano, es de alguna manera un proceso único dentro de los procesos de refinación, en el hecho de que el número de octano y el contenido de aromáticos del producto resultante pueden ser modificados sobre un amplio intervalo, simplemente por ajuste de determinados parámetros operativos. El número de octano del producto, generalmente llamado reformado, puede variar desde 80 hasta valores superiores a 100, dependiendo de las características de la carga de alimentación y las condiciones operativas de la unidad.

Normalmente, los procesos convencionales de reformado catalítico están constituidos por sistemas de 3 o 4 reactores en serie con precalentadores intermedios. Estos reactores operan adiabáticamente a temperaturas comprendidas entre 450 y 550 °C, presiones totales de 10 a 35 atm y relaciones molares hidrógeno–hidrocarburo (H_2/HC) de 3 a 8. (MONTESDEOCA, 2013).

Este proceso tiene un impacto positivo para EP Petroecuador y al Estado ya que plantea un reto al cambio y genera un efecto sinérgico para la modernización con el aporte de una planta CCR y sostenibilidad de la empresa, siempre pensando en el medio ambiente y un cambio social ya que en lugar de ser un país importador podría llegar a ser un país exportador de combustibles. (Empresa Pública de Hidrocarburos del Ecuador, 2018).

El reformado catalítico de naftas es uno de los procesos indispensables en las refinerías modernas. El objetivo principal de este proceso es mejorar las naftas con bajo número de octano, procedentes de la destilación primaria del petróleo crudo, para obtener nafta reformada, conocida como reformado, con alto número de octano. Además de producir nafta reformada, también es una fuente principal para la generación de aromáticos utilizados en la industria petroquímica (benceno, tolueno y xilenos). (AMBRIZ, 2015). Adicionalmente

genera hidrogeno que es necesario e indispensable para la operación de las unidades otras de hidrotratamientos como la hidrodesulfuradora (HDS) y tiene una producción considerable de Gas Licuado de Petróleo (GLP), que sirve para uso doméstico.

Algunas de las reacciones que se producen en el reformado catalítico son de deshidrogenación de naftenos con el fin de producir moléculas aromáticas que tienen alto índice de octano. Así, el reformado catalítico se emplea además para la obtención de materia prima para producir solventes aromáticos como benceno, tolueno, xileno” (Ortega, 2006).

Estudios sobre el índice de octano de los hidrocarburos puros y de las familias de hidrocarburos presentes en los cortes petroleros han puesto de manifiesto algunas reglas generales. Las parafinas normales poseen los índices de octano más bajos, y se vuelven progresivamente peores a medida que aumenta su peso molecular. Las iso-parafinas presentan índices de octano mayores que los isómeros normales correspondientes, y el índice de octano aumenta a medida que aumenta el grado de ramificación de la cadena. Los naftenos son generalmente mejores que las parafinas normales correspondientes, pero rara vez tienen un octanaje elevado. (Ortega, 2006).

Los aromáticos presentan índices de octano bastante altos. Las olefinas, familia de hidrocarburos producidas en las unidades de craqueo, tienen un índice de octano considerablemente más alto que las parafinas relacionadas. La Figura 1 presenta, los valores relativos de los índices de octano de las diferentes familias de hidrocarburos presentes en las naftas. (Miño, Fundamentos del reformado catalítico para la producción de Naftas de Alto Octano, 2019).



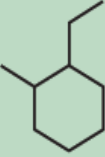
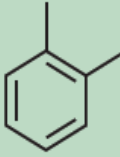
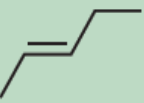
Familia de hidrocarburos	Parafinas		Naftenos	Aromáticos	Olefinas
	Parafinas normales	Iso-Parafinas			
Ejemplos					
	C7H16	C8H18	C9H18	C8H10	C6H12
Índice de octano (RON)	Muy bajo	Elevado	Medio	Bastante elevado	Elevado

Figura 1. Valores relativos del índice de octano de las familias de hidrocarburos presentes en las naftas

El reformado catalítico tiende a “incrementar el octanaje de nafta a niveles próximos a los cien octanos, mientras más alto es el octanaje, menos será el

rendimiento de gasolina reformada” (Cajas & Salas, 2007); Además otro aspecto importante a tomar en cuenta es la composición de la carga, así como los elementos del diseño, la actividad del catalizador que se emplea para este caso, en dicho proceso da como resultado gasolinas con alto octano, así como gases con altos contenidos de hidrógeno y gases GLP.

Se conoce que, el reformado catalítico fue desarrollado por UOP (Universal Oil Product), cuando se inició con el proceso Platforming en el año de 1947” (El Portal de los ingenieros Químicos en Español, 2015). Actualmente existen operaciones que tienen procesos de reformado que incluye el uso de catalizadores a base de platino para la producción de compuestos aromáticos y de nafta con alto nivel octanaje. Dentro de las reacciones que se producen en dicho proceso están:

- **Deshidrogenación de naftenos.** – Los compuestos nafténicos, como ciclohexano, metilciclohexano, dimetilciclohexano hasta naftenos C10, son dehidrogenados respectivamente en benceno, tolueno, xilenos, aromáticos C9 y C10, con producción de 3 moles de H₂ por mol de nafteno. La reacción del ciclohexano, por ejemplo, se presenta en la Figura 2:

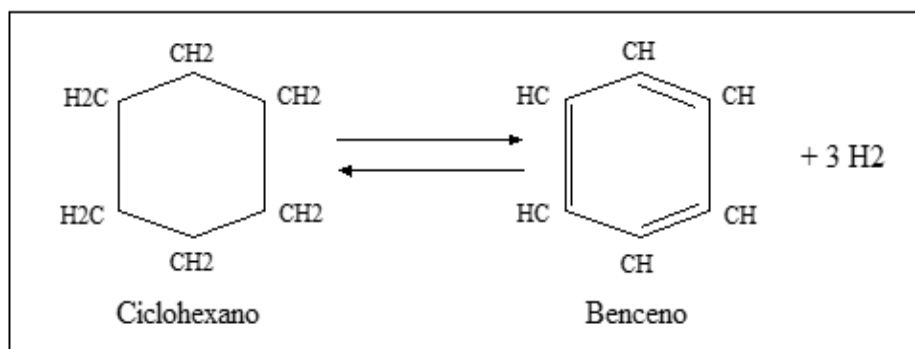


Figura 2. Deshidrogenación de naftenos

Fuente: (EPPETROECUADOR, 2015).

- **Dehidrociclización de las parafinas.-** Este es un proceso de varias etapas, que se aplica a las parafinas normales (lineales) o a las iso-parafinas (ramificadas). Involucra una etapa de deshidrogenación con un desprendimiento de un mol de hidrógeno seguido por un reordenamiento molecular para formar un nafteno y la subsecuente deshidrogenación del nafteno. El reordenamiento molecular para construir un nafteno es la reacción del Octanizing más difícil de promover, pero la aromatización subsecuente del nafteno produce un incremento de octano notable. La reacción puede ser resumida en la Figura 3.

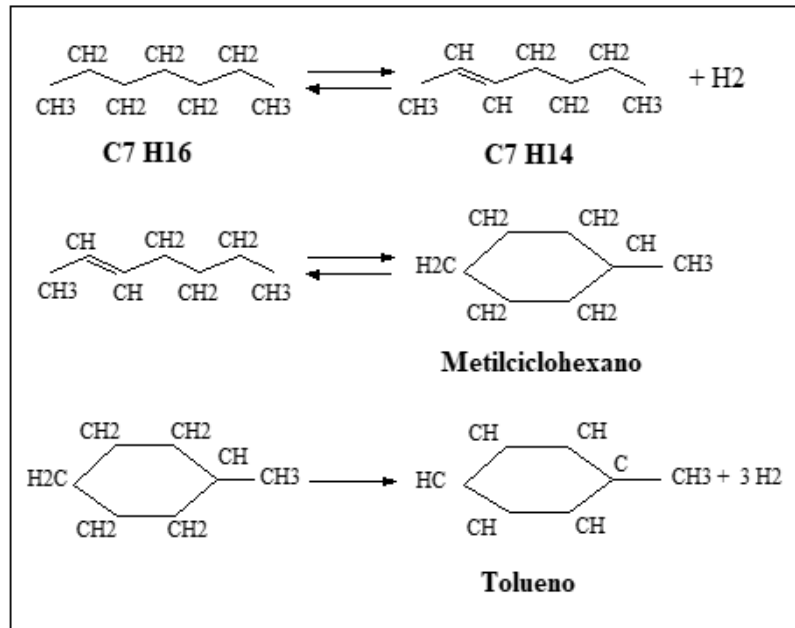


Figura 3. Reacción de Dehidrociclización de las parafinas

Fuente: (EPPETROECUADOR, 2015).

- Isomerización de parafinas lineales.** – Estas reacciones son rápidas, ligeramente endotérmicas y no afecta el número de carbonos. El equilibrio termodinámico de isoparafinas a parafinas, depende principalmente de la temperatura y la presión no tiene efecto. Un ejemplo de este tipo de reacción se presenta en la Figura 4.

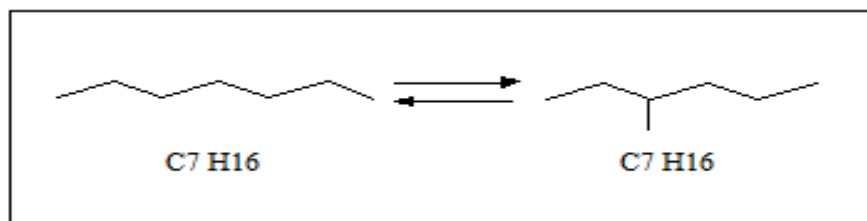


Figura 4. Reacción de Isomerización de parafinas lineales

Fuente: (EPPETROECUADOR, 2015).

- Isomerización de naftenos.** – La isomerización de un alquilciclopentano en alquilciclohexano, involucra un reordenamiento del anillo y es deseable debido a la dehidrogenación subsecuente del alquilciclohexano en un aromático. Debido a la dificultad del reordenamiento del anillo, el riesgo de la apertura del anillo resultando en una parafina, es alto. La reacción es ligeramente endotérmica. Esta reacción puede ser resumida en la figura 5. (EPPETROECUADOR, 2015)

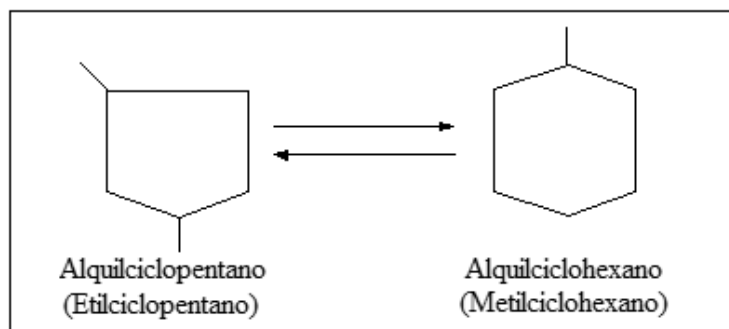


Figura 5. Reacción de Isomerización de naftenos

Fuente: (EPPETROECUADOR, 2015).

También existen tres tipos de unidades industriales de reformado catalítico: las unidades semi-regenerativas con tratamiento in situ del catalizador en cada parada que realice la unidad; las unidades regenerativas cíclicas, con la utilización de un reactor suplementario, el cual durante las regeneración del catalizador reemplaza sucesivamente a cada uno de los otros reactores y de esta manera asegurar una operación en continuo; y finalmente, las unidades regenerativas conocidas como unidades CCR, que operan en regeneración continua del catalizador. En todo el mundo, el esquema semi-regenerativo domina la capacidad de reformado en aproximadamente el 60% de la capacidad total, seguido de regeneración continua en 28% y cíclica en 12%. (Miño, Fundamentos del reformado catalítico para la producción de Naftas de Alto Octano, 2019).

En cuanto a tecnologías, han evolucionado varios tipos y licenciantes, siendo las principales la de Platforming (UOP) y Reforming (IFP); este primero ha venido marcando la pauta en cuanto a su evolución de este proceso, tanto en lo relativo al desarrollo y optimización del catalizador. (García, 2011) Como se muestra en la Figura 6, observándose que se requieren presiones mucho menores y disminuyendo el reciclo de hidrogeno.

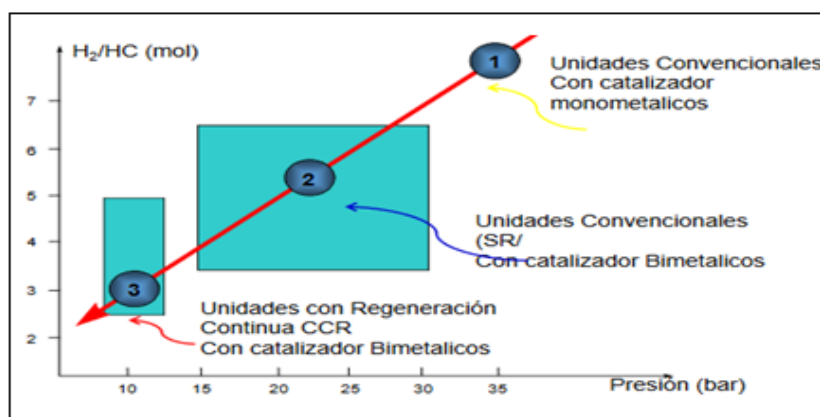


Figura 6. Evolución de la Tecnología de Reformación Catalítica

Fuente: (García, 2011).

Entre los compuestos aromáticos producidos en la unidad, se encuentra el benceno, compuesto fuertemente regulado dentro de las especificaciones de gasolinas automotrices. Según la norma INEN 935, el contenido máximo de benceno es 1% y 2% en volumen para las gasolinas extra y super respectivamente. La tabla 1 presenta los requisitos de la gasolina de 87 octanos (RON) Para limitar la formación de este compuesto el refinador dispone de alternativas como elevar el punto de corte entre la nafta ligera y la nafta pesada, así como optimizar la separación de estas naftas, es decir no introducir en la unidad hidrocarburos susceptibles de formar benceno. (Miño, Fundamentos del reformado catalítico para la producción de Naftas de Alto Octano, 2019), Actualmente en la refinería Shushufindi se produce una gasolina base con un índice de octano máximo de 65, lo cual no cumple lo previsto con la norma INEN 935.

Tabla 1. Requisitos de la gasolina de 87 octanos (RON)

Requisitos	Unidad	Mínimo	Máximo	Método de ensayo
Número de octano Research (RON) ^a	--	87	--	NTE INEN 2102
Destilación: 10 %	°C	--	70	ASTM D86
50 %	°C	77	121	ASTM D86
90 %	°C	--	189	ASTM D86
Punto final	°C	--	220	ASTM D86
Residuo de destilación	% ^b	--	2	ASTM D86
Relación vapor – líquido a 60 °C	--	--	20	ASTM D5188
Presión de vapor	kPa	--	60	ASTM D323 ASTM D4953 ASTM D5191
Corrosión a la lámina de cobre (3 h a 50 °C)	--	--	1	ASTM D130
Contenido de gomas	mg/100 mL	--	3	ASTM D381
Contenido de azufre	% ^c	--	0,065	ASTM D2622 ASTM D4294 ASTM D5453
Contenido de aromáticos	% ^b	--	30	ASTM D1319
Contenido de benceno	% ^b	--	1	ASTM D3606 ASTM D5580 ASTM D6730
Contenido de olefinas	% ^b	--	18	ASTM D1319
Estabilidad a la oxidación	Min	240	--	ASTM D525 ASTM D7525

Continúa...

Continuación...

Contenido de oxígeno	%C	-	2,7	ASTM D4815 ASTM D5845
		-		
Contenido de plomo	mg/L	-	No detectable	ASTM D3237 ASTM D5059 ASTM D5185
		-		
Contenido de manganeso	mg/L	-	No detectable	ASTM D3831 ASTM D5185
		-		
Contenido de hierro	mg/L	-	No detectable	ASTM D5185
		-		

Fuente: NTE INEN 935, Productos Derivados del Petróleo. Gasolina (INEN, 2016).

Por otra parte, la composición típica de un catalizador de reformado catalítico “puede ser 0.25% de platino, 0.25% de renio y 1.0% de cloro, siendo estos porcentajes en masa que se soportan en la gama alúmina extruida de alta pureza con una área específica entre 180 m²/g a 200 m²/g” (Robinson, 2000). Los catalizadores de reformado catalítico pierden la actividad fundamentalmente por la formación de coque en su superficie y por compuestos de sulfuro o nitrógeno que deben ser eliminados antes de que se produzca el ingreso a la unidad por medio del proceso de hidrotratamiento” (Rahimpour, Jafari, & Iranshahi, 2013). Para compensar la de actividad del catalizador el operador puede incrementar hasta cierto nivel la temperatura de operación con el propósito de mantener el índice de octano del reformado producido. (Moser, Borgan, & Handbook, Catalytic Reforming, 2008).

En el Ecuador el proceso actual de reformado catalítico se procesa de forma estricta, teniendo en cuenta las situaciones y normas de tipo ambiental, anteriormente se usaban el tetraetilo de plomo (TEL) en la extinta gasolina con plomo super de 97 octanos y normal de 92 octanos como aditivo antidetonante, el plomo como no intervenía en la combustión era expulsado con los gases de escape, es un metal pesado venenoso para el cuerpo humano ya que ataca al sistema nervioso. Actualmente se utilizan gasolina sin plomo, por lo que se han gestionado mejoras en los procesos de catalíticos de distintas fracciones del petróleo, las que consisten en el uso de nuevos catalizadores con formulaciones distintas a las que han sido usadas anteriormente. (Morcillo, 2001).

La Figura 7 presenta un esquema del proceso de reformado catalítico continuo en la refinería de Esmeraldas donde su principal característica es que el catalizador es regenerado continuamente mediante la combustión del carbón que se forma en su superficie y la regeneración de los sistemas ácidos.

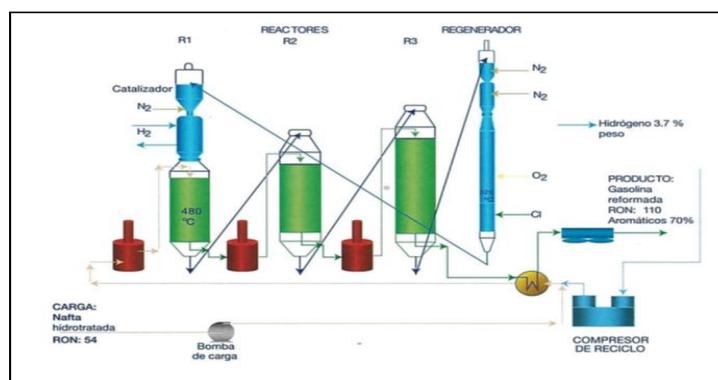


Figura 7. Reformadora catalítica continua (CCR) en refinería Esmeraldas

Fuente: (EPPETROECUADOR, 2015)

A su vez, el modelado de las diferentes unidades de una planta de refinación es un aspecto que implica amplio conocimiento y un trabajo laborioso ya que se debe analizar algunas variables como la naturaleza del petróleo y los derivados, los fenómenos tanto de tipo físico como químico que experimentan y el amplio número de condiciones operativas que se relacionan con estas fases (Montesdeoca, 2013).

En el Ecuador se usan ya los modelos computacionales que son utilizados continuamente para casos de procesos en unidades de conversión de tipo térmico o catalítico. (Castro, Maldonado, Naranjo, Torres, & Vásquez, 2009), de tal forma que sea posible mejorar la operación de las refinerías ya existentes, y optimizar la planificación de la producción, por lo cual la habilidad de modelar correctamente cada etapa del proceso constituye un aspecto indispensable a ser tomado en cuenta, para que el proceso global de la refinería sea el correcto.

Actualmente en la refinería Shushufindi no es posible producir naftas de alto octanaje, el volumen actual es insuficiente según la capacidad instalada de la refinería (eppetroecuador.ec, 2015), razón por la cual se hace necesario transportar naftas de alto octanaje desde la refinería de Esmeraldas, lo cual resulta costoso para obtener gasolina extra con el índice de octanaje mínimo requerido por la norma. Para eliminar este costoso proceso de transporte y mejorar el rendimiento de las naftas producidas en refinería Shushufindi se hace necesario incorporar un proceso de mejora del octanaje, razón por la cual se propone un proceso de Reformado Catalítico Continuo (CCR).

1.1. OBJETIVO

1.1.1. OBJETIVO GENERAL

- Diseñar un proceso para mejoramiento del octanaje de la gasolina producida en Refinería Shushufindi mediante Reformado Catalítico (CCR).

1.1.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Evaluar las condiciones operativas y productivas de la Refinería Shushufindi en base a balances de masa y energía para determinar la materia prima disponible para el proceso de Reformado Catalítico Continuo.
- Realizar el estudio de Ingeniería Conceptual y de Ingeniería Básica para la implementación del proceso de reformado catalítico continuo, diagrama de flujo, lay out, equipos principales.
- Modelizar el proceso de reformado catalítico continuo (CCR) en la Refinería Shushufindi.
- Estimar la inversión requerida para implementar el proceso propuesto, un análisis económico de la unidad CCR y su impacto en el margen de refinación de la Refinería Shushufindi.

METODOLOGÍA

2. METODOLOGÍA

En este trabajo de titulación se aplicará la metodología de elaboración de un diseño de un proceso. En cada proyecto se presenta la tarea de desarrollar un plan de investigación a la medida de la problemática respectiva.

En base a lo anteriormente citado la metodología del proyecto de titulación comprende:

- Análisis bibliográfico del estado del arte del Reformado Catalítico Continuo (CCR).
- Caracterización físico-químico de la gasolina base de Refinería Shushufindi, carga que se empleará para el proceso de CCR.
- Modelización del proceso de la unidad de Reformado Catalítico con balances de masa y energía.
- Análisis de resultados y discusión de los puntos relevantes operativos como económicos.
- Conclusiones y Recomendaciones para el mejoramiento del octanaje de la gasolina producida en Refinería Shushufindi.

2.1. DETERMINACIÓN FÍSICO - QUÍMICO DE LA GASOLINA BASE EN REFINERÍA SHUSHUFINDI

Para llevar a cabo la caracterización fue necesario establecer los siguientes pasos:

- Revisión bibliográfica en el departamento de Laboratorio Refinería Shushufindi como tipos de naftas con sus respectivas caracterizaciones, y certificados de calidad de gasolina base de fechas recientes.
- Reportes diarios de producción de Refinería Shushufindi en el departamento de programación y control de la producción.

2.2. PLANTEAMIENTO DEL BALANCE DE MASA PRELIMINAR

Para llevar a cabo un balance preliminar de masa, fue necesario llevar a cabo las siguientes etapas:

- Determinación del flujo y composición aproximada de la alimentación.
- Determinación de las reacciones químicas predominantes en el proceso de reformado catalítico.
- Definición de porcentajes estimados de conversión en cada una de las reacciones planteadas.

En función del estudio de Yusuf A. (Yusuf A, 2019), se estimaron los porcentajes de conversión de cada una de las reacciones involucradas.

2.3. MONTAJE DE LA SIMULACIÓN DE LA PLANTA PARA EL ENTORNO DE ASPEN HYSYS

Para llevar a cabo la simulación de la planta bajo el entorno de ASPEN HYSYS se tomaron en cuenta las siguientes premisas:

- La tecnología empleada corresponde a la de la planta existente en la Refinería de Esmeraldas, empleando las mismas condiciones de límite de batería, esquema de proceso, condiciones de operación de equipos.
- Empleo de reactores de conversión por no disponer de datos cinéticos detallados del proceso reactivo.
- Balance Global de la planta propuesta.
- Diagrama de flujo propuesto para Shushufindi.
- Layout propuesto para Shushufindi.
- Resultados de las corrientes de reformado e hidrogeno.

2.4. EVALUACIÓN ECONÓMICA DEL PROYECTO

Se consideró la estimación de costos bajo la metodología de Max Peters (MAX S. PETERS, 2001), determinando la inversión de capital, costos anuales de producción y un flujo de caja proyectado por 20 años (vida útil estimada), empleando una tasa de interés fija de 12% anual y estimando los parámetros financieros: Tasa Interna de Retorno (TIR), Valor presente Neto (VAN o VPN) y punto de equilibrio.

Para el análisis se consideraron las siguientes fases:

- Premisas para la evaluación económica.
- Estimación de flujo de caja anual y proyección del precio de productos.
- Resumen de parámetros financieros del proyecto.

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

3.1. CARACTERIZACIÓN DE LA GASOLINA BASE DE REFINERÍA SHUSHUFINDI

En el Complejo Industrial Shushufindi, se obtienen tres tipos de naftas: la liviana con corte de 35 – 130°C, la pesada con corte de 120 a 200°C y la gasolina natural obtenida como subproducto en la Planta de Gas con cortes de 30 a 130°C aproximadamente. El índice de octano de cada nafta se presenta en la Tabla 2.

Tabla 2. Octanajes Naftas Refinería Shushufindi

<u>Corte</u>	<u>Rango de Temperatura de ebullición (°C)</u>	<u>Índice de octano*</u>
Nafta Liviana	35 - 130	70 Octanos
Nafta Pesada	120 – 200	52 Octanos
Nafta Natural	30 - 130	71 Octanos
Gasolina Base** (Promedio)		64 Octanos

Fuente: (EPPETROECUADOR, Laboratorio refinería Shushufindi, 2019)

(*) índice de octano expresado como RON

(**) Promedio de la gasolina base

Se observa que el RON de todas las naftas obtenidas en el proceso actual no logran superar los 70 RON, mientras que las gasolinas automotrices que se comercializan en país, extra y super, exigen un índice de octano de 87 y 92 respectivamente.

Tabla 3. Certificado de Calidad de la Gasolina Base Refinería Shushufindi

RESULTADOS					
PARÁMETROS	MÉTODO	ESPECIFICACIÓN	RESULTADO	UNIDAD DE MEDIDA	U⁽²⁾
	ASTM_ INEN	MÍN. MAX			
NÚMERO DE OCTANO (RON)	ASTM D2699_NTE INEN 2102	REPORTE	64,0	-	±6.2%
DEST. 10%	ASTM D86_NTE INEN 926	REPORTE	57,7	°C	±6.2%
DEST. 50%	ASTM D86_NTE INEN 926	REPORTE	100,8	°C	±6.2%

Continúa...

						Continuación...
DEST. 90%	ASTM D86_NTE INEN 926	REPORTE	144,9	°C	±6.2%	
DEST. PFE	ASTM D86_NTE INEN 926	REPORTE	171,0	°C	±6.2%	
DEST. RESIDUO	ASTM D86_NTE INEN 926	REPORTE	0,5	%V	±6.2%	
PRESIÓN DE VAPOR	ASTM D323/D5191	REPORTE	56,3	Kpa	±4.4%	
CORROSIÓN A LA LÁMINA DE COBRE, 3h, 50°C	ASTM D130_NTE INEN 927	REPORTE	1A	-	-	
CONTENIDO DE GOMAS	ASTM D381	REPORTE	0,00	mg/100ml	-	
CONTENIDO DE AZUFRE TOTAL	ASTM D5453	REPORTE	45	ppm	±15.0%	
GRAVEDAD API A 60°F (15.6°C)	ASTM D287	REPORTE	65,6	°API	±2.1%	
DENSIDAD RELATIVA (15.6/15.6°C)	ASTM D287	REPORTE	0,7179	-	±7.4%	
°API OBSERVADO: 66.2						
TEMPERatura Observada: 64.0°F						

Fuente: (EPPETROECUADOR, Laboratorio refinería Shushufindi, 2019)

El contenido de azufre (45 ppm) se encuentra por encima del valor mínimo requerido para someter la nafta a un proceso de reformado catalítico (el mínimo aceptable es de 0.5 ppm), razón por la cual es requerido incorporar aguas arriba una planta de hidrotreamiento para eliminar el exceso de azufre y otros contaminantes; No obstante no se considera esta planta hidrotreamidora dentro del alcance de este estudio.

En razón de que la refinería Shushufindi no cuenta como producto terminado gasolina extra y como se puede observar en la Tabla 3 el certificado de calidad de la gasolina base tiene un número de octano de 64, es por eso que es necesario de Nafta de Alto Octano para mezcla (blending) con la gasolina base de refinería (nafta pesada + nafta liviana) y nafta natural (condensados de gas asociado del petróleo) que proviene de la Planta de Gas, para ser entregado en su zona de influencia (provincia de Napo, Sucumbíos y Orellana), por lo que desde el año 2002, la nafta de alto octano se la transporta desde el beaterio, Santo Domingo y/o refinería Esmeraldas hasta la refinería Shushufindi, por medio de auto tanques. En el **ANEXO 1** se adjunta la normativa INEN 935 correspondiente a los productos derivados del Petróleo, Gasolina y Derivados. A continuación, Tabla 4 indica el reporte diario de producción de Refinería Shushufindi y se podrá visualizar la carga que se empleará para el proceso de Reformado Catalítico Continuo (CCR).

Tabla 4. Reporte Diario De Producción de Refinería Shushufindi

RECEPCION (R) Y EVACUACION (E)		
PRODUCTO	VIA	M³
CRUDO	OLEODUCTO (R)	3.191,87
RESIDUO	OCP (E)	1.452,08
RESIDUO	COMERCIALIZACION (E)	71,17
FUEL OIL 6	COMERCIALIZACION (E)	106,75
RESIDUO	COMERCIALIZACION (E)	251,73
GASOLINA BASE	POLIDUCTO (E)	456,59
DIESEL 2	COMERCIALIZACION (E)	959,38
GASOLINA EXTRA	COMERCIALIZACION (E)	228,64
GASOLINA NATURAL P.GAS	REFINERIA (R)	170,5
CARGA (C) – PRODUCCIÓN (P)		
CRUDO (C)		3.189,65
GASOLINA LIGERA + PESADA (P)		564,66
DIESEL-2 (P)		1.033,58
RESIDUO (P)		1.608,49
SLOP (producto fuera de especificación) (P)		38,55

Fuente: (EPPETROECUADOR, Programación y control de la producción refinería shushufindi, 2019)

Tabla 5. Promedio gasolina base refinería Shushufindi

Fecha	Nafta Pesada + Nafta Liviana (m³)	Gasolina Natural (m³)
1-jul-19	541,62	199,87
2-jul-19	575,14	298,5
3-jul-19	466,34	207,34
4-jul-19	556,42	375,43
5-jul-19	515,45	382,17
6-jul-19	535,69	289,82
7-jul-19	530,02	327,37
8-jul-19	517,8	259,56
9-jul-19	523,08	313,95
10-jul-19	562,67	264,31
11-jul-19	529,49	267,73
12-jul-19	606,52	225,18
13-jul-19	539,31	406,12
14-jul-19	564,66	170,5
15-jul-19	495,17	270,35

Continúa...

Continuación...

16-jul-19	589,65	219,64
17-jul-19	563,84	267,93
18-jul-19	561,46	269,95
19-jul-19	553,77	404,1
20-jul-19	563,36	282,91
21-jul-19	530,66	230,59
22-jul-19	597,05	134,86
PROMEDIO CARGA POR DÍA	546,33	275,83

Fuente: (EPPETROECUADOR, Programación y control de la producción refinería shushufindi, 2019).

Se estima un promedio de nafta pesada + nafta liviana de 546 m³/d operando las plantas al 100%, mientras que la gasolina natural proveniente de la planta de gas es de 275 m³/d.

3.2. PLANTEAMIENTO DEL BALANCE DE MASA PRELIMINAR

De los datos históricos de producción de nafta total ver Tabla 5 se estima una producción promedio de 546 m³ (3434,23 bpd) de Nafta Liviana + Nafta Pesada. Los 546 m³ (3434,23 bpd) representan aproximadamente 392,3 Ton/d, de la cual un 78,7% corresponde al porcentaje de nafta pesada producida en refinería Shushufindi (valor extraído de documento de Eppetroecuador referente a históricos de producción y rendimientos de la destilación atmosférica) representado un 308,7 Ton/d (12870 Kg/h). Dicho flujo se multiplico por el factor de sobredimensionamiento del 10% representando **14300 Kg/h de flujo de diseño (2885 bpd)**. Las condiciones en el límite de batería (entradas y salidas del proceso) corresponden a 128°C y 13,9Kg/cm², las cuales corresponden a las condiciones de alimentación de la planta existente en la refinería Esmeraldas.

Para determinar el flujo de alimentación de Nafta Pesada a la entrada de la nueva planta de reformado catalítico continuo, se partió primeramente de una caracterización realizada por la empresa PETROECUADOR y se tomaron los históricos de producción en la cual se establecieron los rendimientos de la Destilación Atmosférica actual de la Refinería Shushufindi, la cual establece:

Tabla 6. Rendimiento Nafta Pesada Refinería Shushufindi

Rendimiento del Corte de Nafta Total (Liviana + Pesada)	18,7%
% Nafta pesada	78,7%
Volumen manejado de nafta pesada	2600 bpd

Fuente: (EPPETROECUADOR, Programación y control de la producción refinería shushufindi, 2019).

Se visualiza en la tabla 6 que el rendimiento de nafta es inferior al 20% de la destilación atmosférica, representando un total de 2600 bpd de nafta pesada que se alimentará a la nueva unidad de reformado catalítico Continuo.

En base a un estudio de carácter privado de la empresa Eppetroecuador se tiene la composición de las diferentes familias de hidrocarburos presentes en el corte que alimentará la unidad CCR. Esta caracterización se basa en un análisis por cromatografía de gases en conjunto con espectrometría de masas junto con un análisis PONA (Parafinas, Olefinas, Naftenos y Aromáticos) y basándose en las premisas establecidas en la metodología previamente descrita (ver sección 2.a- metodología). De esta manera se estableció la siguiente composición:

Tabla 7. Caracterización Nafta Pesada Refinería Shushufindi

Componente	Composición (% peso)
Ciclohexano	0,48
Benceno	0,01
n-Heptano	8,32
2-Metilhexano	7,47
1-MetilCiclohexano	11,89
Tolueno	3,38
n-Octano	6,59
2-MetilHeptano	14,45
1,2-DimetilCiclohexano	3,99
1,3-DimetilCiclohexano	3,99
1,4-DimetilCiclohexano	3,99
EtilCiclohexano	3,99
o-Xileno	1,36
p-Xileno	1,36
m-Xileno	1,36
Etilbenceno	1,36

Continúa...

Continuación...	
n-Nonano	3,2
2-MetilOctano	9,19
1,2,3-TrimetilCiclohexano	5,69
1,2,4-TrimetilCiclohexano	4,79
1,2,3-Trimetilbenceno	0,74
1,2,4-Trimetilbenceno	0,74
n-Decano	0,09
2-Metilnonano	0,91
1,2,3,5-Tetrametilciclohexano	0,69
1,2,3,5-Tetrametilbenceno	0,01

Fuente: (EPPETROECUADOR, Laboratorio refinería Shushufindi, 2019)

Se observa que el nafteno predominante de la mezcla corresponde al 1-MetilCiclohexano, que corresponde al compuesto nafténico de 7 carbonos. En contra posición la parafina más predominante corresponde al 2-MetilHeptano, poseedor de 8 átomos de carbono.

Para determinar la composición de la Nafta Pesada, se partió de un análisis cromatográfico y de un análisis PONA realizado por la empresa PETROECUADOR durante la ejecución de estudios conceptuales de la planta en la cual determinaron porcentajes relativos de parafinas e isoparafinas, naftenos, olefinas y aromáticos presentes en la mezcla, para lo cual se establecieron las siguientes premisas:

- **Isoparafinas presentes (iP):** Se consideró únicamente la ramificación más sencilla como única posibilidad el 2-Metil-P, es decir el isómero ramificado más sencillo y únicamente una sola variedad para cada número específico de átomos de carbono.
- **Naftenos presentes (iP):** Se consideró como Naftenos presentes en la mezcla desde el Ciclohexano (N6) hasta el 1,2,3,4-TetrametilCiclohexano (N10). Las variaciones presentes de naftenos se tomaron como las precedentes para formar los aromáticos presentes con la estructura cíclica similar.

Según el estudio de Yusuf A.,(Yusuf A, 2019), el proceso de reformado catalítico implica al menos un mínimo de 70 reacciones químicas simultaneas entre las que destaca: Deshidrogenación de parafinas y su conversión a Naftenos, Hidrocraqueo de parafinas, Deshidrogenación de Naftenos, Hidrocraqueo de Naftenos y la Hidrodealquilacion de aromáticos. No obstante (Yusuf A, 2019), de acuerdo a los balances previos realizados y a los

parámetros cinéticos reportados por dicho estudio, es posible obtener un balance factible partiendo de las siguientes suposiciones:

- Los componentes involucrados en el proceso de reformado catalítico para este estudio se listan a continuación:

Tabla 8. Componentes para el proceso de Reformado Catalítico

Tipo	Componente	Nomenclatura
Hidrógeno	Hidrógeno	H ₂
PARAFINAS E ISOPARAFINAS		
Parafina 1C	Metano	nP1
Parafina 2C	Etano	nP2
Parafina 3C	Propano	nP3
Parafina 4C	n-Butano	nP4
Iso-Parafina 4C	i-Butano	iP4
Parafina 5C	n-Pentano	nP5
Iso-Parafina 5C	i-Pentano	iP5
Parafina 6C	n-Hexano	nP6
Iso-Parafina 6C	2-Metilpentano	iP6
Parafina 7C	n-Heptano	nP7
Iso-Parafina 7C	2-Metilhexano	iP7
Parafina 8C	n-Octano	nP8
Iso-Parafina 8C	2-Metilheptano	iP8
Parafina 9C	n-Nonano	nP9
Iso-Parafina 9C	2-Metiloctano	iP9
Parafina 10C	n-Decano	nP10
Iso-Parafina 10C	2-Metilnonano	iP10
NAFTENOS		
Nafteno 6 C	Ciclohexano	N6
Nafteno 7C	Metilciclohexano	N7
Nafteno 8C	1,2-Dimetilciclohexano	aN8
	1,3-Dimetilciclohexano	bN8
	1,4-Dimetilciclohexano	cN8
	Etilciclohexano	dN8
Nafteno 9C	1,2,4-Trimetilciclohexano	N9
Nafteno 10C	1,2,3,4-TetrametilCiclohexano	N10
AROMÁTICOS		
Aromatico 6C	Benceno	A6
Aromatico 7C	Tolueno	A7
Aromatico 8C	o-Xileno	aA8
	m-Xileno	bA8
	p-Xileno	cA8
	Etilbenceno	dA8
Aromatico 9C	Pseudocumeno (1,2,4-Trimetilbenceno)	A9
Aromatico 10C	1,2,3,4-Tetrametilbenceno	A10

- Se toman como reacciones químicas predominantes las siguientes:

Tabla 9. Reacciones Químicas en el Proceso CCR


Tipo de reacción	Reactivos involucrados	Productos
Deshidrogenación de Naftenos (Deseable) $N \rightarrow A + 3H_2$	N6 N7 aN8 bN8 cN8 dN8 N9 N10	H ₂ A6 A7 aA8 bA8 cA8 dA8 A9 A10
Deshidrogenación de parafinas para formar Naftenos (Dehidrociclización de Parafinas) (Deseable) $P \rightarrow N + H_2$	nP6 iP6 nP7 iP7 nP8 iP8 nP9 iP9 nP10 iP10	H ₂ N6 N7 aN8 bN8 cN8 dN8 N9 N10
Hidrocrqueo Parafinas (No deseable) $P_{a+b} + H_2 \rightarrow P_a + P_b$	H ₂ nP7 iP7 nP8 iP8 nP9 iP9 nP10 iP10	nP1 nP2 nP3 nP4 iP4 nP5 iP5 nP6 iP6 nP7 iP7 nP8 iP8 nP9 iP9

Fuente: (EPPETROECUADOR, Laboratorio refinería Shushufindi, 2019)

Para el proceso de reformado catalítico las reacciones deseables corresponden a la Deshidrogenación de Naftenos y la Deshidrociclización de Parafinas, en contraste con las reacciones de Hidrocrqueo las cuales son poco deseables debido a que disminuyen en el rendimiento de la nafta y genera un subproducto de bajo valor comercial en el mercado nacional.

3.3. MONTAJE DE LA SIMULACIÓN EN EL ENTORNO ASPEN HYSYS

Una vez determinado el flujo, composiciones y condiciones de la alimentación se procedió a realizar el montaje de la simulación bajo el entorno del software ASPEN HYSYS v. 10; Primeramente, se procedió a incorporar todos los componentes presentes en el proceso (Tabla 9) como se puede observar a continuación en la figura 8.

 Component List View: Component List - 1 [HYSYS Databanks]

Source Databank: HYSYS

Component	Type	Group
Hydrogen	Pure Component	
Methane	Pure Component	
Ethane	Pure Component	
Propane	Pure Component	
i-Butane	Pure Component	
n-Butane	Pure Component	
i-Pentane	Pure Component	
n-Pentane	Pure Component	
n-Hexane	Pure Component	
2-Mpentane	Pure Component	
Cyclohexane	Pure Component	
Benzene	Pure Component	
n-Heptane	Pure Component	
2-Mhexane	Pure Component	
Mcyclohexane	Pure Component	

Figura 8. Componentes ingresados para la Simulación en Aspen HYSYS

Fuente: (HYSYS, 2019).

En el siguiente paso, se introdujo el modelo termodinámico (también conocido como paquete de fluidos) y las reacciones químicas involucradas como se puede observar en las siguientes figuras 9 y 10.

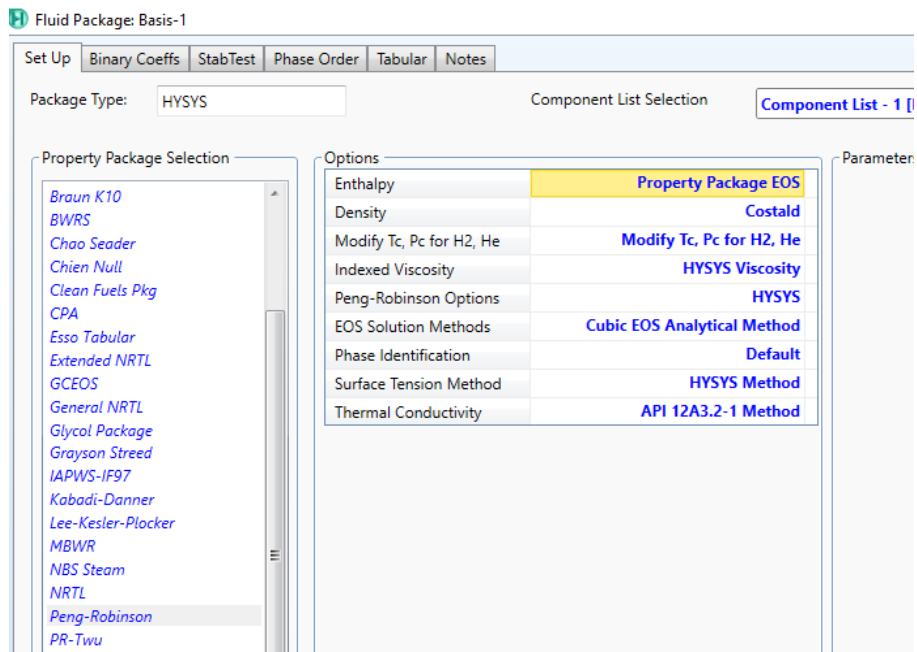


Figura 9. Selección del Modelo Termodinámico en Aspen HYSYS

Fuente: (HYSYS, 2019).

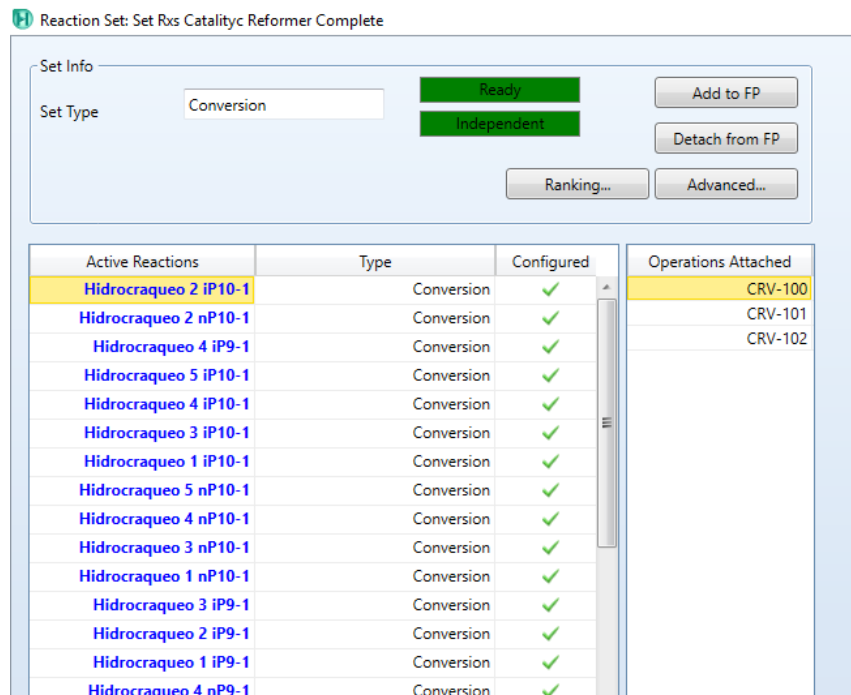


Figura 10. Incorporación de datos de las reacciones químicas en Aspen HYSYS

Fuente: (HYSYS, 2019).

Se escogió como paquete termodinámico el modelo de Peng-Robinson por resultar ser de gran precisión en la predicción de propiedades y condiciones

en sistemas de hidrocarburos y a su vez porque el simulador HYSYS estima los parámetros de interacción entre los distintos pares de moléculas de manera tal de mejorar aún más la precisión de los resultados. Las reacciones químicas involucradas corresponden a las mencionadas en la tabla 4.

Posterior a ello, se procedió a incorporar cada equipo (o unidad de proceso) involucrado en el proceso de reformado desde el principio hasta el final del proceso productivo, iniciando por la corriente de alimentación como se muestra en la figura 11 a continuación:

Material Stream: NAFTA-ALIMENTACION-2

Worksheet		Mass Fractions	Liquid Phase
Conditions	Hydrogen	0.0000	0.0000
Properties	Methane	0.0000	0.0000
Composition	Ethane	0.0000	0.0000
Oil & Gas Feed	Propane	0.0000	0.0000
Petroleum Assay	i-Butane	0.0000	0.0000
K Value	n-Butane	0.0000	0.0000
User Variables	i-Pentane	0.0000	0.0000
Notes	n-Pentane	0.0000	0.0000
Cost Parameters	n-Hexane	0.0000	0.0000
Normalized Yields	2-Mpentane	0.0000	0.0000
	Cyclohexane	0.0048	0.0048
	Benzene	0.0001	0.0001
	n-Heptane	0.0832	0.0832
	2-Mhexane	0.0747	0.0747
	Mcyclohexane	0.1189	0.1189
	Toluene	0.0338	0.0338
	n-Octane	0.0659	0.0659
	2-Mheptane	0.1445	0.1445
	1-ci2-MCC6	0.0399	0.0399
	1-ci3-MCC6	0.0399	0.0399
	1-ci4-MCC6	0.0399	0.0399
	Ecyclohexane	0.0399	0.0399
	o-Xylene	0.0135	0.0135

Figura 11. Datos de la corriente de alimentación en Aspen HYSYS

Fuente: (HYSYS, 2019).

Se propone una unidad de reformado catalítico con regeneración continuo sin embargo para efectos del esquema bajo el entorno de Aspen Hysys no se observa el proceso regenerativo en el diagrama siguiente. Figura 12 y 13.

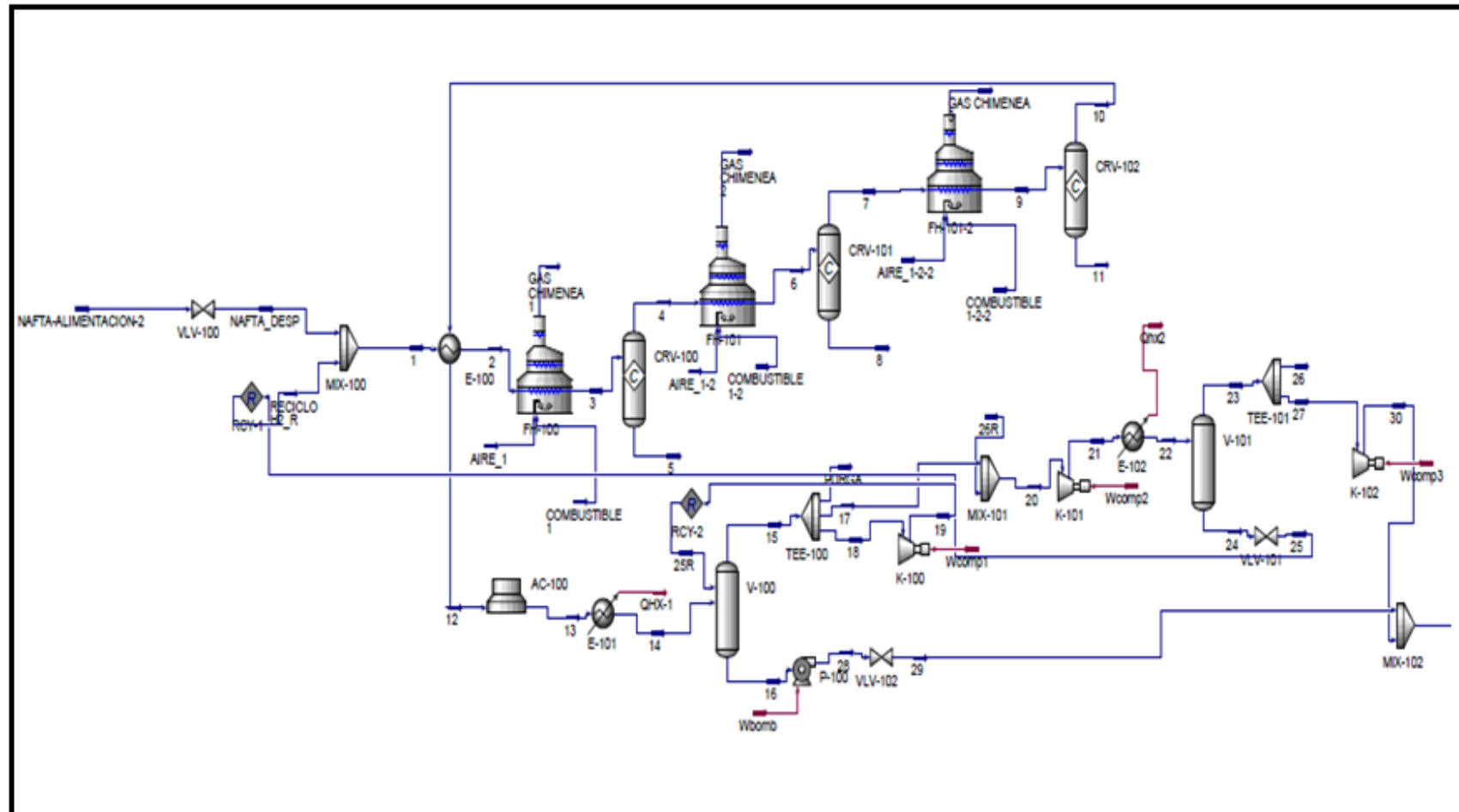


Figura 12. Esquema general generado por Aspen HYSYS Parte 1

Fuente: Generado por ASPEN HYSYS

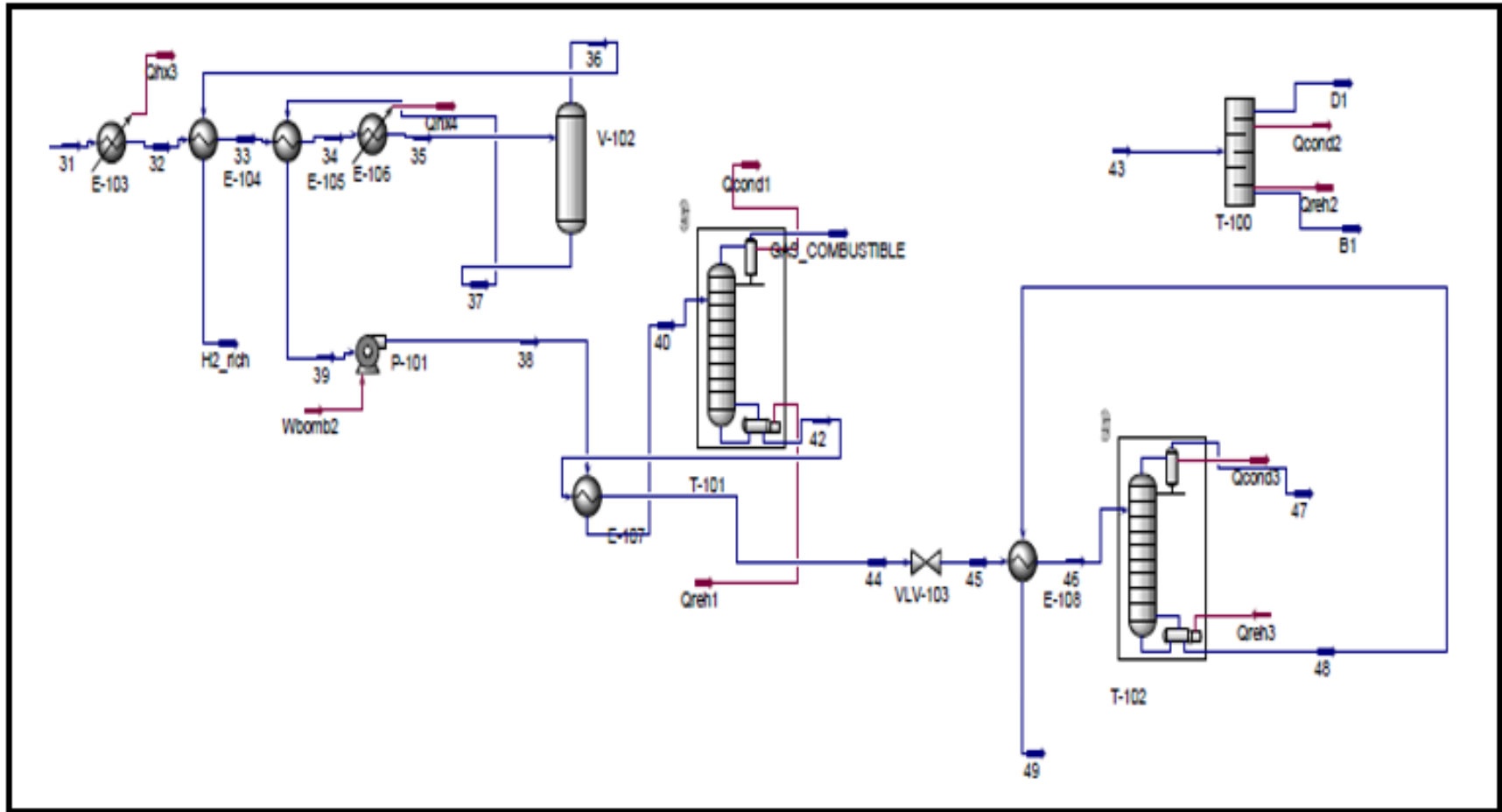


Figura 13. Esquema general generado por Aspen HYSYS Parte 2

Fuente: Generado por ASPEN HYSYS

De acuerdo al esquema de procesos, se determinan como equipos principales los siguientes:

Tabla 10. Equipos principales requeridos para el proceso CCR en Refinería Shushufindi

Cantidad	TAG	Descripción
3	R101/102/103	Reactores catalíticos de Reformado con catalizadores de platino en una base de alúmina. (Pt-Al ₂ O ₃)
3	F101/102/103	Hornos (para calentar cada alimentación a los reactores)
3	V100/101/102	Separadores Líquido/Vapor
2	T101/102	Columnas de destilación
-		Equipos auxiliares de intercambio de calor: enfriadores, condensadores, separadores, precalentadores, Compresores y Bombas

Fuente: Calculado por ASPEN HYSYS

El catalizador que se propone para controlar o promover las reacciones en este proceso es de platino en una base de alúmina, que se va a utilizar para impulsar las reacciones que mejoren el octanaje y el contenido de aromáticos de la nafta para la obtención de reformado en la mezcla de gasolina.

3.3.1. BALANCE GLOBAL DE LA PLANTA PROPUESTA

El esquema de la simulación general se presenta en el **ANEXO 2**

Los resultados del balance de masa de la simulación de las corrientes principales, se muestra a continuación en la tabla 11.

Tabla 11. Balance global de la planta CCR propuesta

Corriente	Flujo	Rendimiento másicos %	Volumen (MMSCFD)
<u>Entradas</u>			
Nafta Pesada	14300 Kg/h (2885 bpd)	100	
<u>Salidas</u>			

Continúa...

Continuación...			
Reformado	12690 Kg/h (2409 bpd)	88,7	
Corriente rica en Hidrogeno	760 Kg/h	6	3,669
GLP	719 Kg/h	5	0,2694
Fuel Gas	94,5 Kg/h	0,7	0,0903
Purga de gases a Flare	36,5 Kg/h	0,3	0,085

Fuente: Calculado por ASPEN HYSYS

Se observa que de los 2885 bpd de nafta pesada se obtiene 2409 bpd de reformado y 3,669 MMSCFD de hidrogeno que servirá como base para el hidrotreatmento de los diversos cortes de la unidad de destilación atmosférica. En referencia al rendimiento de GLP representa un 5% en peso de la alimentación, mientras que el rendimiento del Fuel Gas corresponde a un 0,7%. Estas corrientes se enviarán a la planta de gas y a la red de gas combustible de la refinería Shushufindi para su aprovechamiento posterior.

Los detalles relacionados a las dimensiones aproximadas de los equipos, consumo de servicios industriales y balance de masa detallado corriente a corriente se puede observar en **ANEXO 3** generado por el simulador ASPEN HYSYS.

3.3.2. DIAGRAMA DE FLUJO PROPUESTO PARA SHUSHUFINDI

En la Figura 13 se muestra el diagrama de flujo de procesos de la planta propuesto para Shushufindi.

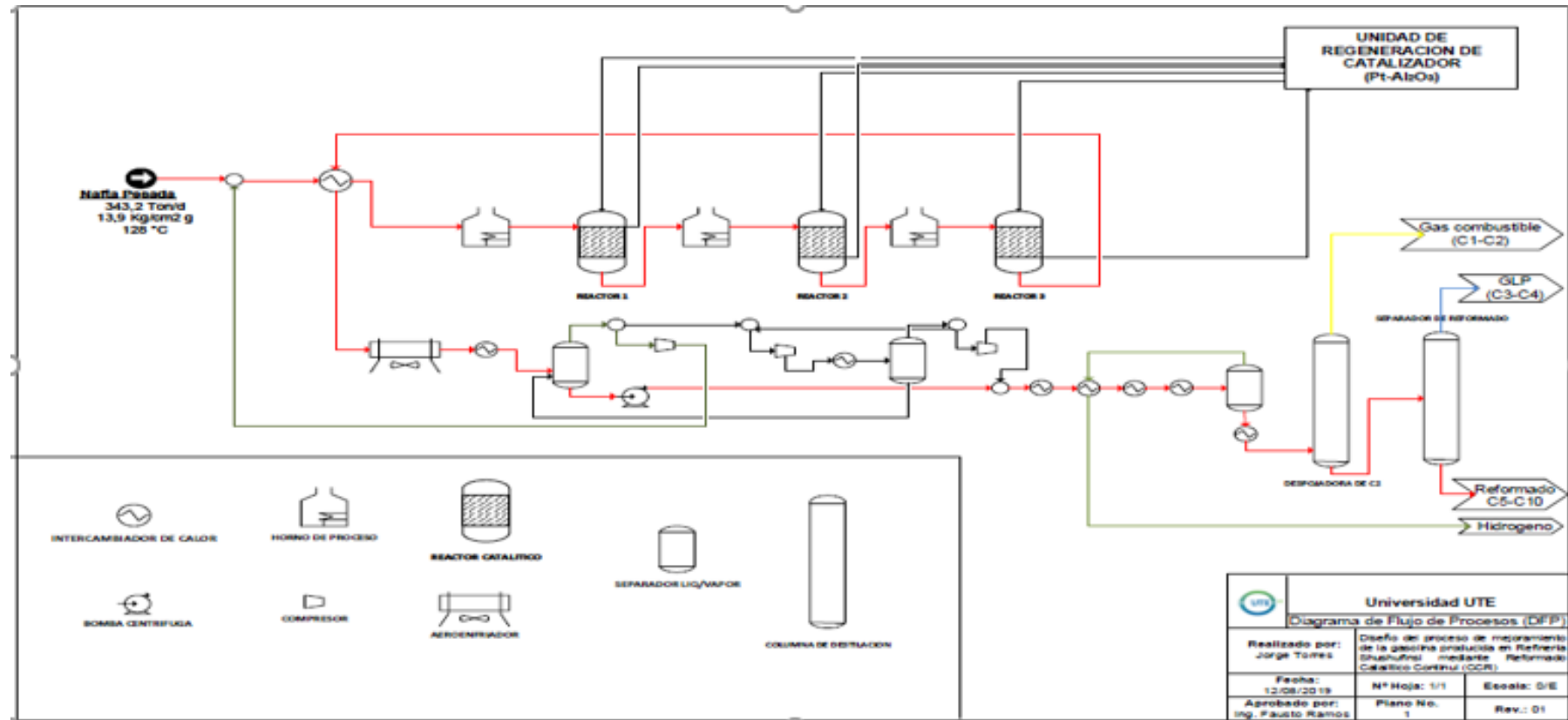


Figura 14. Diagrama de Flujo Propuesto para Shushufindi

3.3.3. LAYOUT PROPUESTO PARA SHUSHUFINDI

A continuación, en la Figura 14 se muestra el Layout (distribución en planta).

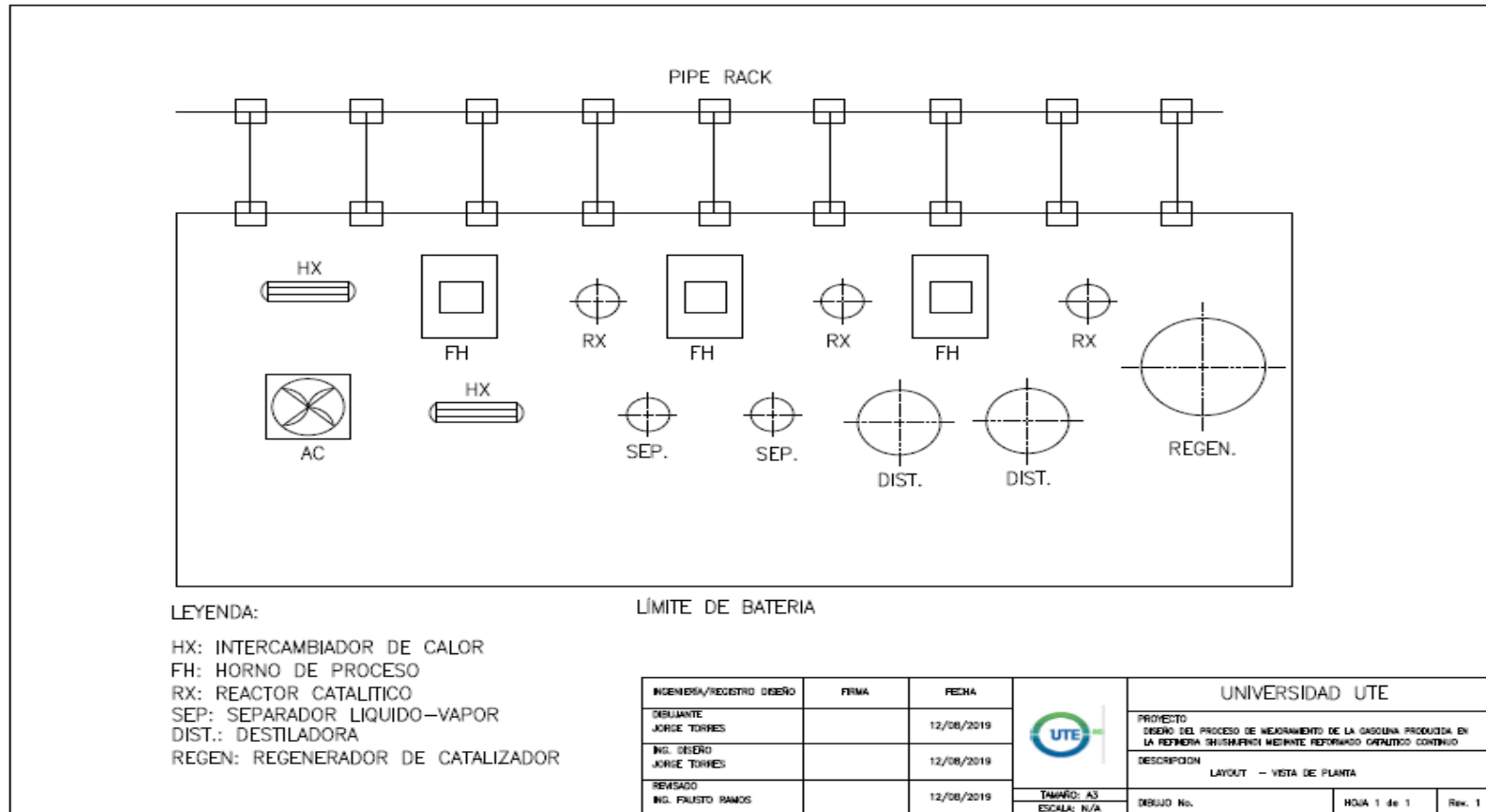


Figura 15. Layout Propuesto para Shushufind

El esquema propuesto inicia con el ingreso de carga de nafta pesada a un intercambiador de calor donde se precalienta la alimentación hasta alcanzar la temperatura mínima requerida para iniciar el proceso de reacción. Una vez que entra al primer reactor, al ser reacciones endotérmicas se hace necesario calentar mediante los hornos cada efluente del reactor para alcanzar la temperatura necesaria en cada reactor. Una vez que sale el efluente del tercer reactor se procede a enfriar la corriente y separar el hidrogeno generado, una parte para ser recirculado al proceso, y otra para enviarla a las otras plantas que dependen del hidrogeno (hidrotratadoras de diésel, nafta, kero, entre otras). Las fracciones formadas por livianos (C2 y más livianos) se separan y se envían a la red de gas combustible de la refinería. Posteriormente se separa el GLP (formado principalmente por C3 y C4) y el Reformado por la corriente de fondo de la segunda destiladora.

3.3.4. RESULTADOS DE LAS CORRIENTES DE REFORMADO E HIDROGENO

Los flujos y las composiciones de las corrientes de producto se presentan a continuación:

3.3.4.1 Corriente de Reformado

Tabla 12. Corriente de Reformado

Componente	% peso
n-Butano	0.03
i-Pentano	2.44
n-Pentano	1.11
n-Hexano	1.18
2-Metilpentano	3.08
Ciclohexano	0.04
Benceno	0.97
n-Heptano	9.29
2-Metilhexano	10.89
Metilciclohexano	0.23
Tolueno	19.79
n-Octano	2.02
2-Metilheptano	4.60
1,2-DimetilCiclohexano	0.02
1,3-DimetilCiclohexano	0.02
1,4-DimetilCiclohexano	0.02
Etilciclohexano	0.02
o-Xileno	6.63

Continúa...

Continuación...	
m-Xileno	6.63
p-Xileno	6.63
Etilbenceno	6.63
n-Nonano	0.45
2-Metiloctano	1.33
1,2,4-TrimetilCiclohexano	0.04
Pseudocumeno	14.93
n-Decano	0.00
2-Metilnonano	0.04
1,2,3,4-TetrametilCiclohexano	0.00
1,2,3,4-TetrametilBenceno	0.88
Índice de Octano(*)	≥98
% Benceno	0,97%
%Aromáticos	62,21%

Fuente: Calculado por ASPEN HYSYS

Se observa que el porcentaje de aromáticos en la corriente de reformado es superior al 60% y la norma máxima para blending es de 35%; Es importante acotar que el reformado es una de las corrientes que alimentan la mezcla de gasolina, razón por la cual dichos porcentajes bajaran aún más, lo cual garantizaría el cumplimiento de la norma referente a gasolina. (Ver Norma INEN en Anexo 1); Con respecto al contenido de benceno, es inferior al 1%, lo cual cumple con las especificaciones de las normas de referencia empleadas.

3.3.4.2 Corriente de Hidrógeno

Tabla 13. Corriente de Hidrógeno

Componente	% mol
Hidrógeno	91.49
Metano	4.33
Etano	2.57
Propano	1.01
i-Butano	0.16
n-Butano	0.29
C5+	0.09

Fuente: Calculado por ASPEN HYSYS

Se observa que el contenido de hidrogeno es superior al 90% por lo cual se considera una corriente de alta pureza para llevar a cabo los procesos de

hidrotratamiento de los distintos derivados a la salida de la columna de destilación atmosférica.

3.4. EVALUACIÓN ECONÓMICA DEL PROYECTO

En todo proyecto de inversión de capital se hace necesario evaluar los parámetros financieros más importantes (tasa interna de retorno, el valor presente neto y el punto de equilibrio), con la finalidad de determinar si se trata de un proyecto de inversión factible.

Para la evaluación económica la primera etapa es la evaluación de los costos de los equipos. Estos costos fueron proporcionados por software de simulación ASPEN HYSYS, los resultados obtenidos se presentan en la Tabla 14.

Tabla 14. Costos de los equipos sin instalación

TAG	DESCRIPCION	COSTO (MUSD)
V-102	Separador de Hidrogeno	24.5
E-105	Intercambiador de calor H2/Nafta	13.9
K-102	Compresor de Hidrogeno/Livianos	1240.3
E-109	Enfriador de Reformado 2	10.2
P-100	Bomba recuperadora de Livianos/Nafta	46
AC-101	Enfriador de Reformado 1	44.5
E-102	Condensador de Hidrogenos/Livianos	9.8
E-108	Pre calentador de la columna T-102	15
V-100	Separador de Livianos/Nafta	19.5
E-106	Enfriador de Hidrogeno/Livianos	11.2
K-100	Compresor de Hidrogeno/Livianos	886.5
AC-100	Preenfriador de Hidrogeno/Livianos	64.6
K-101	Compresor de Hidrogeno/Livianos	989.3
E-107	Pre calentador de la columna T-101	34.6
V-101	Separador de Hidrogeno para reciclo	15.6
E-104	Enfriador final de Hidrogeno	10.6
E-100	Pre calentador de Alimentacion a reactores	81.7
E-101	Condensador de Hidrogenos/Livianos	11.1
P-101	Bomba de Reformado/Livianos	17.4
E-103	Enfriador de Hidrogeno/Livianos/Reformado	11.3
T-101	Columna despojadora de livianos	254.3
T-102	Columna separadora de Reformado/GLP	275.3
F-101/102/103	Hornos pre calentadores a los reactores	10340.8
R-101/102/103	Reactores Catalicos	2110.6
TOTAL EQUIPOS SIN INSTALACION		16538.6

Los equipos más costosos son los hornos conjuntamente con los reactores y compresores, el total de la inversión se presenta en la Tabla 15, en la cual se detalla toda la evaluación económica del proyecto incluyendo costos directos e indirectos y capital de trabajo. Los factores de costos directos e indirectos fueron seleccionados en función a la metodología de cálculo propuesta (Peter & Timerhaus). El detalle de los factores se puede observar en el **ANEXO 4**.

Tabla 15. Evaluación económica del Proyecto

Tipo	Costo (MMUSD)
Costos Directos	
Equipos sin instalación	16.500
Costo de instalación de equipos	1.650
Instrumentación y Control	18.150
Tuberías	8.531
Sistemas eléctricos	6.534
Edificaciones	12.342
Limpieza de terrenos	1.997
Instalación de Servicios Industriales	1.815
Total Costos Directos	65.34
Costos Indirectos	
Ingeniería y Supervisión	5.990
Gastos de Construcción	7.442
Gastos Legales	0.726
Gastos de Contratista	3.993
Contingencia	7.986
Total Costos Indirectos	26.14
Total Costos D+I	91.48
Capital de Trabajo	16.15
Inversión Total de Capital	107.63

Fuente: Calculado por ASPEN HYSYS

La inversión de capital requerida para la Nueva Planta de Reformado Catalítico Continuo se estima en es de aproximadamente ciento siete millones seiscientos treinta mil dólares, (107,63 MMUSD).

3.4.1. PREMISAS PARA LA EVALUACIÓN ECONÓMICA

Se considera como el costo de producción de la nafta pesada 40 USD/Ton, dicho valor fue suministrado por la Gerencia de la empresa.

Se selecciona como escenario optimo el correspondiente a una TIR equivalente al 41%, calculando los precios de venta del reformado en USD/Ton y USD/gal.

3.4.2. ESTIMACIÓN DEL FLUJO DE CAJA ANUAL Y PROYECCIÓN DEL PRECIO DE PRODUCTOS

A continuación, se muestran distintos escenarios de evaluación para el proyecto en estudio.

Tabla 16. Evaluación económica del Proyecto

Ingresos anuales	VPN	TIR	Precio Unit (USD/Ton)	Precio Unit (USD/gal)
50,00	76,75	22,543%	446,53	1,33
60,00	151,44	32,108%	535,84	1,59
70,00	226,13	41,484%	625,15	1,86
80,00	300,83	50,804%	714,45	2,13
90,00	374,67	60,00%	803,76	2,39
39,73	0	12,00%	354,78	1,06

De la Tabla 16 se puede observar que el punto de equilibrio (sin ganancias ni pérdidas), corresponde a un ingreso neto anual de 39,73MMUSD, representando un precio de venta mínimo de 354,78USD/Ton (1,06 USD/gal), esto le permite a la empresa de comercialización sea aceptable de acuerdo a los precios del mercado que actualmente se manejan en el país. Se observa que para todos los escenarios con ingresos superiores los parámetros financieros (TIR y VAN) representan un proyecto de inversión factible en todos los casos. El flujo de caja detallado por escenario se encuentra en el **ANEXO 4**.

3.4.3. RESUMEN DE PARÁMETROS FINANCIEROS DEL PROYECTO

Siguiendo la metodología de estimación de Costos propuesta por (MAX S. PETERS, 2001), se determinaron los parámetros financieros en la Tabla 17.

Tabla 17. Evaluación Económica por Parámetro

Parámetro	Valor y Unidad
Costo de equipos Planta CCR Instalados	16,5 MM USD
Inversión total inicial de la planta	107,6 MMUSD
Costo anual de servicios industriales	854,5 MUSD
Precio de Venta mínimo del Reformado	354,78,32 USD/Ton
Precio de Venta mínimo del Reformado	1,06 USD/gal
Periodo de evaluación (vida útil)	20 años
Tasa de interés pasiva	12 % anual

Continúa...

Continuación...

Precio sugerido de venta Reformado	625,15 USD/Ton
Precio sugerido de venta Reformado	1,86 USD/gal
Valor Presente Neto (VAN)	226,13MMUSD
Tasa Interna de Retorno (TIR)	41%

Fuente: Calculado por ASPEN HYSYS

Se observa que para el escenario seleccionado se consideró un TIR de 41%, representando un VAN de 226,13 MMUSD, lo cual representa una triplicación del capital invertido, resultando un precio final de venta de reformado 100 RON de 625,15 USD/Ton (1,86USD/gal), para lo cual la inversión de capital se proyecta recuperarla al finalizar el año 3.

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

4.1. CONCLUSIONES

- Para las condiciones actuales de la Refinería Shushufindi, se estima que la producción de Nafta Pesada oscila alrededor de los 370 m³ (309 Ton/d), lo cual representa 383 m³/d de reformado potencialmente generable.
- La planta de Reformado Catalítico Continuo consta principalmente de: 3 Reactores Catalíticos de Reformado, 3 Hornos, 4 Separadores Liquido-Vapor y dos Columnas de Destilación con su respectiva sección de regeneración catalítica, con una capacidad de producción de 109,6KTon/año.
- Para el proceso de reformado catalítico las reacciones deseables corresponden a la Deshidrogenación de Naftenos y la Dehidrociclización de Parafinas, en contraste con las reacciones de Hidrocraqueo.
- Se dimensionaron preliminarmente los equipos de la nueva planta de Reformado Catalítico Continuo y se determinaron los costos de los equipos y servicios industriales mediante el software de Simulación ASPEN HYSYS.
- El catalizador para controlar o promover las reacciones en este proceso es de platino en una base de alúmina, que se va a utilizar para impulsar las reacciones que mejoren el octanaje y el contenido de aromáticos de la nafta para la obtención de reformado en la mezcla de gasolina.
- Se determinaron los parámetros financieros del proceso mediante la metodología de estimación de Costos propuesta por Peters y Timmerhaus.
- La inversión inicial requerida es de 107,6 MMUSD con un punto de equilibrio (sin ganancias ni pérdidas), VAN = 0 es de 354 USD/Ton (1,06 USD/gal) y con una TIR DE 12%.
- Para el escenario seleccionado se consideró una TIR de 41%, representando un VAN de 226,13 MMUSD, lo cual representa una triplicación del capital invertido, resultando un precio final de venta de reformado 100 RON de 625,15 USD/Ton (1,86USD/gal).

- En todos los escenarios económicos presentes del trabajo, con una vida útil de 20 años y una tasa de interés anual del 12 %, representan un proyecto de inversión factible.

4.2 RECOMENDACIONES

- Se recomienda realizar un estudio de una planta HDT hidrotratamiento e izomerizadora para determinar la factibilidad económica de la mezcla para la gasolina de 87 octanos.
- Realizar un análisis de sensibilidad del precio unitario del reformado e Isomerizado, incorporando una nueva unidad de destilación atmosférica para la Refinería de Shushufindi.
- El Hidrogeno generado en el proceso se propone enviarlo a una nueva unidad de hidrotratamiento de nafta o hidrodeshulfuración del diésel requerida para eliminar la presencia de azufre en combustibles y que cumplan la norma establecida.
- Se recomienda realizar el estudio correspondiente sobre la hidrotatadora de naftas HDT para implementar previo a la unidad de reformado catalítico continuo.

BIBLIOGRAFÍA

5. BIBLIOGRAFÍA

AIHE. (2018). EL PETRÓLEO EN CIFRAS 2017. AIHE, 31-33.

AIHE. (Marzo de 2018). EL PETRÓLEO EN CIFRAS 2017. AIHE, 2, 31-33.

AMBRIZ, M. L. (Noviembre de 2015). MODELACIÓN Y SIMULACIÓN DEL ESTADO ESTACIONARIO DE UN REACTOR DE REFORMACIÓN CATALÍTICA DE NAFTAS. MADRID, España.

Boitiaux, J., Cauffriez, H., & Goff, P. L. (2006). New developments accelerating catalyst research. Hydrocarbon Processing.

Cajas, L., & Salas, M. (2007). Estudio de Factibilidad para la Implementación de una nueva Refinería en el Ecuador. Quito: Escuela Politécnica Nacional.

Calderón, F., & Rodríguez, R. (2019). Técnicas innovadoras a la medida en campos maduros: Fracking Rigless en Ecuador. Halliburton.

Castro, Maldonado, Naranjo, Torres, & Vásquez. (2009). El Petróleo en el Ecuador. EP Petroecuador.

Couroyer, C., Ghadri, M., Laval, P., & Brunard, N. (2000). Methodology for Investigating the Mechanical Strength of Reforming Catalyst Beads. Gas Science and Technology.

El Portal de los ingenieros Químicos en Español. (2015). Refino del Petróleo III.

Empresa Pública de Hidrocarburos del Ecuador, E. (DICIEMBRE de 2018). Plan Estratégico Empresarial 2018-2021. EPPETROECUADOR, 45-56.

ENAEP. (2005). Segundo Encuentro de Anual de Energía y el Petróleo ENAEP. Seminarium.

EPPETROECUADOR. (ENERO de 2014). MANUAL DE OPERACIONES DE REFINERÍA AMAZONAS. 6-9.

EPPETROECUADOR. (2015). UNIDADES CATALÍTICAS DOS, Manual de regeneración. Esmeraldas.

- EPETROECUADOR. (2019). Laboratorio refinería Shushufindi.
- EPETROECUADOR. (2019). Programación y control de la producción refinería shushufindi.
- eppetroecuador.ec. (2015). <https://www.eppetroecuador.ec>.
- Fahim, Alsahhaf, & Elkilani. (2010). Fundamentals of Petroleum Refining. Elsevier.
- García, L. (2011). Reformación Catalítica de Nafta. http://repositorio.educacionsuperior.gob.ec/bitstream/28000/4762/5/A_NEXO%205.pdf.
- Guillén, B. C. (Marzo de 2016). Cuantificación de los subsidios de derivados del petróleo a los hidrocarburos en el Ecuador. PETRÓLEO AL DÍA, 9-14.
- HYSYS, A. (2019). Modelamiento.
- INEN. (2013). PRODUCTOS DEL PETRÓLEO. PRODUCTOS RELACIONADOS CON EL PETRÓLEO Y AFINES. DEFINICIONES.
- INEN. (Febreo de 2016). PRODUCTOS DERIVADOS DE PETRÓLEO. GASOLINA. REQUISITOS.
- MAX S. PETERS, K. D. (2001). Plant Design and Economics for Chemical Engineers. MC Graw Hill.
- Miño, A. (2019). Fundamentos del reformado catalítico para la producción de Naftas de Alto Octano. Quito.
- Miño, A. (Junio de 2019). Fundamentos del reformado catalítico para la producción de Naftas de Alto Octano. PGE PETRÓLEO & GAS.
- MONTESDEOCA, D. (Febrero de 2013). SIMULACIÓN DE LA UNIDAD DE REFORMADO CATALÍTICO DE LA REFÍNERIA ESMERALDAS. ESCUELA TÉCNICA SUPERIOR DE INGENIEROS INDUSTRIALES, 1-15.
- Montesdeoca, D. (2013). Simulación de la Unidad de Reformado Catalítico de la Refinería Estatal Esmeraldas. Madrid: Escuela Técnica Superior de Ingenieros Industriales.
- Morcillo, J. (2001). Temas básicos de química. Alhanmbra Universidad.

- Moser, M., & Bogdan, P. (2008). Handbook of heterogeneous catalysis. Catalytic Reforming Wiley.
- Moser, M., Borgan, M., & Handbook, P. (2008). Catalytic Reforming. Wiley.
- Ortega, F. (2006). La Industria del Petróleo y la Refinación. SN.
- Rahimpour, M., Jafari, M., & Iranshahi, D. (2013). Progress in catalytic naphtha reforming process. A review, Applied Energy.
- Robinson, D. (2000). Catalyst Regeneration. Metal Catalysts.
- Vera, C. (2010). Descripción y determinación de la confiabilidad del proceso de medición y control de combustibles en las llenaderas de entrega de productos limpios y control de combustibles en las llenaderas de entrega de productos limpios en islas. Quito: Institucional .
- Wauquier, J. (1998). El Refino del Petróleo. Díaz de Santos.
- Yusuf A, A. B. (2019). Study of Industrial Naphtha Catalytic Reforming, Reactions, Modelling and Simulation. Processes 2019, 2-29.

ANEXOS

6. ANEXOS

ANEXO 1. Productos derivados de petróleo gasolina

Requisitos de la gasolina de 87 octanos (RON)

Requisitos	Unidad	Mínimo	Máximo	Método de ensayo
Número de octano Research (RON) ^a	--	87	--	NTE INEN 2102
Destilación: 10 %	°C	--	70	ASTM D86
50 %	°C	77	121	ASTM D86
90 %	°C	--	189	ASTM D86
Punto final	°C	--	220	ASTM D86
Residuo de destilación	% ^b	--	2	ASTM D86
Relación vapor – líquido a	--	--	20	ASTM D5188
Presión de vapor	kPa	--	60	ASTM D323 ASTM D4953 ASTM D5191
Corrosión a lámina de cobre	--	--	1	ASTM D130
Contenido de gomas	mg/10	--	3	ASTM D381
Contenido de azufre	% ^c	--	0,065	ASTM D2622 ASTM D4294 ASTM D5453
Contenido de aromáticos	% ^b	--	30	ASTM D1319
Contenido de benceno	% ^b	--	1	ASTM D3606 ASTM D5580 ASTM D6277
Contenido de olefinas	% ^b	--	18	ASTM D1319
Estabilidad a la oxidación	min	240	--	ASTM D525 ASTM D7525
Contenido de oxígeno	% ^c	--	2,7	ASTM D4815 ASTM D5845
Contenido de plomo	mg/L	--	No detectable	ASTM D3237 ASTM D5059
Contenido de manganeso	mg/L	--	No detectable	ASTM D3831 ASTM D5185
Contenido de hierro	mg/L	--	No detectable	ASTM D5185

(NTE INEN 935, Productos Derivados del Petróleo. Gasolina. Requisitos, (2016)

Fuente: (INEN, 2016).

Requisitos de la gasolina de 92 octanos (RON)

Requisitos	Unidad	Mínimo	Máximo	Método de
Número de octano Research	--	92,0	--	NTE INEN 2102
Destilación: 10 %	°C	--	70	ASTM D86
50 %	°C	77	121	ASTM D86
90 %	°C	--	190	ASTM D86
Punto final	°C	--	220	ASTM D86
Residuo de destilación	% ^b	--	2	ASTM D86
Relación vapor – líquido a 60	--	--	20	ASTM D5188
Presión de vapor	kPa	--	60	ASTM D323 ASTM D4953 ASTM D5191
Corrosión a la lámina de cobre (3 h a 50 °C)	--	--	1	ASTM D130
Contenido de gomas	mg/100 ml	--	4,0	ASTM D381
Contenido de azufre	% ^c	--	0,065	ASTM D2622 ASTM D4294 ASTM D5453
Contenido de aromáticos	% ^b	--	35,0	ASTM D1319
Contenido de benceno	% ^b	--	2,0	ASTM D3606 ASTM D5580 ASTM D6277 ASTM D6730
Contenido de olefinas	% ^b	--	25,0	ASTM D1319
Estabilidad a la oxidación	min	240	--	ASTM D525 ASTM D7525
Contenido de oxígeno	% ^c	--	2,7	ASTM D4815 ASTM D5845
Contenido de plomo	mg/L	--	No detectable	ASTM D3237 ASTM D5059 ASTM D5185
Contenido de manganeso	mg/L	--	No detectable	ASTM D3831 ASTM D5185
Contenido de hierro	mg/L	--	No detectable	ASTM D5185

(NTE INEN 935, Productos Derivados del Petróleo. Gasolina. Requisitos, (2016)

Fuente: (INEN, 2016)

Requisitos de la gasolina de 93 octanos (RON)

Requisitos	Unidad	Mínimo	Máximo	Método de
Número de octano Research	--	93	--	NTE INEN 2102
Destilación: 10 %	°C	--	70	ASTM D86
50 %	°C	77	121	ASTM D86
90 %	°C	--	190	ASTM D86
Punto final	°C	--	220	ASTM D86
Residuo de destilación	% ^b	--	2	ASTM D86
Relación vapor - líquido a 60 °C	--	--	20	ASTM D5188
Presión de vapor	kPa	--	62	ASTM D323 ASTM D4953 ASTM D5191
Corrosión a la lámina de cobre	--	--	1	ASTM D130
Contenido de gomas	mg/100	--	4	ASTM D381
Contenido de azufre	% ^c	--	0.03	ASTM D2622 ASTM D4294 ASTM D5453
Contenido de aromáticos	% ^b	--	35	ASTM D1319
Contenido de benceno	% ^b	--	1,3	ASTM D3606 ASTM D5580 ASTM D6277 ASTM D6730
Contenido de olefinas	% ^b	--	25	ASTM D1319
Estabilidad a la oxidación	min	240	--	ASTM D525 ASTM D7525
Contenido de oxígeno	% ^c	--	2,7	ASTM D4815 ASTM D5845
Contenido de plomo	mg/L	--	No detectable	ASTM D3237 ASTM D5059 ASTM D5185
Contenido de manganeso	mg/L	--	No detectable	ASTM D3831 ASTM D5185
Contenido de hierro	mg/L	--	No detectable	ASTM D5185

(NTE INEN 935, Productos Derivados del Petróleo. Gasolina. Requisitos, (2016)

Fuente: (INEN, 2016).

ANEXO 3. Reporte generado por el simulador ASPEN HYSYS

Materials Streams

	Unit	1	3	2	GAS CHIMEN EA 1	5
Vapour Fraction		0,685178 02	1	1	1	0
Temperature	C	105,9427 27	580	412	621,586 6	539,310747
Pressure	kg/cm2_ g	5,5	4,85	4,85	5,10E- 05	4,65
Molar Flow	kgmole/h	344,3955 14	344,395514	344,39551 4	436,368 977	0
Mass Flow	kg/h	16493,58 75	16493,5875	16493,587 5	12357,6 122	0
Liquid Volume Flow	m3/h	27,76793 72	27,7679372	27,767937 2	14,6151 94	0
Heat Flow	kJ/h	- 2599641 7,2	1162526,75	- 8474477,2 2	- 1066586 1,9	0
		37	H2_rich	39	43	D1
Vapour Fraction		0	1	0	2,15E- 05	1
Temperature	C	0	34,1867267	24,606660 8	162,885 093	59,4197066
Pressure	kg/cm2_ g	19,7	19,5	19,5	8,52186 368	8,10667777
Molar Flow	kgmole/h	142,9394 12	183,530764	142,93941 2	199,336 224	21,416878
Mass Flow	kg/h	13501,41 63	760,783429	13501,416 3	19146,1 876	1140,51249
Liquid Volume Flow	m3/h	17,67597 15	5,94922169	17,675971 5	25,0538 715	2,05483448
Heat Flow	kJ/h	- 1426856 4,7	-1284150,77	- 13678805, 1	- 1509951 8,5	-2527349,7
AIRE_1	COMBUSTIBLE 1	7	8	4	AIRE_1-2	
1	1	1	0	1	1	
25	25	527,465148	527,465148	539,310747	25	
5,10E- 05	5,10E-05	4,45	4,45	4,65	5,10E-05	
415,83 6325	17,9281345	446,511838	0	390,349968	105,0326535	
11996, 9904	360,62182	16493,676	0	16493,6498	3030,220453	
13,868 5294	1,05218477	30,0475196	0	28,8554965	3,502936995	

- 3402,9 7938	-1028800,87	3596678,19	0	1162526,75	-859,5303804	
B1	14	38	40	41	42	
0	0,77238706	0	0	0	0	
208,05 728	42	24,9919545	229,370138	48,8888889	266,9888628	
9,1612 8219	3,3	28,671464	28,471464	8,10767912	29,19876624	
177,91 9346	545,550401	142,939412	142,939412	<empty>	138,4243726	
18005, 6751	16493,7578	13501,4163	13501,4163	<empty>	13406,94305	
22,999 0371	32,3531816	17,6759715	17,6759715	<empty>	17,37916356	
- 104230 70,4	-17971313,7	- 13657712,1	- 7144092,34	<empty>	-5288952,965	
COMBUSTIBLE 1-2	6	GAS CHIMENEA 2	AIRE_1-2-2	COMBUSTIBLE 1-2-2	9	
1	1	1	1	1	1	
25	580	621,5866	25	25	580	
5,10E-05	4,65	5,10E-05	5,10E-05	5,10E-05	4,45	
4,528319026	390,349968 3	110,218826	135,283094 6	5,83251961	446,511838	
91,08647906	16493,6497 7	3121,30693 2	3902,95385 9	117,320284	16493,676	
0,265762639	28,8554964 9	3,69153082 2	4,51181743 1	0,3423049	30,0475196	
-259856,2914	3596657,77 3	- 2694001,73 5	- 1107,08361 5	-334697,469	6731862,98	
GAS_COMBUSTI BLE	44	45	46	47	48	
1	0	0	0	1	2,64E-06	
-15,96605162	84,0452674 3	84,7757419 8	167,807488 9	59,7332078	210,240869	
28,14416181	28,9987662 4	8,724	8,524	8,10667777	9,16128219	
4,515039633	138,424372 6	138,424372 6	138,424372 6	13,4710465	124,953326	
94,47323321	13406,9430 5	13406,9430 5	13406,9430 5	718,901216	12688,0418	
0,296807937	17,3791635 6	17,3791635 6	17,3791635 6	1,29389816	16,0852654	
-288366,8966	- 11802572,6 9	- 11802572,6 9	- 9215185,98 5	-1591818,85	-6214860,41	
GAS CHIMENE A 3	10	11	12	13	NAFTA- ALIMENTACION -2	NAFTA_ DESP

1	1	0	0,982475 85	0,7874004 6	0	0
621,5866	477,4494 26	477,449426	125,1084 46	55	128	128,1993 72
5,10E-05	4,25	4,25	3,8	3,5	13,9	5,5
141,96293 6	545,5504 01	0	545,5504 01	545,55040 1	129,046954	129,0469 54
4020,2741 43	16493,75 78	0	16493,75 78	16493,757 8	14300	14300
4,7547281 41	32,35318 16	0	32,35318 16	32,353181 6	19,1876908	19,18769 08
- 3469900,8 3	6731890, 16	0	- 1079004 9,8	- 17203677, 4	-22731823,3	- 2273182 3,3
49	50	REFORMADO				
0	0	0				
129,16930 2	55	45				
8,9612821 91	8,761282 19	8,56128219				
124,95332 61	124,9533 26	124,953326				
12688,041 84	12688,04 18	12688,0418				
16,085265 39	16,08526 54	16,0852654				
- 8802247,1 16	- 1078630 8,8	-11029023,1				

Fuente: Calculado por ASPEN HYSYS

Compositions

	Unit	1	3	2	GAS CHIMENEA 1
Comp Mole Frac (Hydrogen)		0,5137361 5	0,51373 615	0,51373 615	0
Comp Mole Frac (Methane)		0,0256575 5	0,02565 755	0,02565 755	0
Comp Mole Frac (Ethane)		0,0217677 9	0,02176 779	0,02176 779	0
Comp Mole Frac (Propane)		0,0174227 4	0,01742 274	0,01742 274	0
Comp Mole Frac (i-Butane)		0,0058673 7	0,00586 737	0,00586 737	0
Comp Mole Frac (n- Butane)		0,0146264 2	0,01462 642	0,01462 642	0
Comp Mole Frac (i- Pentane)		0,0063101 1	0,00631 011	0,00631 011	0

Comp Mole Frac (n-Pentane)		0,0023754 2	0,00237 542	0,00237 542	0
Comp Mole Frac (n-Hexane)		0,0009337 1	0,00093 371	0,00093 371	0
Comp Mole Frac (2-Mpentane)		0,0031834 9	0,00318 349	0,00318 349	0
Comp Mole Frac (Cyclohexane)		0,0023909 2	0,00239 092	0,00239 092	0
Comp Mole Frac (Benzene)		0,0006488 6	0,00064 886	0,00064 886	0
Comp Mole Frac (n-Heptane)		0,0370381 2	0,03703 812	0,03703 812	0
Comp Mole Frac (2-Mhexane)		0,0347663 1	0,03476 631	0,03476 631	0
Comp Mole Frac (Mycyclohexane)		0,0503399 8	0,05033 998	0,05033 998	0
Comp Mole Frac (Toluene)		0,0190657 1	0,01906 571	0,01906 571	0
Comp Mole Frac (n-Octane)		0,0241317 9	0,02413 179	0,02413 179	0
Comp Mole Frac (2-Mheptane)		0,0530762 4	0,05307 624	0,05307 624	0
Comp Mole Frac (1-ci2-MCC6)		0,0147669 6	0,01476 696	0,01476 696	0
Comp Mole Frac (1-ci3-MCC6)		0,0147680 3	0,01476 803	0,01476 803	0
Comp Mole Frac (1-ci4-MCC6)		0,0147674 1	0,01476 741	0,01476 741	0
Comp Mole Frac (Ecyclohexane)		0,0147667 4	0,01476 674	0,01476 674	0
Comp Mole Frac (o-Xylene)		0,0055893 5	0,00558 935	0,00558 935	0
Comp Mole Frac (m-Xylene)		0,0056219 1	0,00562 191	0,00562 191	0
Comp Mole Frac (p-Xylene)		0,0056252 4	0,00562 524	0,00562 524	0
Comp Mole Frac (E-Benzene)		0,0056851 8	0,00568 518	0,00568 518	0
Comp Mole Frac (n-Nonane)		0,0103724 9	0,01037 249	0,01037 249	0
Comp Mole Frac (2-Moctane)		0,0298086 4	0,02980 864	0,02980 864	0
Comp Mole Frac (1tr2tr4-MCC6)		0,0344737 1	0,03447 371	0,03447 371	0
Comp Mole Frac (n-PBenzene)		0,0054207 7	0,00542 077	0,00542 077	0
Comp Mole Frac (n-Decane)		0,0002626 8	0,00026 268	0,00026 268	0
Comp Mole Frac (2-Mnonane)		0,0026561 5	0,00265 615	0,00265 615	0
Comp Mole Frac (1234-T-M-CC6)		0,0020425 3	0,00204 253	0,00204 253	0
Comp Mole Frac (1234-M-BZ)		3,35E-05	3,35E-05	3,35E-05	0

Comp Mole Frac (Nitrogen)		0	0	0	0,752831829	
Comp Mole Frac (Oxygen)		0	0	0	0,100059927	
Comp Mole Frac (H2O)		0	0	0	0,094096635	
Comp Mole Frac (CO)		0	0	0	0	
Comp Mole Frac (CO2)		0	0	0	0,053011609	
Comp Mole Frac (H2)		***	***	***	***	
Comp Mole Frac (P1)		***	***	***	***	
Comp Mole Frac (P2)		***	***	***	***	
Comp Mole Frac (OL2)		***	***	***	***	
Comp Mole Frac (P3)		***	***	***	***	
Comp Mole Frac (O3)		***	***	***	***	
NAFTA-ALIMENTACION-2	NAFTA_D ESP	15	16	PURGA	18	RECICLO H2_R
0	0	0,82154407	0,0014865	0,82154407	0,82154407	0,821590941
0	0	0,04103811	0,00048019	0,04103811	0,04103811	0,041032757
0	0	0,0348162	0,00226541	0,0348162	0,0348162	0,034812063
0	0	0,02786577	0,00608461	0,02786577	0,02786577	0,027863268
0	0	0,00938382	0,00548568	0,00938382	0,00938382	0,009383368
0	0	0,02339195	0,01965105	0,02339195	0,02339195	0,023391261
0	0	0,0100914	0,02011093	0,0100914	0,0100914	0,010091425
0	0	0,00379877	0,0101399	0,00379877	0,00379877	0,003798889
0	0	0,0014971	0,01209789	0,0014971	0,0014971	0,001493234
0	0	0,00510745	0,02962005	0,00510745	0,00510745	0,005091194
0,006320097	0,006320097	3,63E-05	0,00045133	3,63E-05	3,63E-05	3,64E-05
0,000141867	0,000141867	0,00102209	0,01142728	0,00102209	0,00102209	0,00095267
0,092007283	0,092007283	0,004028	0,09118175	0,004028	0,004028	0,004098027
0,0826075	0,0826075	0,00611007	0,10485884	0,00611007	0,00611007	0,006097627
0,134186023	0,134186023	9,53E-05	0,00235118	9,53E-05	9,53E-05	9,55E-05
0,040649293	0,040649293	0,00613209	0,21576551	0,00613209	0,00613209	0,006131817
0,063927232	0,063927232	0,00028459	0,01804841	0,00028459	0,00028459	0,000284498
0,140174281	0,140174281	0,00088263	0,04083401	0,00088263	0,00088263	0,000883012

0,039403732	0,039403732	3,46E-06	0,0002117	3,46E-06	3,46E-06	3,46E-06
0,039403732	0,039403732	5,15E-06	0,00020654	5,15E-06	5,15E-06	5,16E-06
0,039403732	0,039403732	4,17E-06	0,00020958	4,17E-06	4,17E-06	4,17E-06
0,039403732	0,039403732	3,10E-06	0,00021273	3,10E-06	3,10E-06	3,10E-06
0,01409083	0,01409083	0,00049525	0,06427191	0,00049525	0,00049525	0,000494865
0,01409083	0,01409083	0,00054731	0,06422829	0,00054731	0,00054731	0,000546935
0,01409083	0,01409083	0,00055264	0,06422191	0,00055264	0,00055264	0,000552259
0,01409083	0,01409083	0,00064851	0,06412626	0,00064851	0,00064851	0,000648126
0,027647152	0,027647152	2,07E-05	0,00365409	2,07E-05	2,07E-05	2,07E-05
0,079399164	0,079399164	9,18E-05	0,01069646	9,18E-05	9,18E-05	9,17E-05
0,091995447	0,091995447	3,99E-06	0,00036055	3,99E-06	3,99E-06	3,98E-06
0,013644801	0,013644801	0,00049311	0,12816861	0,00049311	0,00049311	0,000492545
0,000700925	0,000700925	5,97E-08	2,63E-05	5,97E-08	5,97E-08	5,96E-08
0,007087132	0,007087132	8,94E-07	0,0002657	8,94E-07	8,94E-07	8,93E-07
0,005450994	0,005450994	1,55E-08	7,97E-06	1,55E-08	1,55E-08	1,55E-08
8,26E-05	8,26E-05	4,15E-06	0,00679086	4,15E-06	4,15E-06	4,14E-06

Fuente: Calculado por ASPEN HYSYS

Compositions

	Unit	QHx-1	Wcomp1	Wcomp2	Qhx2	Wbomb
Heat Flow	<i>kJ/h</i>	767636,375	540457,53	739542,311	771800,423	42236,7403
Wcomp3	Qhx3	Qhx4	Qcond2	Qreh2	Wbomb2	Qcond1
768982,741	935931,987	700199,58	- 827923,993	2977022,36	21093,0032	975222,342
Qreh1	Qcond3	Qreh3	Qhx5			
2541896,82	940094,154	2348683,72	242714,227			

Fuente: Calculado por ASPEN HYSYS

Mixers

Unit	MIX-100	MIX-101	MIX-102	
Product Molar Flow	kgmole/h	344,395514	207,737812	326,470177
Product Mass Flow	kg/h	16493,5875	2115,14761	14262,1997
Product Volume Flow	m3/h	27,7679372	8,27624539	23,6251932
Product Temperature	C	105,942727	39,7388359	70,4139529
Product Pressure	kg/cm2_g	5,5	2,3	20,5
Equalize Pressures		No	No	No

Fuente: Calculado por ASPEN HYSYS

Heat Exchangers

Unit	E-100	E-104	E-105	E-107	E-108	
Duty	kJ/h	17521940	191398,123	589759,677	6513619,72	2587386,7
Tube Side Feed Mass Flow	kg/h	16493,5875	14262,1997	14262,1997	13406,9431	13406,9431
Shell Side Feed Mass Flow	kg/h	16493,7578	760,783429	13501,4163	13501,4163	12688,0418
Tube Inlet Temperature	C	105,942727	45	39,5	266,988863	84,775742
Tube Outlet Temperature	C	412	39,5	22	84,0452674	167,807489
Shell Inlet Temperature	C	477,449426	0	0	24,9919545	210,240869
Shell Outlet Temperature	C	125,108446	34,1867267	24,6066608	229,370138	129,169302

Fuente: Calculado por ASPEN HYSYS

Fired Heaters

Unit	FH-100	FH-101	FH-101-2	
Burner Flame Temperature	C	<empty>	<empty>	<empty>
Burner Feed Pressure	kg/cm2_g	5,10E-05	5,10E-05	5,10E-05
Burner Feed Flow	kgmole/h	415,836325	105,032654	135,283095

Fuente: Calculado por ASPEN HYSYS

Conversions Reactor

	Unit	CRV-100	CRV-101	CRV-102
Vessel Temperature	C	539,310747	527,465148	477,449426
Vessel Pressure	kg/cm2_g	4,65	4,45	4,25
Vapour Molar Flow	kgmole/h	390,349968	446,511838	545,550401
Liquid Molar Flow	kgmole/h	0	0	0
Heat Flow	kJ/h	0	0	0

Fuente: Calculado por ASPEN HYSYS

Air Coolers

	Unit	AC-100	AC-101
Feed Pressure	kg/cm2_g	3,8	8,96128219
Product Pressure	kg/cm2_g	3,5	8,76128219
Molar Flow	kgmole/h	545,550401	124,953326

Fuente: Calculado por ASPEN HYSYS

Valves

	Unit	VLV-100	VLV-101	VLV-102	VLV-103
Molar Flow	kgmole/h	129,046954	2,0834116	122,87232	138,424373
Pressure Drop	kPa	823,758772	480,52595	196,133041	1988,27578
Feed Pressure	kg/cm2_g	13,9	7,2	22,5	28,9987662
Percentage open	%	50	50	50	50

Fuente: Calculado por ASPEN HYSYS

Separators

	Unit	CRV-100	CRV-101	CRV-102	V-100	V-101	V-102
Inlet Molar Flow (3)	kgmole/h	344,3955	390,35	446,51	2,083	207,7	326,47
Inlet Molar Flow(2)	kgmole/h	<empty>	<empty>	<empty>	545,6	<empty>	<empty>

Inlet Molar Flow(3)	<i>kgmole/h</i>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>
Vapour Molar Flow	<i>kgmole/h</i>	390,35	446,512	545,55	424,8	205,7	183,53
Liquid Molar Flow	<i>kgmole/h</i>	0	0	0	122,9	2,083	142,94
Vessel Temperature	C	539,3107	527,465	477,45	39,68	45	0
Vessel Pressure	<i>kg/cm2_g</i>	4,65	4,45	4,25	2,3	7,2	19,7
Liquid Percent Level	%	50	50	50	50	50	50

Fuente: Calculado por ASPEN HYSYS

Tees

	<i>Unit</i>	TEE-100	TEE-101
Feed Molar Flow	<i>kgmole/h</i>	424,761517	205,6544
Feed Temperature	C	39,6812959	45
Feed Pressure	<i>kg/cm2_g</i>	2,3	7,2
Flow Ratio(1)		0,01	0,01
Flow Ratio(2)		0,483	0,99
Flow Ratio(3)		0,507	<empty>

Fuente: Calculado por ASPEN HYSYS

Compressors

	<i>Unit</i>	K-100	K-101	K-102
Compressor Speed	Rpm	<empty>	<empty>	<empty>
Power	kW	150,127092	205,42842	213,606317
Capacity (act feed vol flow)	ACT_m3/h	1712,02916	1651,79173	666,300881
Feed Pressure	<i>kg/cm2_g</i>	2,3	2,3	7,2
Product Pressure	<i>kg/cm2_g</i>	5,5	7,4	20,5
Product Temperature	C	103,509784	129,192486	142,171838
Surge Flow Rate	ACT_m3/h	<empty>	<empty>	<empty>

Fuente: Calculado por ASPEN HYSYS

Pumps

	Unit	P-100	P-101
Speed	Rpm	<empty>	<empty>
Power	kW	11,7324279	5,85916755
Capacity(Actual Vol. Flow)	m3/h	15,9911435	17,5889635
Feed Pressure	kg/cm2_g	2,3	19,5
Product Pressure	kg/cm2_g	22,5	28,671464
Product Temperature	C	40,52687	24,9919545

Fuente: Calculado por ASPEN HYSYS

Shortcut Columns

	Unit	T-100
Minimum Reflux		2,03772861
Minimum Trays		17,5702358
Actual Trays		49,6197628
Optimal Feed		20,6231729
Condenser Duty	kJ/h	- 827923,993
Reboiler Duty	kJ/h	2977022,36

Fuente: Calculado por ASPEN HYSYS

Balance Variables

	Unit	RCY-1	RCY-2
Type of Recycle		Nested	Nested
Convergence State		Converged	Converged
Maximum Iterations		10	10
Iterations		0	0

Fuente: Calculado por ASPEN HYSYS

Destillations

	Unit	T-101	T-102
Spec Value(1)		<empty>	<empty>
Spec Value(2)		<empty>	<empty>
Spec Value(3)		<empty>	<empty>
Spec Value(4)		<empty>	0,99

Spec Value(5)		0,99	<empty>
Spec Value(6)		0,99	0,99
Spec Calc Value(1)		19,9402386	3,86554084
Spec Calc Value(2)		0,0250086	0,01446469
Spec Calc Value(3)		0,03845121	0,03470926
Spec Calc Value(4)		0,00125418	0,98993104
Spec Calc Value(5)		0,99000944	0,00374196
Spec Calc Value(6)		0,9900021	0,9899743
Spec Error(1)		<empty>	<empty>
Spec Error(2)		<empty>	<empty>
Spec Error(3)		<empty>	<empty>
Spec Error(4)		<empty>	-3,47E-05
Spec Error(5)		4,74E-06	<empty>
Spec Error(6)		1,06E-06	-1,29E-05
Spec Is Active(1)		0	0
Spec Is Active(2)		0	0
Spec Is Active(3)		0	0
Spec Is Active(4)		0	1
Spec Is Active(5)		1	0
Spec Is Active(6)		1	1
Convergence		Converged	Converged
Number of Trays		45	49

Fuente: Calculado por ASPEN HYSYS

Economic Summary

Summary	
Total Capital Cost [USD]	14230700
Total Operating Cost [USD/Year]	3106790
Total Raw Materials Cost [USD/Year]	0
Total Product Sales [USD/Year]	0
Total Utilities Cost [USD/Year]	854450
Desired Rate of Return [Percent/Year]	20
P.O.Period [Year]	0
Equipment Cost [USD]	4087300
Total Installed Cost [USD]	6315800

Fuente: Calculado por ASPEN HYSYS

Equipment

Name	Equipment Cost [USD]		Installed Cost [USD]	Equipment Weight [LBS]	Total Installed Weight [LBS]
V-102	24500		115300	6500	17705
CRV-102	0		0	0	0
TEE-100	0		0	0	0
E-105	13900		72200	2500	10521
TEE-101	0		0	0	0
MIX-100	0		0	0	0
K-102	1240300		1375600	18200	32686
E-109	10200		58200	1200	6050
MIX-102	0		0	0	0
P-100	46000		82700	2200	6508
VLV-103	0		0	0	0
AC-101	44500		90000	7500	14119
E-102	9800		60200	990	6830
VLV-102	0		0	0	0
E-108	15100		81800	3200	15240
RCY-1	0		0	0	0
V-100	19500		108200	3500	13082
E-106	11200		68100	1400	7840
K-100	886500		1028600	13000	28737
RCY-2	0		0	0	0
AC-100	64600		110700	14000	20727
CRV-100	0		0	0	0
K-101	989300		1132800	14800	31028
MIX-101	0		0	0	0
E-107	34600		138000	9900	36295
V-101	15600		90300	2600	9774
VLV-100	0		0	0	0
E-104	10600		59900	1200	6579
E-100	81700		264200	15500	39358
CRV-101	0		0	0	0
VLV-101	0		0	0	0
E-101	11100		67400	1600	8638
P-101	17400		52300	1100	5342
E-103	11300		61600	1500	7236
Condenser_@T-102	11000		60000	1400	6623
Reboiler_@T-102	18300		87200	4000	17080

Main Tower_@T-102	246000		442600	88700	114322
Condenser_@T-101	13600		85400	2300	12813
Main Tower_@T-101	221500		418900	73500	99060
Reboiler_@T-101	19200		103600	4500	23904

Fuente: Calculado por ASPEN HYSYS

Equipment

User tag number	E-105	E-109	E-102	E-108
Remarks 1	Equipment mapped from 'E-105'.	Equipment mapped from 'E-109'.	Equipment mapped from 'E-102'.	Equipment mapped from 'E-108'.
Quoted cost per item [USD]				
Currency unit for matl cost				
Number of identical items	1	1	1	1
Installation option				
Heat transfer area [m2]	31,9218319	10,42721925	5,375391746	54,740589
Number of shells				
Front end TEMA symbol	B	B	B	B
Shell TEMA symbol	E	E	E	E
Rear end TEMA symbol	M	M	M	M
Tube design gauge pressure [kPag]	2315,88314	653,9300533	564,9325788	1027,90341
Tube design temperature [C]	121,111111	121,1111111	156,8940939	238,04834
Tube operating temperature [C]	39,5	35	35	167,901005
Tube outside diameter [m]	0,0254	0,0254	0,0254	0,0254
Shell material				
Shell design gauge pressure [kPag]	2276,65653	1031,559537	898,0633317	1070,78615
Shell design temperature [C]	121,111111	121,1111111	156,8940939	238,04834
Shell operating temperature [C]	24,5545789	55	129,1163161	210,270562
Tube length extended [m]	6,096	6,096	6,096	6,096
Tube gauge				
Tube pitch [m]	0,03175	0,03175	0,03175	0,03175
Number of tube passes	1	1	1	1
Number of shell passes	1	1	1	1
Allow resize				

User tag number	E-108	E-106	E-107	E-104	E-100
Remarks 1	Equipment mapped from 'E-108'.	Equipment mapped from 'E-106'.	Equipment mapped from 'E-107'.	Equipment mapped from 'E-104'.	Equipment mapped from 'E-100'.
Quoted cost per item [USD]					
Currency unit for matl cost					
Number of identical items	1	1	1	1	1
Installation option					
Heat transfer area [m2]	54,740589	14,0468609	158,420122	10,3207042	286,711805
Number of shells					
Front end TEMA symbol	B	B	B	B	B
Shell TEMA symbol	E	E	E	E	E
Rear end TEMA symbol	M	M	M	M	M
Tube design gauge pressure [kPag]	1027,90341	1497,07025	3208,16749	2335,496443	711,7369404
Tube design temperature [C]	238,04834	121,111111	294,843374	121,111111	505,0616656
Tube operating temperature [C]	167,901005	-29,8	267,065596	45	412
Tube outside diameter [m]	0,0254	0,0254	0,0254	0,0254	0,0254
Shell material					
Shell design gauge pressure [kPag]	1070,78615	2296,26984	3156,4568	2276,656534	589,1537899
Shell design temperature [C]	238,04834	121,111111	257,181126	121,111111	505,0616656
Shell operating temperature [C]	210,270562	22	229,403348	34,42408278	477,2838878
Tube length extended [m]	6,096	6,096	6,096	6,096	6,096
Tube gauge					
Tube pitch [m]	0,03175	0,03175	0,03175	0,03175	0,03175
Number of tube passes	1	1	1	1	1
Number of shell passes	1	1	1	1	1
Allow resize					
User tag number	E-101	E-103	Condenser_@T-102		
Remarks 1	Equipment mapped from 'E-101'.	Equipment mapped from 'E-103'.	Equipment mapped from 'Condenser_@T-102'.		
Quoted cost per item [USD]					
Currency unit for matl cost					
Number of identical items	1	1	1		
Installation option					
Heat transfer area [m2]	20,96638729	17,44317142	15,52498749		
Number of shells					

Front end TEMA symbol	B	B	B
Shell TEMA symbol	E	E	E
Rear end TEMA symbol	M	M	M
Tube design gauge pressure [kPag]	415,79608	1536,296862	611,133533
Tube design temperature [C]	121,1111111	121,1111111	121,1111111
Tube operating temperature [C]	35	35	35
Tube outside diameter [m]	0,0254	0,0254	0,0254
Shell material			
Shell design gauge pressure [kPag]	515,6039009	2355,109747	967,3647629
Shell design temperature [C]	121,1111111	121,1111111	121,1111111
Shell operating temperature [C]	55	70,25695	65,31183111
Tube length extended [m]	6,096	6,096	6,096
Tube gauge			
Tube pitch [m]	0,03175	0,03175	0,03175
Number of tube passes	1	1	1
Number of shell passes	1	1	1
Allow resize			
User tag number	Reboiler_@T-102	Condenser_@T-101	Reboiler_@T-101
Remarks 1	Equipment mapped from 'Reboiler_@T-102'.	Equipment mapped from 'Condenser_@T-101'.	Equipment mapped from 'Reboiler_@T-101'.
Quoted cost per item [USD]			
Currency unit for matl cost			
Number of identical items	1	1	1
Installation option			
Heat transfer area [m2]	54,15216656	25,23850963	68,12825286
Number of shells			
Front end TEMA symbol	B	B	B
Shell TEMA symbol	E	E	E
Rear end TEMA symbol	M	M	M
Tube design gauge pressure [kPag]	3001,42108	2036,054426	3208,16749
Tube design temperature [C]	257	21,11111111	343,3333333
Tube operating temperature [C]	229,2222222	-29,8	267,0655961
Tube outside diameter [m]	0,0254	0,0254	0,0254
Shell material			
Shell design gauge pressure [kPag]	1967,17108	3104,746103	2105,00202
Shell design temperature [C]	238,04834	21,11111111	343,3333333
Shell operating temperature [C]	210,2705622	9,540203889	315,5555556

Tube length extended [m]	6,096	6,096	6,096
Tube gauge			
Tube pitch [m]	0,03175	0,03175	0,03175
Number of tube passes	1	1	1
Number of shell passes	1	1	1
Allow resize			

Fuente: Calculado por ASPEN HYSYS

Centrif Pump

Centrif pump		
User tag number	P-100	P-101
Remarks 1	Equipment mapped from 'P-100'.	Equipment mapped from 'P-101'.
Quoted cost per item [USD]		
Currency unit for material cost		
Number of identical items		
Installation option		
Casing material		
Liquid flow rate [m ³ /h]	25,09604092	27,58353624
Fluid head [m]	261,6883001	119,6357066
Speed [rpm]		
Fluid specific gravity	0,773002	0,7677
Driver power [kW]		
Driver type		
Seal type		
Design gauge pressure [kPag]	2551,242793	3156,456796
Design temperature [C]	121,1111111	121,1111111
Fluid viscosity [cP]	0,431	0,449
Pump efficiency [%]	75	75
Allow resize		

Fuente: Calculado por ASPEN HYSYS

Air Cooler

Air cooler		
User tag number	AC-101	AC-100
Remarks 1	Equipment mapped from 'AC-101'.	Equipment mapped from 'AC-100'.
Quoted cost per item [USD]		
Currency unit for matl cost		
Number of identical items	1	1
Installation option		
Bare tube area 1st service [m2]	46,69834227	122,5831484
Tube material 1st service		
Design gauge pressure 1st serv. [kPag]	1051,172847	545,0238593
Inlet temperature 1st service [C]		
Tube outside diameter 1st serv. [m]	0,0254	0,0254
Tube length [m]	2,4384	3,6576
Bay width [m]	1,3716	2,286
Number of bays	1	1
Plenum type symbol		
Louver type symbol		
Fin type symbol		
Fin pitch	11	11
Fin material symbol		
Tube fin height [m]	0,015875	0,015875
Tube pitch [m]	0,060325	0,060325

Fuente: Calculado por ASPEN HYSYS

ANEXO 4. Flujos de caja proyectados para los escenarios seleccionados

Escenario 1. Ingreso neto anual de 50MMUSD

Año	Ingresos MMUSD	Egresos MMUSD	Total MMUSD	Valor presente MMUSD
0	0	107,600	107,600	107,60
1	50	25,320	24,680	22,04
2	50	25,320	24,680	19,67
3	50	25,320	24,680	17,57
4	50	25,320	24,680	15,68
5	50	25,320	24,680	14,00
6	50	25,320	24,680	12,50
7	50	25,320	24,680	11,16
8	50	25,320	24,680	9,97
9	50	25,320	24,680	8,90
10	50	25,320	24,680	7,95
11	50	25,320	24,680	7,09
12	50	25,320	24,680	6,33
13	50	25,320	24,680	5,66
14	50	25,320	24,680	5,05
15	50	25,320	24,680	4,51
16	50	25,320	24,680	4,03
17	50	25,320	24,680	3,59
18	50	25,320	24,680	3,21
19	50	25,320	24,680	2,87
20	50	25,320	24,680	2,56
TIR				22,543%
VPN				76,746 MMUSD

Nota: Calculado por JORGE TORRES

Escenario 2. Ingreso neto anual de 60 MMUSD

Año	Ingresos MMUSD	Egresos MMUSD	Total MMUSD	Valor presente MMUSD	
0	0	107,600	107,600	107,60	
1	60	25,320	34,680	30,96	
2	60	25,320	34,680	27,65	
3	60	25,320	34,680	24,68	
4	60	25,320	34,680	22,04	
5	60	25,320	34,680	19,68	
6	60	25,320	34,680	17,57	
7	60	25,320	34,680	15,69	
8	60	25,320	34,680	14,01	
9	60	25,320	34,680	12,51	
10	60	25,320	34,680	11,17	
11	60	25,320	34,680	9,97	
12	60	25,320	34,680	8,90	
13	60	25,320	34,680	7,95	
14	60	25,320	34,680	7,10	
15	60	25,320	34,680	6,34	
16	60	25,320	34,680	5,66	
17	60	25,320	34,680	5,05	
18	60	25,320	34,680	4,51	
19	60	25,320	34,680	4,03	
20	60	25,320	34,680	3,60	
				TIR	32,108%
				VPN	151,44 MMUSD

Nota: Calculado por JORGE TORRES

Escenario 3. Ingreso neto anual de 70 MMUSD

Año	Ingresos MMUSD	Egresos MMUSD	Total MMUSD	Valor presente MMUSD
0	0	107,600	107,600	107,60
1	70	25,320	44,680	39,89
2	70	25,320	44,680	35,62
3	70	25,320	44,680	31,80
4	70	25,320	44,680	28,39
5	70	25,320	44,680	25,35
6	70	25,320	44,680	22,64
7	70	25,320	44,680	20,21
8	70	25,320	44,680	18,05
9	70	25,320	44,680	16,11
10	70	25,320	44,680	14,39
11	70	25,320	44,680	12,84
12	70	25,320	44,680	11,47
13	70	25,320	44,680	10,24
14	70	25,320	44,680	9,14
15	70	25,320	44,680	8,16
16	70	25,320	44,680	7,29
17	70	25,320	44,680	6,51
18	70	25,320	44,680	5,81
19	70	25,320	44,680	5,19
20	70	25,320	44,680	4,63
			TIR	41,484%
			VPN	226,13 MMUSD

Nota: Calculado por JORGE TORRES

Escenario 4. Ingreso neto anual de 80 MMUSD

Año	Ingresos MMUSD	Egresos MMUSD	Total MMUSD	Valor presente MMUSD
0	0	107,600	107,600	107,60
1	80	25,320	54,680	48,82
2	80	25,320	54,680	43,59
3	80	25,320	54,680	38,92
4	80	25,320	54,680	34,75
5	80	25,320	54,680	31,03
6	80	25,320	54,680	27,70
7	80	25,320	54,680	24,73
8	80	25,320	54,680	22,08
9	80	25,320	54,680	19,72
10	80	25,320	54,680	17,61
11	80	25,320	54,680	15,72
12	80	25,320	54,680	14,03
13	80	25,320	54,680	12,53
14	80	25,320	54,680	11,19
15	80	25,320	54,680	9,99
16	80	25,320	54,680	8,92
17	80	25,320	54,680	7,96
18	80	25,320	54,680	7,11
19	80	25,320	54,680	6,35
20	80	25,320	54,680	5,67
			TIR	50,804%
			VPN	300,82 MMUSD

Nota: Calculado por JORGE TORRES

Escenario 5. Ingreso neto anual de 90 MMUSD

Año	Ingresos MMUSD	Egresos MMUSD	Total MMUSD	Valor presente MMUSD
0	0	107,600	107,600	107,60
1	90	25,320	64,565	57,65
2	90	25,320	64,565	51,47
3	90	25,320	64,565	45,96
4	90	25,320	64,565	41,03
5	90	25,320	64,565	36,64
6	90	25,320	64,565	32,71
7	90	25,320	64,565	29,21
8	90	25,320	64,565	26,08
9	90	25,320	64,565	23,28
10	90	25,320	64,565	20,79
11	90	25,320	64,565	18,56
12	90	25,320	64,565	16,57
13	90	25,320	64,565	14,80
14	90	25,320	64,565	13,21
15	90	25,320	64,565	11,80
16	90	25,320	64,565	10,53
17	90	25,320	64,565	9,40
18	90	25,320	64,565	8,40
19	90	25,320	64,565	7,50
20	90	25,320	64,565	6,69
			TIR	60,000%
			VPN	374,66 MMUSD

Nota: Calculado por JORGE TORRES