



Diseño conceptual del proceso de steam cracking para una capacidad de procesamiento de 240 KTMA

Andrade Valens, Anthony Israel

Departamento de Ciencias de la Energía y Mecánica

Carrera de Petroquímica

Trabajo de Integración Curricular, previo a la obtención del Título de petroquímico

Ing. Robalino Cacuango, Milton Javier, M.Sc.

25 de agosto de 2023

Latacunga

Reporte de verificación de contenido



Plagiarism and AI Content Detection Report

TESIS ANDRADE FIN.docx

Scan details

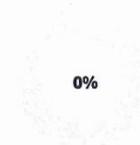
Scan time: August 29th, 2023 at 14:38 UTC Total Pages: 95 Total Words: 23669

Plagiarism Detection



Types of plagiarism		Words
Identical	1.5%	357
Minor Changes	0.7%	165
Paraphrased	0%	0
Omitted Words	2.2%	520

AI Content Detection



Text coverage		Words
AI text	0%	0
Human text	100%	23149

[Learn more](#)

i Alerts: (1)

Cross Language: Same Document Language

Submitted language and cross-language text are the same language. No credits were used.

2/5 Severity



🔍 Plagiarism Results: (42)

FormatosTrabajosdeIntegracionCurricular2022.docx 0.6%

<https://biblioteca.espe.edu.ec/wp-content/uploads/2022/04/...>

Calderon Garcia Angel David

[image:] Nota: Colocar únicamente la página que indica el porcentaje de similitud de la herramienta contratada por la Universidad. Fir...

FormatosTrabajosdeTitulacion2022-1.docx 0.6%

<https://biblioteca.espe.edu.ec/wp-content/uploads/2022/04/...>

Calderon Garcia Angel David

[image:] Nota: Colocar únicamente la página que indica el porcentaje de similitud de la herramienta contratada por la Universidad. Fir...

Ing. Robalino Cacuango, Milton Javier

C.C.:1724579345



Departamento de Ciencias de la Energía y Mecánica

Carrera de Petroquímica

Certificación

Certifico que el trabajo de integración curricular: **“Diseño conceptual del proceso de Steam cracking para una capacidad de procesamiento de 240 KTMA”** fue realizado por el señor **Andrade Valens, Anthony Israel**, el mismo que cumple con los requisitos legales, teóricos, científicos, técnicos y metodológicos establecidos por la Universidad de las Fuerzas Armadas ESPE, además fue revisado y analizada en su totalidad por la herramienta de prevención y/o verificación de similitud de contenidos; razón por la cual me permito acreditar y autorizar para que se lo sustente públicamente.

Una firma manuscrita en tinta azul sobre un fondo blanco.

Latacunga, 25 de agosto del 2023

Ing. Robalino Cacuango, Milton Javier

C.C.:1724579345



ESPE
UNIVERSIDAD DE LAS FUERZAS ARMADAS
INNOVACIÓN PARA LA EXCELENCIA

Departamento de Ciencias de la Energía y Mecánica

Carrera de Petroquímica

Responsabilidad de autoría

Yo, **Andrade Valens, Anthony Israel**, con cédula de ciudadanía Nro. 1716877350 declaro que el contenido, ideas y criterios del trabajo de integración curricular: **“Diseño conceptual del proceso de Steam cracking para una capacidad de procesamiento de 240 KTMA”** es de mi autoría y responsabilidad, cumpliendo con los requisitos legales, teóricos, científicos, técnicos, y metodológicos establecidos por la Universidad de las Fuerzas Armadas ESPE, respetando los derechos intelectuales de terceros y referenciando las citas bibliográficas.

Latacunga, 25 de agosto del 2023

Una firma manuscrita en tinta azul que parece decir 'Anthony Israel Andrade Valens'.

Andrade Valens, Anthony Israel
C.C.: 1716877350



ESPE
UNIVERSIDAD DE LAS FUERZAS ARMADAS
INNOVACIÓN PARA LA EXCELENCIA

Departamento de Ciencias de la Energía y Mecánica

Carrera de Petroquímica

Autorización de publicación

Yo, **Andrade Valens, Anthony Israel**, con cédula de ciudadanía Nro. 1716877350 autorizo a la Universidad de las Fuerzas Armadas ESPE publicar el trabajo de integración curricular “**Diseño conceptual del proceso de Steam cracking para una capacidad de procesamiento de 240 KTMA**” en el Repositorio Institucional, cuyo contenido, ideas y criterios son de mi responsabilidad.

Latacunga, 25 de agosto del 2023

Una firma manuscrita en tinta azul que parece decir 'Anthony Israel Andrade Valens'.

Andrade Valens, Anthony Israel
C.C.: 1716877350

Dedicatoria

Dedico los frutos del presente estudio a todas las personas que han aportado en mi formación no solo profesional sino también personal, principalmente a mi familia que ha sido un pilar y el motor para llegar hasta este punto de mi vida, también a los diferentes docentes que han sabido ser un más que un guía durante estos años de formación, así como amigos que me han apoyado y han sabido ser una sana competencia a lo largo de toda la carrera.

Agradecimiento

Agradezco a toda mi familia por el constante apoyo que me han brindado durante todos estos años de estudio en la Prestigiosa Universidad de las Fuerzas Armadas ESPE, agradezco a Jennyfer Villegas por ser una persona incondicional en mi día a día y por el gran apoyo que me ha brindado no solo académicamente sino también a nivel personal y por su deliciosa comida, también agradezco a mis compañeros por ser una digna competencia durante toda la carrera, por la camaradería brindada todos estos años, por último, pero no menos importante, agradezco a todos los docentes que aportaron a mi formación como profesional.

ÍNDICE DE CONTENIDO

Carátula.....	1
Reporte de verificación de contenido.....	2
Certificación	3
Responsabilidad de autoría	4
Autorización de publicación	5
Dedicatoria	6
Agradecimiento.....	7
Índice de contenido	8
Índice de tablas.....	12
Índice de figuras	14
Abreviaturas	16
Resumen.....	17
Abstract	18
Capítulo I: Generalidades.....	19
Antecedentes	19
Planteamiento del problema	21
Justificación e importancia.....	22
Objetivos.....	23
<i>Objetivo General</i>	23
<i>Objetivos Específicos.....</i>	23
Hipótesis.....	23

VARIABLES DE INVESTIGACIÓN	24
<i>Variables dependientes</i>	24
<i>Variables independientes</i>	24
Capítulo II: Marco teórico	25
Diseño de plantas industriales	25
Bases de diseño	28
<i>Descripción de productos</i>	28
<i>Productos petroquímicos básicos</i>	28
<i>Descripción de materia prima</i>	29
<i>Ubicación Geográfica</i>	29
Refinación de petróleo en el Ecuador	30
Steam cracking	31
<i>Historia del proceso</i>	31
<i>Descripción del proceso (Steam cracking)</i>	33
<i>Compañías licenciantes del proceso</i>	33
<i>Tecnologías de proceso y materia prima</i>	34
<i>Simulación</i>	39
<i>Paquetes termodinámicos</i>	40
<i>Steam cracking en el mundo</i>	40
<i>Steam cracking frente a craqueo catalítico</i>	41
<i>Productos del steam cracking y su importancia</i>	43

Balance de masa y energía	44
<i>Balance de materiales global del proceso.....</i>	<i>45</i>
<i>Balance de energía por equipos.....</i>	<i>47</i>
<i>Balance de energía para sistemas abiertos</i>	<i>47</i>
Costos de capital de inversión	47
<i>Estimación de costo por métodos de escalamiento</i>	<i>48</i>
Localización y distribución de planta de steam cracking (Layout).....	50
<i>Ubicación geográfica de la planta de steam cracking propuesta</i>	<i>53</i>
<i>Producción de materia prima.....</i>	<i>55</i>
<i>Efluentes de agua</i>	<i>56</i>
<i>Vías de transporte.....</i>	<i>57</i>
<i>Distribución de la planta</i>	<i>58</i>
Limitaciones del presente estudio	64
Capítulo III: Metodología	67
Selección de materias prima y tecnologías de proceso	67
Construcción de un diagrama de flujo de proceso (BFD).....	67
<i>Descripción del proceso a ser utilizado</i>	<i>69</i>
Simulación.....	71
<i>Proceso para simular la zona de alimentación</i>	<i>73</i>
<i>Proceso para a seguir para simular la zona reactiva</i>	<i>74</i>
Balances energéticos y de materiales	81

<i>Balance de masa</i>	82
<i>Balance energía (calor)</i>	83
Estimación de costos	88
<i>Requerimientos de utilidad</i>	88
<i>Estimación de costo de capital de inversión por métodos de escalamiento</i>	96
<i>Cálculo del capital de inversión total (TCI) Costos de Equipos</i>	108
Capítulo IV: Resultados y discusión	115
Materia prima seleccionada	115
Diagrama de flujo del proceso de la planta BFD.....	117
Simulación	119
Balances de energético y de materiales	120
Resumen de los requerimientos de utilidades.....	127
Reporte y comparación de los valores estimados y calculados del TCI.....	134
Costos de equipos	134
Capítulo V: Conclusiones y recomendaciones	142
Conclusiones	142
Recomendaciones	144
Bibliografía	145
Anexos	148

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1 Disponibilidad de la materia prima	35
Tabla 2 Composición de la nafta proveniente de la refinería La Libertad	36
Tabla 3 Composición de nafta de la refinería La Libertad por familia de compuestos.....	39
Tabla 4 Parámetros del balance de masa según su caso.....	45
Tabla 5 Producción general de las refinerías.....	52
Tabla 6 Producción de nafta de las refinerías del Ecuador.....	53
Tabla 7 Datos ingresados a los equipos	76
Tabla 8 Datos ingresados a los equipos	78
Tabla 9 Datos ingresados a los equipos	80
Tabla 10 Corrientes de entrada y Corrientes de salida	81
Tabla 11 Balances de masa para la columna T-404.....	82
Tabla 12 Lista de equipos	83
Tabla 13 Tipos de requerimientos de utilidades.....	87
Tabla 14 Cargas térmicas de las zonas de reacción.....	90
Tabla 15 Cargas térmicas calientes de la zona de fraccionamiento	91
Tabla 16 Potencia requerida de la turbo maquinaria.....	92
Tabla 17 Cargas térmicas de los equipos que utilizan agua de enfriamiento	93
Tabla 18 Cargas térmicas de los equipos que utilizan agua helada	94
Tabla 19 Cargas térmicas de los equipos que utilizan etileno	95
Tabla 20 Parámetros ingresados al equipo.....	98
Tabla 21 Parámetros ingresados al equipo.....	99
Tabla 22 Parámetros ingresados al equipo.....	99
Tabla 23 Parámetros ingresados al equipo.....	100
Tabla 24 Parámetros ingresados al equipo.....	101
Tabla 25 Columnas Dmet, C2 split, C3 split, T-403, T-401, Dmet, Depro y B6 split	103

Tabla 26 <i>Parámetros requeridos para el cálculo del área</i>	104
Tabla 27 <i>Parámetros requeridos para el cálculo del área</i>	105
Tabla 28 <i>Tanques de almacenamiento</i>	106
Tabla 29 <i>Inversión total de capital</i>	114
Tabla 30 <i>Selección de materia prima para el proceso de steam craking</i>	115
Tabla 31 <i>Rendimientos % masa de la simulación vs repostados</i>	119
Tabla 32 <i>Tabla Balance global del proceso de steam cracking por corrientes</i>	121
Tabla 33 <i>Balance de masa por componentes en el proceso de steam craking</i>	122
Tabla 34 <i>Resumen del balance de energía</i>	123
Tabla 35 <i>Resumen de los requerimientos de utilidades</i>	128
Tabla 36 <i>Resumen de costos de equipos</i>	135
Tabla 37 <i>Capital total de inversión</i>	138

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1 <i>Shazand Petrochemical Company</i>	21
Figura 2 <i>Evolución del diseño de plantas</i>	26
Figura 3 <i>Mapa de las diferentes refinerías del Ecuador</i>	51
Figura 4 <i>Complejo industrial Shushufindi</i>	53
Figura 5 <i>Imagen satelital de la refinería de Esmeraldas</i>	54
Figura 6 <i>Imagen satelital de la refinería de La Libertad</i>	55
Figura 7 <i>Hidrografía de la provincia de Esmeraldas</i>	56
Figura 8 <i>Mapa de los diferentes oleoductos del Ecuador</i>	58
Figura 9 <i>Distribución (Layout) recomendada para la planta de steam cracking</i>	59
Figura 10 <i>Dibujo del complejo industrial de Repsol en Tarragona, España</i>	60
Figura 11 <i>Complejo Industrial Repsol Tarragona</i>	61
Figura 12 <i>Planta Cracker de olefinas de la refinería de Repsol</i>	62
Figura 13 <i>Área del cracker de olefinas de la refinería de Repsol. Tarragona</i>	63
Figura 14 <i>Área disponible en la refinería de Esmeraldas</i>	64
Figura 15 <i>Diagrama de bloques del proceso de steam cracking de la patente</i>	68
Figura 16 <i>Secuencia de la simulación</i>	71
Figura 17 <i>Esquema general de la simulación (Flowsheet)</i>	72
Figura 18 <i>Esquema de la zona de reacción y alimentación</i>	75
Figura 19 <i>Esquema de la zona de enfriamiento</i>	76
Figura 20 <i>Zona de compresión o fraccionamiento primario</i>	78
Figura 21 <i>Zona de fraccionamiento</i>	79
Figura 22 <i>Valores del índice CE por años (2017)</i>	97
Figura 23 <i>Valores del índice CE por años (2022)</i>	98
Figura 24 <i>Costo de compra de las columnas de destilación</i>	103
Figura 25 <i>Diagrama de bloques BFD del proceso de steam cracking propuesto</i>	118

Figura 26 <i>Condiciones de las corrientes de salida del proceso</i>	120
Figura 27 <i>Condiciones de las corrientes de salida del proceso</i>	133
Figura 28 <i>Costo de inversión</i>	140

Abreviaturas

KTMA. Kilotoneladas métricas anuales.

MTMA. Millones de toneladas métricas anuales.

KTPY. Kilotonnes per year.

TCI. Total Cost of Investment (Costo total de inversión).

GLP. Gas licuado de petróleo.

SPC. Shazand Petrochemical Company.

TM. Toneladas métricas.

CD. Conceptual Design (Diseño conceptual).

SG. Stage Gate.

SGPDP. Stage Gate Product Process Design (Proceso de diseño de productos Stage Gate).

SGTDP. Stage Gate Technology Process Design (Proceso de diseño de tecnologías Stage Gate).

TEPF. Total Energies Petrochemicals Feluy

Resumen

El presente trabajo tiene como objetivo realizar el Diseño conceptual del proceso de Steam cracking para una capacidad de procesamiento de 240 KTMA. Tomando como referencia, la implementación de tecnologías de Steam cracking alrededor del mundo, como lo han hecho algunos países como España con su petrolera representativa “Repsol” entre varias otras, apoyándose de la utilización de simuladores de procesos, llevar a darle un carácter más técnico y preciso a los resultados del presente estudio. Se parte desde las bases del diseño que comprenden la selección de materia prima, la definición de los productos que se desean obtener para satisfacer una o varias necesidades potenciales que el Ecuador mantenga al día de hoy, entre otros aspectos, detallando algunos factores importantes dentro del alcance de este estudio tales como, la ubicación y distribución de la planta de Steam cracking, estimación de capital total de inversión, descripción del proceso propuesto apoyándose de la generación de diagramas de bloque y flujo, balances de materiales y energía, los cuales prescinden de una previa selección de materias primas (naftas) producir en las diferentes refinerías del Ecuador. Aspectos de operación, como los requerimientos de utilidades con las que operaría una planta de steam cracking como la que se propone en el presente diseño conceptual, y una simulación de este proceso también son ejes en este estudio. Se abordó el estado del arte tanto del diseño de plantas como el steam cracking, también se estimaron los costos de requerimientos de utilidad como de capital total de inversión TCI por métodos de escalamiento y cálculo componente a componente del TCI para la planta propuesta. Todos estos aspectos descritos en el presente trabajo servirán de guía para posteriores y potenciales proyectos que se planten y desarrollen en beneficio del desarrollo de la industria petroquímica en el Ecuador.

Palabras clave: Diseño de plantas, steam cracking, simulación de procesos, balance de masa y energía, estimación de costos.

Abstract

This study aims to achieve the conceptual design of the Steam cracking process for a processing capacity of 240 KTPY. Taking as a reference, the implementation of Steam cracking technologies around the world, as has been done by some countries such as Spain with its representative oil company "Repsol" among several others, relying on the use of process simulators, lead to giving a more technical and precise character to the results of this study. It starts from the bases of the design that comprise the selection of raw material, the definition of the products that are desired to be obtained to satisfy one or several potential needs that Ecuador maintains today, among other aspects, detailing some important factors within the scope of this study such as, the location and distribution of the Steam cracking plant, estimation of total investment capital, description of the proposed process based on the generation of block and flow diagrams, balances of materials and energy, which dispense with a previous selection of raw materials (naphthas) to produce in the different refineries of Ecuador. Aspects of operation, such as the utility requirements with which a steam cracking plant such as the one proposed in the present conceptual design would operate, and a simulation of this process are also axes in this study. The state of the art of both plant design and steam cracking was addressed, the costs of utility requirements and total TCI investment capital were also estimated by scaling methods and component-by-component calculation of the TCI for the present plant. All these aspects mentioned before, will provide guidance for subsequent and potential projects that are planned and carried out on the benefit and development of the petrochemical industry in Ecuador.

Keywords: Plant design, steam cracking, process simulation, mass and energy balance, cost estimation.

Capítulo I

Generalidades

Antecedentes

La industria del petróleo despegó en el sector comercial en 1859 con la apertura de uno de los primeros pozos de petróleo en Pensilvania, Estados Unidos, descubierto por el estadounidense Edwin L. Drake. Dos años después se da la apertura a la primera refinería en Pensilvania, Estados Unidos, por Samuel Kier, quien comenzó a refinar el petróleo; así es como la extracción de crudo, refinación de petróleo y producción de gas se incrementó rápidamente (OSHA, 2021).

La primera refinería producía queroseno mediante destilación atmosférica simple, los subproductos que se podían producir eran alquitrán y nafta, pero al poco tiempo se descubrió que con la destilación al vacío se podría producir aceites lubricantes de alta calidad. La demanda del queroseno siguió en aumento por 30 años más. La industria tuvo dos acontecimientos importantes: la invención de la luz eléctrica y el motor de combustión interna. El primero hizo que la demanda de queroseno disminuya y el segundo hizo que el uso de gasóleo, diésel y gasolina (nafta) se incremente. La llegada de la primera guerra mundial juntamente con la producción a gran escala hizo que el número de vehículos con motor a gasolina aumente de manera significativa.

Para el año de 1913 se aplicó el primer craqueo térmico, que consistía en aplicar presión y calor intenso a combustibles pesados descomponiendo las macromoléculas en otras más pequeñas (Kraus, 1998).

La industria de la transformación de hidrocarburos se la puede dividir en tres secciones: producción de petróleo, refinado de petróleo y fabricación de productos petroquímicos. Las refinerías producen gas licuado de petróleo (GLP), gasolina, nafta, queroseno, etc. En una planta petroquímica se producen uno o varios productos petroquímicos, por otro lado, en un complejo petroquímico se fabrican muchos productos petroquímicos. (Chaudhuri, 2010)

La industria química tuvo un cambio drástico a finales de la primera guerra mundial e inicios de la segunda; en Alemania en el año de 1925 un grupo de seis empresas químicas se unen formando Interessengemeinschaft Farbenindustrie AG, por otro lado, en Estados Unidos con la empresa Scientific Desing Company y muchas otras empresas más ayudaron a dar forma a lo que hoy se conoce como la industria petroquímica. En las refinerías existen equipos de procesamiento como columnas de destilación, torres de absorción e intercambiadores de calor, los cuales eran utilizados para realizar productos petroquímicos; así pues, la tecnología y técnicas de diseño de equipos sirvió cuando los ingenieros químicos empezaron a diseñar plantas petroquímicas (Spitz, 2019).

En la actualidad existen complejos petroquímicos en el mundo que son capaces de producir grandes cantidades de productos petroquímicos con el objetivo de satisfacer la necesidad y demanda de estos en el mercado mundial. Uno de los complejos se encuentra ubicada en Irán llamada Shazand Petrochemical Company (SPC). Los inicios de esa compañía son a partir del año de 1983, establecida en el centro de la ciudad de Arak, y consta de alrededor de 18 plantas; una de sus principales materias primas es la nafta; produce una amplia gama de productos petroquímicos, tales como plásticos, productos químicos y cauchos sintéticos. Debido a los proyectos de renovación y expansión, su capacidad de producción ha aumentado un 15%, produciendo así alrededor de 870 KTMA. (Energy, 2022)

Shazand Petrochemical Company es considerada una compañía icónica por su gran impacto en la industria petroquímica y en la economía de Irán. Además de ser unas de las empresas pioneras en el campo petróleo y gas natural en el país, desempeñan un rol crucial en los procesos de transformación de materias primas en productos químicos con valor agregado. La Figura 1 muestra una sección de la Shazand Petrochemical Company que también es considerada como una de las más grandes proveedoras de materias primas y productos petroquímicos para el mercado nacional e internacional, si bien es cierto que no es la planta petroquímica más antigua, es importante reconocer que es una de las más grandes del mundo.

Se puede tener a SPC como referente de producción, diseño, innovación y comercialización de productos petroquímicos.

Figura 1

Shazand Petrochemical Company



Nota. Recuperado de (Energy, 2022).

Planteamiento del problema

Fuera de la producción de combustibles fósiles de baja calidad, el Ecuador no dispone de una industria petroquímica formal y profesional que le permita abastecerse de productos petroquímicos como lo son los plásticos, cauchos sintéticos, entre otros, los cuales son de consumo masivo y prioritario hoy en día a nivel mundial, y es en este tipo de productos que el Ecuador y empresas privadas inyectan una gran cantidad de dinero (Informe estadístico enero – diciembre del 2022 de PetroEcuador EP).

La petroquímica en el Ecuador trata de desarrollarse año tras año, pero la dependencia que tiene el país de las importaciones de productos desde países del extranjero dificulta que la industria logre una independencia total. Ecuador entre enero del 2019 y abril del 2021 importó materias primas de alrededor 9 344.5 Ton métricas (TM), tales como etileno y propileno (Subgerencia de Programación y Regulación Dirección Nacional de Síntesis Macroeconómica, 2021).

En Ecuador, existen algunos estudios como “Diseño de plantas de tratamiento de gas natural para la separación de los hidrocarburos y producción de etileno a partir de etano” y “Viabilidad para la ampliación de la capacidad de refinación e incorporación de nuevos procesos para el mejoramiento de la calidad de los combustibles en la refinería de Shushufindi” con el objetivo de mejorar la industria. Existen procesos de mejora en el sector petrolero, uno de ellos es el Steam Cracking, esta propuesta de diseño busca ser una guía o un referente para empresas como EP PETROECUADOR o REPSOL. Además de brindar una visión amplia a los inversionistas extranjeros de la existencia de estudios, capital humano e ideas para aprovechar los recursos disponibles y cambiar la realidad nacional.

Justificación e importancia

La presencia de la industria petroquímica es un indicador de independencia en el sector productivo, el cual, desafortunadamente, el Ecuador no tiene, a diferencia de otros países como Arabia Saudita, Emiratos Árabes Unidos e Irán, que pueden suplir las necesidades de mercado local e internacional.

Ecuador es un gran importador de materia prima tal como etileno, propileno y butileno, estas importaciones pueden ser reducidas y corregidas con la implementación de un modelo de adaptación a una refinería ya existente en el país, con el fin de brindar valor agregado a los diferentes productos de la destilación del crudo como lo es la nafta.

La matriz productiva actual en el país cambiaría con la implementación y aplicación de la industria petroquímica en Ecuador, potenciando el crecimiento económico, industrial, producción nacional e inversión extranjera teniendo resultados en el desarrollo de la economía ecuatoriana permitiendo que el país pueda competir con otros productores en el mercado internacional.

La economía del país es altamente dependiente de las exportaciones del crudo para obtener ingresos. Para mejorar la economía es necesario desarrollar la industria petroquímica

en el país. Los procesos petroquímicos transforman materias primas en productos químicos con valor agregado, lo que permitirá generar plazas de trabajo y aumentar la economía local.

La integración de una planta petroquímica a una refinería otorga algunos beneficios tales como: la conversión de hidrocarburos en productos con valor agregado posibilita la mezcla de varios productos de la refinería, utilización del excedente de hidrógeno que se produce en las plantas para cubrir las necesidades energéticas de la refinería y así alcanzar una mayor eficiencia en el consumo global de energía, además de generar un referente en el marco del diseño de plantas en sus etapas tempranas como lo es el diseño conceptual para procesos de este carácter industrial.

Objetivos

Objetivo General

Realizar el diseño conceptual del proceso de Steam-cracking para una capacidad de procesamiento de 240 KTMA.

Objetivos Específicos

- Investigar sobre el estado del arte y concepto del Steam-cracking.
- Generar diagramas de flujo de procesos y balance de materiales.
- Realizar la estimación de costos de capital de inversión utilizando un resumen de equipos y procesos.

Hipótesis

Una adecuada revisión bibliográfica, uso de herramientas de simulación de procesos, la aplicación de cálculos referentes a balances de masa y energía y la generación de diagramas de flujo de procesos detallados, harán posible la generación de un diseño conceptual de una planta Steam cracking con una capacidad de procesamiento de 240 KTMA para la obtención de productos petroquímicos de alto valor agregado y así establecer referentes que sirvan de guía en el diseño de este tipo de plantas industriales.

Variables de investigación***Variables dependientes***

- Flujos de salida de las corrientes.
- Costos de los equipos utilizados en la simulación.

Variables independientes

- Variables de operación de las operaciones unitarias.
- Selección de método de tratamiento de nafta.
- Condiciones de materia prima, Nafta.

Capítulo II

Marco teórico

De acuerdo con Douglas (1988), el diseño conceptual es un conjunto de disciplinas que contribuyen a la identificación del esquema de diseño óptimo y las condiciones nominales de operación de los procesos industriales. En el campo de la ingeniería química, el diseño conceptual por sus siglas en inglés “CD” tiene como objetivo evaluar las mejores variables de diseño y condiciones de operación que maximicen el beneficio, también se describe como una fase temprana del proceso de diseño, donde se conectan las líneas principales de función y la forma del problema o proceso. Esto incluye el diseño de interacciones, experiencias, procesos y estrategias. Implica una comprensión de las necesidades de las personas y cómo satisfacerlas con productos, servicios y procesos. Los instrumentos comunes del diseño conceptual son los bocetos y modelos conceptuales.

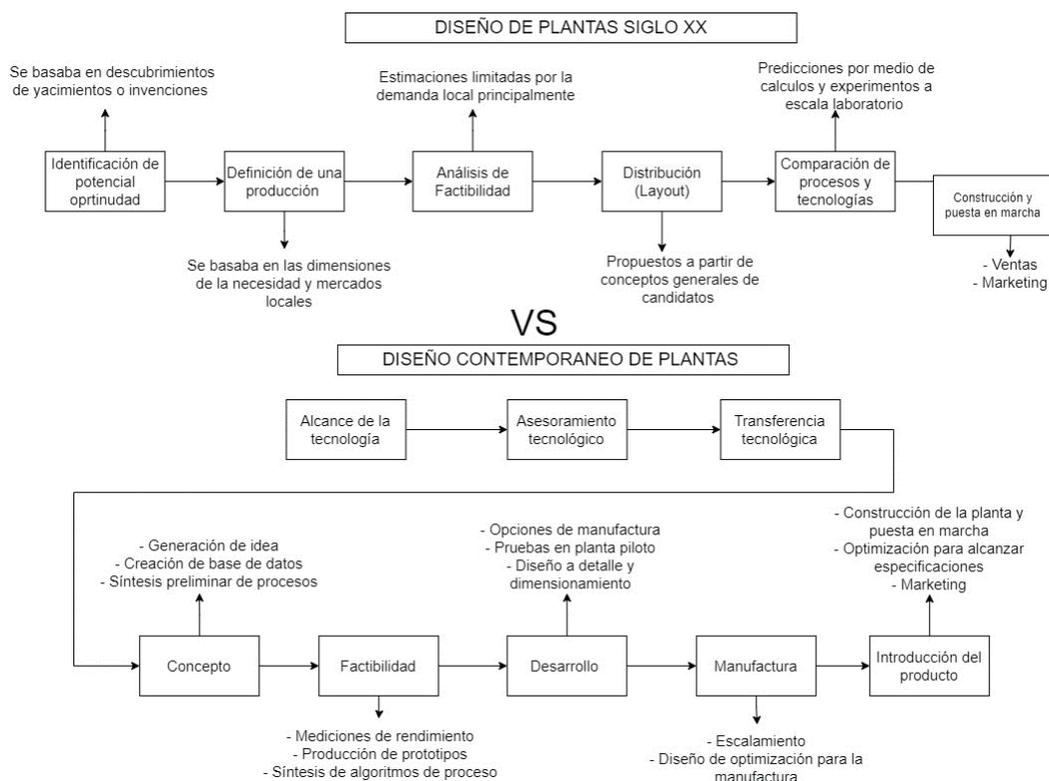
Diseño de plantas industriales

El diseño de plantas industriales se basa en la aplicación de una gran variedad de disciplinas, conocimientos, técnicas, experiencias e ideas donde convergen muchos profesionales para generar lograr generar un diseño óptimo que satisfaga todos los objetivos y necesidades de la instauración de una planta industrial. En el último siglo, muchos países del primer mundo han progresado en el ámbito del diseño de plantas teniendo altos y bajos, que les han permitido establecer metodologías más claras y organizadas para llevar a cabo de manera mucho más organizada y prometedora, el diseño de cualquier planta industrial tal es el caso que en 1986 Robert G. Cooper publicó el proceso Stage Gate (SG) el cual es una metodología muy usada al día de hoy, que describe de manera muy conocida y organizada, todos los pasos para el desarrollo de un producto y las tecnologías que requieran para este. En la Figura 2 se pueden ver algunos aspectos en los que ha evolucionado el diseño de plantas industriales en comparación con el anterior siglo anterior en cada una de sus etapas, lo que ha

permitido que actualmente el diseño y construcción de las plantas industriales se lleve a cabo notablemente más rápido y con mejores resultados económicos y técnicos.

Figura 2

Evolución del diseño de plantas



Nota. Basado en los estudios de Robert G. Cooper (1986) y Seider et al (2009).

De la Figura 2, se observa que el diseño de plantas del siglo XX tiene una estructura notablemente más corta que el del contemporáneo, la cual consiste en 6 etapas que inicia en la identificación de una potencial idea o de cubrir una necesidad que puede ser ampliada hasta el punto de cubrir mercados ligeramente más grandes que el local o regional, lo cual es un factor que hoy en día se ha agigantado por el desarrollo del mercado internacional. También tiene una definición del producto que es notablemente más corta que la etapa conceptual desarrollada en el procesos “Stage Gate”, ya que el diseño del siglo anterior no disponía de bases de datos amplias del producto que se deseaba conseguir. Otra diferencia es una etapa de análisis de factibilidad que en efecto era mucho menos precisa y desarrollada que la

descrita en el SGPDP por sus siglas en inglés Stage Gate Product Development Process, en el cual se evidencia la utilización de simuladores de procesos como los son PRO II y Aspen Plus, que tienen una precisión mucho mayor que los cálculos realizados manualmente por ingenieros. También es posible identificar la ausencia de procesos a escala planta piloto en etapa del desarrollo, donde se puede alcanzar mejores resultados que los estimados en laboratorio.

Por último llama la atención el hecho que el análisis de tecnologías era una de las últimas etapas del diseño de plantas del siglo XX, dado que actualmente el proceso Stage Gate lo considera una de las etapas iniciales del diseño de plantas, tal es el caso, que la etapa de selección de desarrollo de tecnologías descrito tiene un completo subproceso del SG denominado Stage Gate Technology Development Process por sus siglas en inglés SGTDP.

De acuerdo con Lim. H et al., (2021) otro de los avances contemporáneos en el diseño de plantas con respecto al siglo anterior es la emergente revolución de la industria 4.0 que, en términos generales, describe la tendencia creciente hacia la automatización y el intercambio de datos en tecnología y procesos dentro de la industria manufacturera, que incluye:

- Internet de las cosas
- El internet industrial de las cosas
- Sistemas ciber físico
- Fabricación inteligente
- Fábricas inteligentes
- Computación en la nube
- Computación cognitiva
- Inteligencia artificial

Esta automatización permite crear un sistema de fabricación por el cual las máquinas de las diferentes fábricas se complementan con una conectividad inalámbrica y sensores para

monitorear y visualizar un proceso de producción completo y poder tomar decisiones autónomas (Lim. H et al., 2021).

El diseño conceptual, el cual es una fase temprana del diseño de cualquier planta industrial, tiene sus cimientos en las bases del diseño, los cuales se componen de ciertos parámetros que se deben identificar a priori para empezar a diseñar una planta industrial, referentes al producto deseado, materias primas, entre otros.

Bases de diseño

Al iniciar con el diseño es necesario establecer bases claras de partida como lo menciona (Castillo, 2007) como: especificaciones del producto o productos deseados, tamaño de la planta, materias primas con sus respectivas características, criterios económicos.

Descripción de productos

Se denomina “producto” a cualquier resultado o salida de una planta productora el cual tiene como finalidad suplir la necesidad de su utilización en alguna actividad económica o del día a día y estos se producen con el fin de ser comercializados con un valor agregado (Seider, 2009).

Para la vida moderna, los productos químicos son esenciales. Al momento de diseñar procesos para la fabricación de estos, el mercado es un eje fundamental que direcciona los objetivos y prioridades del diseño. Los productos químicos se dividen en tres categorías: productos químicos básicos, los cuales se producen en grandes volúmenes y se comercializan en función de la composición química, pureza y precio, como por ejemplo ácido sulfúrico, etileno, etc. Por otro lado, la química fina se produce en pequeñas cantidades, un ejemplo de ello es la producción de óxido de propileno, utilizado en la fabricación de resinas. Finalmente, productos químicos de efecto o funcionales tal como los fármacos (Smith, 2005).

Productos petroquímicos básicos

Los petroquímicos de alto valor son productos químicos obtenidos del petróleo que tienen un alto valor de mercado y demanda. Son aquellos productos derivados del petróleo,

que, por su gran versatilidad en las diversas reacciones químicas presentes en la industria de la producción, son muy demandados (Seider, 2009).

Descripción de materia prima

La materia prima es uno de los factores fundamentales para el diseño de una planta de producción, la cual considera la disponibilidad, calidad, costo y almacenamiento de la materia prima. La transformación química de las materias primas debe ser parte de un proceso sostenible, en otras palabras, debe ser utilizada de forma eficiente para evitar productos no deseados y perjudiciales para la infraestructura y para el medio ambiente. (Smith, 2005)

Ubicación Geográfica

Este es un factor de considerable importancia a que se toma en cuenta en el desarrollo o planificación de cualquier proceso industrial, ya que este bien puede impactar de manera directa en costos de transporte, problemas socioeconómicos y geográficos. En la ubicación de las plantas intervienen diversos factores como indica (Rase & Barrow, 1977) a continuación:

- En la selección de materias primas se considera la potencialidad de la fuente en función de las necesidades presentes y futuras, así como otras alternativas que puedan sustituirla o ser una alternativa. Además de realizar un análisis económico de la entrega de materia prima para cada localización que se considere.
- En el transporte se debe considerar el precio del flete, que depende tanto de la distancia como del peso de la carga. Por lo tanto, es necesario evaluar los medios de transporte disponibles y sus tarifas tomando en cuenta la ubicación de la planta. Los medios de transporte pueden ser camiones, barcos y tuberías.
- Para el uso industrial del agua se realiza un estudio de estimación de la cantidad de agua necesaria para el funcionamiento de una planta en presente y futuro. Además de un estudio cuidadoso del agua disponible en la zona donde se

ubicará la planta, considerando fuentes como pozos, lagos y ríos; además de la cantidad de agua también se considera la calidad de agua.

- Eliminación de desechos y reducción del ruido son problemas que existen que están sujetos a leyes especiales. Por lo tanto, se debe implementar un programa de control efectivo de desechos y ruido.
- Es fundamental realizar una estimación detallada de la cantidad de energía y combustible necesaria para la operatividad de la planta; considerando la necesidad de vapor y energía eléctrica. El vapor se obtiene en la propia planta, mientras que la energía eléctrica se puede adquirir de compañías que brinden este servicio.
- En la mano de obra es necesario tomar en cuenta los operarios y salarios necesarios para que la planta funcione de manera adecuada.

Refinación de petróleo en el Ecuador

El primero inicio del Ecuador en el mundo del petróleo fue con la perforación del primer pozo llamado Ancón 1 ubicado en la actual provincia de Santa Elena. Para el año de 1971 Ecuador obligo a la empresa extranjera Texas Gulf a devolver 930 000 hectáreas al estado ecuatoriano lo que le permitió tener control de las fases de la industria petrolera. Un año después se crea la Corporación Estatal Petrolera Ecuatoriana (CEPE) quien construyo gran parte de la infraestructura petrolera que se conoce actualmente. En 1926 Ecuador desarrollo el procesamiento de hidrocarburos con una pequeña refinería perteneciente a Anglo Ecuadorian Oil, ubicada en la provincia de Santa Elena. Con la ayuda de una torre Universal en 1950 se incrementó la capacidad de refinación a 10 000 barriles por día (bpd). Poco tiempo después en el año de 1969 se instaló una planta llamada Parsons y una unidad de craqueo térmico logrando que la capacidad aumente a 27 000 bpd. Actualmente Ecuador tiene tres refinerías: Refinería Estatal de Esmeraldas, Refinería de La Libertad y el Complejo Industrial Shushufindi,

este último consta de la refinería Amazonas y una planta de procesamiento de gas asociado. La refinería Estatal de Esmeraldas está ubicada en la provincia de Esmeraldas y cuenta con una capacidad operativa de 110 000 bpd, es la más importante del país y produce los siguientes derivados de petróleo: GLP, nafta, gasolina 87 octanos, gasolina 92 octanos, combustible para motores de dos tiempos, jet fuel A-1, diésel Premium, diésel 2, Fuel oil 4, Fuel oil base (residuo), asfalto RC-250, cemento asfáltico AC-20 y Fuel oil de exportación.

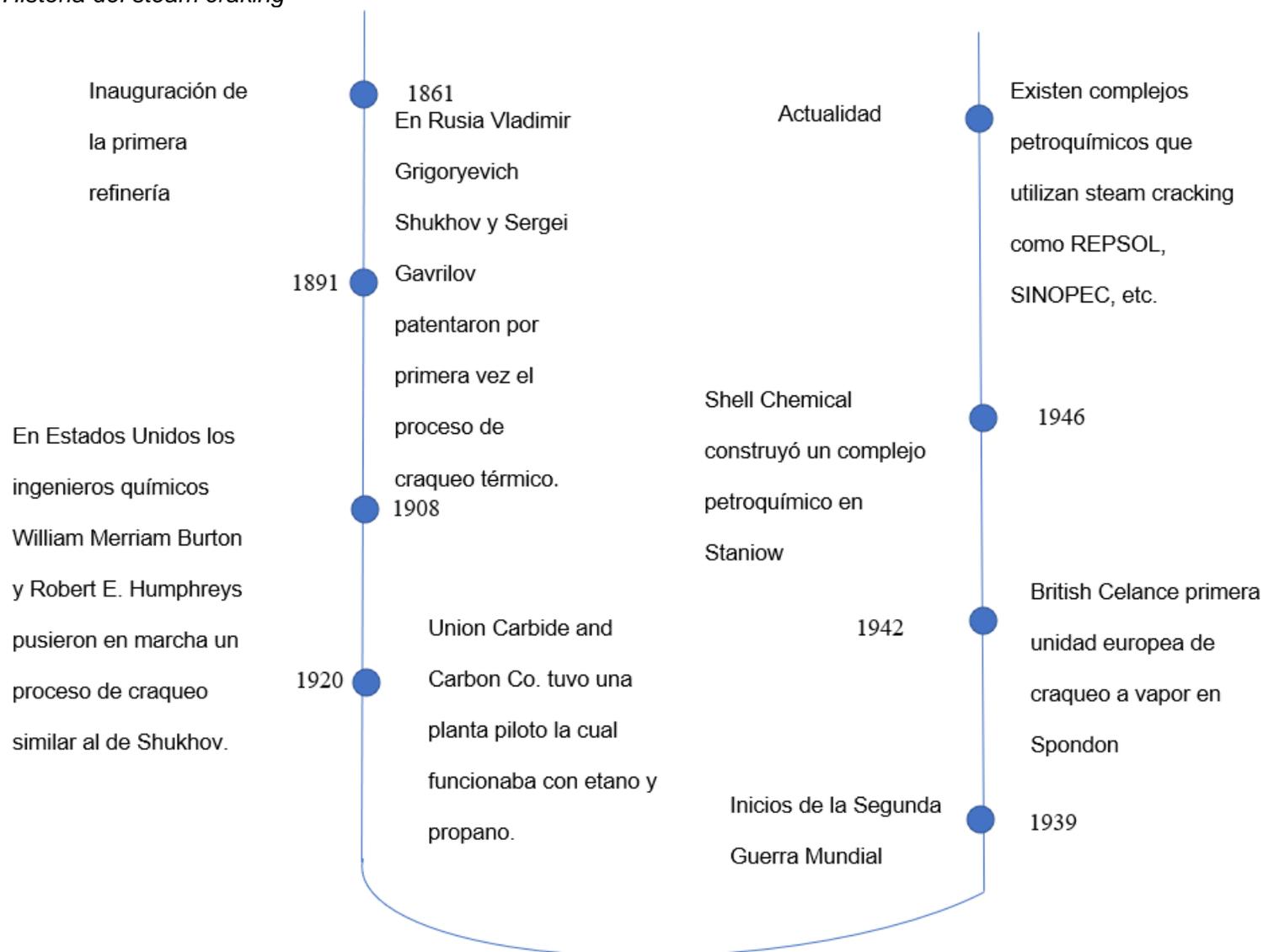
La refinería de La Libertad fue la primera refinería en el país, inicio con dos plantas Foster y Stratford, tiempo después se adicione la planta Parsons. Actualmente la refinería tiene una producción de 45 000 bpd de derivados y produce GLP, Rubber solvent, gasolina 87 octanos, gasolina 92 octanos, combustible para motores de dos tiempos, mineral turpentine, jet fuel A-1, diésel 1, diésel 2, spray oil, absorber oil y Fuel oil 4. Finalmente, el Complejo Industrial Shushufindi (CIS) ubicado en la provincia de Sucumbíos tiene a la Refinería Amazonas, la cual consta de dos unidades de destilación atmosférica de 10 000 bpd de capacidad cada una. En este complejo se obtiene productos como GLP, gasolina 87 octanos, jet fuel A-1, diésel 1, diésel 2 y residuo (Petroecuador, 2013).

Steam cracking

Historia del proceso

En el año de 1861 se fundó la primera refinería de petróleo y año tras año se desarrollaban varias tecnologías para poder procesar el crudo. Una de ellas fue el craqueo térmico, el cual, fue propuesto Vladimir Grigoryevich Shukhov juntamente con Sergei Gavrillov, en el año de 1891 y llevado a cabo con éxito en forma de proceso continuo, en Rusia, lo que supuso un gran avance en el refinado del petróleo, este se basaba en la pirólisis de los diferentes compuestos presentes en la nafta para así producir por medio de altas temperaturas, diferentes cadenas de olefinas y parafinas de menor peso molecular. Por otro lado, para el año de 1920 la Union Carbide and Carbon Co. construyó una planta piloto la cual funcionaba con etano y propano y también creo el primer complejo químico que empleaba productos derivados

de la pirólisis del gasóleo, esta tecnología tuvo un avance significativo en toda Europa Occidental principalmente en el Reino Unido, además de Japón. En el año de 1939 iniciaba la Segunda Guerra Mundial en donde la demanda de combustible aumentó, en 1942, British Celance puso en marcha la primera unidad europea de craqueo a vapor en Spondon utilizaba como materia prima al gasóleo con una capacidad de 6000 Ton anuales. Los avances y expansiones del steam cracking siguieron en 1946 Shell Chemical construyó un complejo petroquímico en Stanlow la materia prima que utilizaba era gases de refinería. Entre los años 1940 y 1950 la producción de etileno creció de 10 000 a 50 000 ton/año. Posteriormente aparecieron plantas gigantescas con producción de millones de Ton anuales de etileno las cuales aún son consideradas contemporáneas. Todos estos eventos son descritos de manera didáctica en la Figura 3. (Chauvel & Lefebvre, 1989; Gerali, 2019).

Figura 3*Historia del steam craking*

Descripción del proceso (Steam cracking)

El proceso de steam cracking es un proceso termoquímico en el cual se basa en la pirólisis de la materia prima que se alimenta, esta materia prima puede tener cierta complejidad de acuerdo su naturaleza hidrocarburífera, como lo es comúnmente utilizada, la nafta, esta permite una visión más amplia del proceso, debido a que es una de las materias primas más utilizadas para la fabricación no solo de etileno sino también simultáneamente para la obtención de una gran variedad de otros productos. Una planta de craqueo por vapor o steam cracking está constituida por dos etapas, la primera etapa es la sección caliente o reactiva que suele ser operada entre 600 °C hasta 900 °C, aquí ocurre la pirólisis y la segunda etapa es una sección fría en donde se separan los productos formados. Este proceso consta con una serie de hornos, calderas de rápido enfriamiento y un tren de fraccionamiento. La materia prima de hidrocarburos ingresa a la sección caliente de la unidad a través de la zona de convección del horno, aquí se precalienta y se mezcla con vapor. El hidrocarburo y el agua pasan por la zona de radiación del horno, aquí ocurre una elevación de temperatura y reacción de pirólisis. A la salida del horno los efluentes ingresan a una torre de fraccionamiento primario que separa los residuos pesados, gasolina y agua de pirólisis en las corrientes secundarias, por otro lado, los productos de la pirólisis salen por la parte superior, seguidamente se dirigen a la sección de comprensión, lavado acústico y secado. Finalmente, ingresan las corrientes livianas a la sección fría, donde un tren extenso de separación entrega los productos de alto valor agregado como lo son las olefinas y BTX. (Chauvel & Lefebvre, 1989)

Compañías licenciantes del proceso

La producción de petroquímicos de alta demanda, como el etileno o propileno, ha sido analizada y estudiada en todo el mundo, es por esto por lo que existe gran variedad de tecnologías disponibles, entre las cuales se puede mencionar: Total Energies Petrochemicals Feluy (TEPF), Lummus, Stone & Webster, Braun, Kellong, Linde, entre otras. Dentro de las tecnologías del steam cracking según (Meyers, 2005) están:

- Tecnología de Craqueo Lummus Global SRT, se aplica para la producción de etileno. La empresa tiene como nombre Lummus Technology, en el año de 1942 esta compañía diseño y construyó la primera planta de etileno. En 1960 Lummus presentó innovación en calentadores desintegradores con bobina vertical, la cual reducía el tiempo de residencia.
- La tecnología de etileno de Stone & Webster (S&W) lidera a nivel mundial, aporta alrededor de un tercio de la capacidad productiva en todo el mundo desde 1990, esto debido a su considerable confiabilidad operativa, mínimo tiempo de instalación y desempeño superior.
- Tecnología de Etileno de KBR Score, nace a partir de la combinación de dos compañías M.W. Kellogg Company y Brown & Root en 1998. KBR en los 60's fueron pioneros en incorporar mecheros e intercambiadores de calor con aletas.

Tecnologías de proceso y materia prima

Como se mencionó anteriormente, existen varias licencias o tecnologías que trabajan desde hace algunas décadas con el proceso de steam cracking, entre las cuales una de las más renombradas en el mundo y sobre todo en Europa, es la firma "Total Energies Petrochemicals feluy" la cual es la seleccionada como base para el presente diseño conceptual de la planta de steam cracking propuesta, cuyo diagrama base utilizado para el inicio del proceso de referencia de este estudio, se ve ilustrado en el anexo 6.

Con base en los datos obtenidos del Informe estadístico enero – diciembre del 2022 de PetroEcuador EP, Ecuador dispone de 3 refinerías que producen nafta base, la cual, es el conglomerado de toda nafta producida en estas refinerías sin separar la ligera de la pesada. En la Tabla 1 se detalla la producción de nafta base de cada refinería, la cual puede ser utilizada como materia prima para el proceso de steam craking estimándose un rendimiento intermedio entre la alimentación de nafta pesada y ligera.

Tabla 1*Disponibilidad de la materia prima*

REFINERIAS	Densidad	740 Kg/m ³		estimación	
	nafta	m ³ /año nafta	Kg/año	nafta base	nafta ligera
Esmeraldas	836797	133050.723	98457535.02	98.457	9.845
Libertad	1007300	160160.7	118518918	118.518	11.851
Shushufindi	904852	143871.468	106464886.3	106.464	10.646
			TOTAL	323.441	32.3441

Nota. Adaptado de *Informe estadístico Enero-Diciembre 2022*, por EP Petroecuador 2023.

Es importante mencionar que, según el mismo informe de EP PETROECUADOR, la refinería de Lago Agrio no produce o actualmente no está produciendo nafta base, ya que esta refinería genera productos como:

- Gasolina
- Diesel 2
- Jet A-1
- Residuo

El etileno, en su gran mayoría es producido por la desintegración térmica (pirolisis) de hidrocarburos pesados. En todo el mundo la desintegración de nafta constituye el 45% de la materia prima utilizada en el steam cracking mientras que tan solo el 35% de las industrias utilizan etano.

Una nafta que puede servir como materia prima de referencia para el presente diseño conceptual, es la nafta ligera denominada NAFLIB-01 y caracterizada en el estudio de

(Lisintuña, 2018), la cual es proveniente de la refinería de la libertad, está también tiene un contenido de azufre menor al 0.5%, lo cual permite a la materia prima caracterizarse como un hidrocarburo endulzado, esta materia prima se someterá a un proceso simulado de steam cracking para la obtención de los productos deseados mencionados anteriormente.

La composición real de la nafta reportada por (Lisintuña, 2018) para la alimentación en base a sus componentes es la siguiente:

Tabla 2

Composición de la nafta proveniente de la refinería La Libertad

COMPUESTO	CONCENTRACION RELATIVA
n-pentano	34,3042
2-metil pentano	0,629
n-hexano	0,8662
metil-ciclopentano	1,068
heptano	2,2168
3-metil hexano	1,2032
1,3-dimetilciclopentano	0,6896
Octano	5,9617
Nonano	3,1132
3,6-dimetil octano	1,1463
cicloheptano	0,5971
ciclohexano	1,4049
1,3-dimetilciclohexano	2,2033

COMPUESTO	CONCENTRACION RELATIVA
2-metil heptano	2,5018
metil-ciclohexano	4,377
3-metilheptano	1,2681
1-etil,2-metilciclopentano	1,5101
1,2,3-trimetilciclopentano	1,3671
1,2,4-trimetilciclopentano	0,8443
1,4-dimetilciclohexano	0,7098
etil ciclohexano	2,3762
1-metil,4-etilciclopentano	0,6405
1,1,3-trimetilciclohexano	4,3728
2-metil octano	1,9956
1-etil,1-metilciclopentano	0,6204
1,4-dimetilciclohexano	0,5539
cis-Bicyclo[4.3.0]Nonane	0,9866
1,2,3-trimetilciclohexano	0,4885
1,2,4-trimetilciclohexano	0,7022
metil ciclooctano	0,7993
3 metil-octano	0,9576
etil-benceno	1,1294
2-metil octano	0,9343

COMPUESTO	CONCENTRACION RELATIVA
2,3-dimetil heptano	0,7593
1-metil,2-propilciclohexano	0,5936
O-Xyleno	0,614
4-metil octano	0,6961
1,2,3-trimetil-ciclohexano	0,5587
1,1,2 trimetil-ciclohexano	0,4934
propil ciclopentano	0,4546
1-etil,4-metilciclohexano	0,8493
O-Xyleno	1,982
2,3,4-trimetil hexano	0,525
benceno	1,1469
Tolueno	2,4546
x-etil,x-metil benceno	0,536
propil ciclohexano	0,4845
Xyleno	2,224
x-etil,x-metil benceno	0,6522

Nota. Extraído de “implementación de una metodología en los laboratorios de petroquímica de la universidad de las fuerzas armadas espe para la caracterización de nafta virgen obtenida en ecuador” (p.93), por L. Lisintuña, 2018, Universidad de las Fuerzas Armadas ESPE.

Ahora, la composición de la misma nafta alimentada en base a las familias de componentes mayoritarios es la siguiente:

Tabla 3

Composición de nafta de la refinería La Libertad por familia de compuestos

PARAFINAS	ISO- PARAFINAS	NAFTENOS	AROMATICOS	TOTAL
34,3042	-	-	-	34,3042
0,8662	0,629	2,4729	1,1469	5,115
3,4199	-	5,6637	2,4546	11,5382
9,7316	-	11,28	5,9494	26,9611
8,9812	-	8,7486	1,6252	19,355
1,1463	-	1,5802	-	2,7265
58,4495	0,6896	29,745	11,176	100

Nota. Extraído de “implementación de una metodología en los laboratorios de petroquímica de la Universidad de las Fuerzas Armadas ESPE para la caracterización de nafta virgen obtenida en ecuador” (p.94), por L. Lisintuña, 2018, Universidad de las Fuerzas Armadas ESPE.

Simulación

Las simulaciones, son herramientas que permiten reproducir procesos de manera numérica para anticipar o proveer resultados de procesos de interés, mediante la estimación de propiedades que intervienen en el mismo. Estas simulaciones conjugan una gran variedad de conocimientos, como lo son las leyes de conservación de la materia, energía, paquetes

El steam cracking es otro proceso el cual puede ser simulado por algunos programas como Aspen Plus y PRO II, siempre y cuando se disponga de unos datos de operación y un proceso de referencia confiables.

Para cada sección o zonas de una simulación, se recomienda seguir el procedimiento tradicional de los simuladores de procesos, en el cual se comprenden los siguientes pasos mencionados en (PRO/II 8.1 User guide, 2007):

1. Dibujar el diagrama de flujo
2. Revisar las unidades de medida
3. Definir los componentes
4. Seleccionar el método termodinámico
5. Definir las corrientes de alimentación
6. Establecer las condiciones de proceso
7. Correr simulación

Paquetes termodinámicos

Los paquetes o métodos termodinámicos son modelos matemáticos que describen el comportamiento de un sistema de componentes que interactúan de diferentes maneras por su diferente naturaleza. Para sistemas como el steam cracking donde interactúan componentes no polares como los hidrocarburos de la nafta y una especie polar como lo es el vapor de agua, se recomienda usar el paquete de Peng Robinson y Boston-Mathias. Además de ser recomendado por Vasudev et al., (2018) en su estudio de referencia donde simula un proceso de steam cracking de nafta, simuladores de procesos como Aspen Plus, recomiendan utilizar esta modificación propuesta por Boston y Mathias, para aplicaciones de procesamiento de gas, refinería y petroquímica, como lo son las plantas de gas, torres de destilación de crudo y plantas de etileno.

Steam cracking en el mundo

En el año 2008 la industria de la producción de etileno según (Seddon, 2010) estaba liderada por Norteamérica, Unión Europea y Lejano Oriente, este último bajo la influencia de Japón y Corea. Estados Unidos produce alrededor de 29 MTMA de etileno mediante steam cracking, esto representa el 80 % en América del Norte y el 24 % en el mundo. Dentro de la zona norte del continente americano esta Canadá, con una producción nominal de 5.53

millones de Ton de etileno, México tiene tres plantas de etileno con capacidad nominal de 1.384 millones de Ton, la cual utiliza etano como materia prima.

La Unión Europea tiene una capacidad nominal anual de producción de 26.4 millones de Ton de etileno. Dentro de este grupo, lidera Alemania, seguida por Francia, Países Bajos y Reino Unido. A diferencia de los Estados Unidos, la materia prima utilizada es la nafta. Rusia abarca una capacidad nominal de producción de etileno de 3.49 millones de Ton. En el Oriente Medio aumentó la producción de olefinas y resinas, debido a que la materia prima es barata y al incremento de la demanda en el mercado chino. La capacidad de producción de etileno era de 10.4 millones de Ton entre cinco países del Medio Oriente, la lista estaba encabezada por Arabia Saudita con casi 7 millones de Ton; seguido por Irán, Catar y Kuwait con aproximadamente 1 millón de Ton cada uno. Finalmente, Emiratos Árabes Unidos con 600,000 Ton. (Seddon, 2010)

Steam cracking frente a craqueo catalítico

El steam cracking es un proceso donde se trata alimentaciones como n-alcanos, cicloalcanos, etano, propano, butano, hidrocarburos superiores del gas natural y aromáticos del petróleo; transformándose en etileno, propileno, butadienos y butileno. Por otro lado, el craqueo catalítico trabaja fragmentando moléculas sobre un catalizador de alúmina o sálica a temperaturas y presiones notablemente más bajas que el steam cracking, operando a aproximadamente 500 °C y 1.7 bar, este último busca mejorar el rendimiento de la cadena ramificada además de reducir la generación de coque y residuos. Tiene como alimentación moléculas grandes presentes en la nafta y gasóleo produciendo moléculas de cinco a doce átomos de carbono usadas para la gasolina. Ahora si bien es cierto, no es la ruta más común para la producción de productos petroquímicos, sin embargo, si el objetivo es producir propileno y butenos, el craqueo catalítico es notablemente más utilizado en Estados Unidos que el craqueo por vapor (Harold, 2013).

Existen algunos parámetros importantes en este tipo de procesos térmicos como lo son tanto el craqueo al vapor (steam cracking) como el craqueo catalítico (FCC), entre los más relevantes según Harold (2013), se encuentran:

- Fuente de calor: El steam cracking utiliza vapor como fuente de calor para descomponer el material, mientras que el cracking catalítico utiliza un catalizador para promover la reacción química y reducir la temperatura necesaria para llevar a cabo la reacción.
- Temperatura: Debido a la utilización de un catalizador, el cracking catalítico se lleva a cabo a temperaturas mucho más bajas que el steam cracking, generalmente en el rango de 450-650 °C en comparación con 700-1100 °C para el steam cracking, pero en ambos este parámetro es crucial.
- Selectividad: El cracking catalítico suele ser más selectivo que el steam cracking, produciendo una mezcla más controlada de productos y reduciendo la cantidad de subproductos no deseados.
- Productos: El steam cracking suele producir una amplia variedad de monómeros, incluyendo etileno, propileno, butadieno y otros, mientras que el cracking catalítico suele ser utilizado para producir principalmente etileno y propileno.
- Costo: Debido a la necesidad de un catalizador y a la mayor selectividad, el cracking catalítico suele ser más costoso que el steam cracking.

En resumen, el steam cracking y el craqueo catalítico se basan en técnicas complementarias que tales como la destilación atmosférica, stripping, compresión multietapas, quenching, entre otras que se utilizan en la industria química para producir diferentes tipos de monómeros y productos químicos. La elección entre ambas técnicas depende de varios

factores, incluyendo la disponibilidad de los materiales de partida, los productos deseados y los costos y requisitos de procesamiento.

Productos del steam cracking y su importancia

La producción de productos petroquímicos basa su principal fuente de materia prima en gas natural y petróleo crudo. Los destilados y residuos son precursores de olefinas y aromáticos obtenidos mediante procesos de craqueo y reformado. Además, mediante el craqueo de vapor de etano, GLP, fracciones líquidas de petróleo y residuos se obtienen productos muy utilizados como los butilenos, el propileno, el etileno y el butadieno según (Matar & Hatch, 1994):

- El etileno es la olefina más importante para la elaboración de productos petroquímicos es por ello que se han generado métodos y procesos para su producción. El etileno con agua forma alcohol etílico, por otro lado, si al etileno le agregamos cloro produce dicloruro de etileno que se descompone en cloruro de vinilo el cual es un precursor fundamental del plástico. El etileno es un agente alquilante activo, cuando este se aplica al benceno genera etilbenceno que deshidrogenado produce estireno. El etilbenceno es un monómero esencial para la fabricación de polímeros y copolímeros comerciales.
- El propileno se obtiene principalmente del craqueo de vapor de hidrocarburos y es un alqueno reactivo. El propileno puede polimerizarse de forma individual o copolimerizarse con monómeros como el etileno. Existen importantes productos petroquímicos basados en propileno como isopropanol, alcohol alílico, glicerol y acrilonitrilo.
- Uno de los subproductos del craqueo de las refinerías y craqueo de vapor son los butilenos o butenos, su polimerización produce caucho sintético con la ayuda de catalizadores de coordinación para obtener polímeros predominantes.

- El butadieno es usado en la producción de hexametilendiamina y ácido adípico ambos son monómeros utilizados para elaborar nylon. Un derivado del butadieno es el cloropreno aplicado en la síntesis del caucho de neopreno. El butadieno tiene una gran importancia en el área automotriz, destaca también por su empleabilidad para elaborar suelas de calzado, neumáticos y sellantes. (Matar & Hatch, 1994; Repsol, 2021)

Uno de los sectores al cual el país destina más recursos es el sector del comercio en donde las importaciones de materiales plásticos, cauchos sintéticos, entre otros de origen polimérico, tales como polietileno y propileno, según el Servicio Nacional de Aduana del Ecuador (SENAE). En el año 2021, Ecuador importó alrededor de 76 900 Ton de polipropileno y 20 000 Ton de etileno (SENAE, 2021).

Balance de masa y energía

Tanto el balance de masa como de energía son aspectos fundamentales de cualquier proceso, aún más cuando es un proceso se lleva a escala industrial, donde la presencia de algún desbalance “error de balance” puede significar una pérdida enorme de dinero e incluso riesgos de seguridad (Felder, 2006).

Para aplicar un balance de masa se puede utilizar la expresión del balance de masa general para un sistema abierto descrita por Felder (2006), la cual es aplicable tanto para análisis por corrientes y también componente a componente de estas corrientes, esta ecuación 1 es expresada como:

$$E - S + G = A \quad (1)$$

En donde para los siguientes casos cada variable representa:

Tabla 4

Parámetros del balance de masa según su caso

Balance por corrientes	Balance por componentes
E = Sumatoria de corrientes de entrada del sistema	E = Sumatoria de flujos másicos del componente "i" entrantes al sistema
S = Sumatoria de corrientes de salida del sistema	S = Sumatoria de flujos másicos del componente "i" salientes del sistema
G = Generación del sistema = 0	G = Tasa de generación del componente "i" ≠ 0, para la unidad del reactor
A = acumulación = 0	A = acumulación = 0

Esta ecuación 1 tendrá dos bases de cálculo, uno en base a las corrientes de entrada y salida del proceso en general y otro en torno a los diferentes equipos principales que componen la planta de steam craking ya sea componente a componente o por corrientes del sistema.

Balance de materiales global del proceso

De acuerdo con el enfoque propuesto por Linares et al., (2009) en su estudio referente a los balances de masa simplificados en los procesos de refinación de hidrocarburos, se puede reducir, la anterior expresión para un balance de masa general para sistemas abiertos hasta una igualdad entre las corrientes de entrada y salida denotada de la siguiente manera:

$$\sum \dot{m}_{\text{Corrientes de entrada}} = \sum \dot{m}_{\text{Corrientes de salida}} \quad (2)$$

Balance de masa por operaciones unitarias

Dentro de la planta de steam cracking propuesta existen unidades que requieren establecer balances de masa en base a las corrientes y en base a los componentes de manera simultáneamente, como lo es el caso de las columnas de destilación las cuales requieren de estas dos bases de análisis, siguiendo las ecuaciones 1 y 2 teniendo un balance de masa por corrientes y por componente expresados de a continuación.

- **Balance por corrientes:**

$$\dot{m}_A = \dot{m}_D + \dot{m}_F \quad (3)$$

Donde:

\dot{m}_A = Flujo másico de la alimentación.

\dot{m}_D = Flujo másico del destilado.

\dot{m}_F = Flujo másico del fondo.

- **Balance por componentes:**

$$\dot{m}_{i_A} = \dot{m}_{i_D} + \dot{m}_{i_F} \quad (4)$$

Donde:

\dot{m}_{i_A} = Flujo másico del componente "i" en la alimentación.

\dot{m}_{i_D} = Flujo másico del componente "i" en el destilado.

\dot{m}_{i_F} = Flujo másico del componente "i" en el fondo.

Ahora la misma expresión expresada en términos de la fracción másica del componente "i":

$$\dot{m}_A * x_{i_A} = \dot{m}_D * x_{i_D} + \dot{m}_F * x_{i_F} \quad (5)$$

Donde:

\dot{m}_A = Flujo másico de la alimentación.

\dot{m}_D = Flujo másico del destilado.

\dot{m}_F = Flujo másico del fondo.

x_{i_A} = fracción másica del componente "i" en la corriente de alimentación.

x_{i_D} = fracción másica del componente "i" en la corriente del destilado.

x_{i_F} = fracción másica del componente "i" en la corriente del fondo.

Además, se sabe que la fracción molar del componente "i" está dada por:

$$x_{i_A} = \frac{\dot{m}_{i_A}}{\dot{m}_A}; x_{i_D} = \frac{\dot{m}_{i_D}}{\dot{m}_D}; x_{i_F} = \frac{\dot{m}_{i_F}}{\dot{m}_F} \quad (6)$$

Donde:

\dot{m}_{i_A} ; \dot{m}_{i_D} ; \dot{m}_{i_F} = Flujos másicos del componente "i" en las corrientes de alimentación, destilado y fondo respectivamente.

Balance de energía por equipos

Los equipos utilizados en el presente proceso de steam cracking son representados por sistemas abiertos, se pueden utilizar las expresiones clásicas de la termodinámica para el balance de energía de este tipo de sistemas:

Balance de energía para sistemas abiertos

$$E_{entrada} - E_{salida} = \Delta E_{sistema} \quad (7)$$

Donde:

E= energía

$$Q - W = \Delta H + \Delta E_c + \Delta E_p \quad (8)$$

Donde:

W = trabajo

Q = calor

Delta Ec = delta de energía cinética

Delta Ep = delta de energía potencial

La ecuación anterior (8) aplica para todos los equipos, pero cada uno tiene diferentes condiciones o supuestos que afectan a sus parámetros. Tomando como ejemplo la unidad de generación de vapor, para realizar su respectivo balance de energía se tiene:

Costos de capital de inversión

Existen algunos métodos para estimar el capital total de inversión por sus siglas en inglés (TCI), teniendo un nivel de depreciación diferente en función de cuán laboriosos y detallados se desea trabajar, entre estos se encuentran, el método de "Economía de escala y factor de las

seis décimas” y el “Cálculo de componentes del TCI”, siendo este último mucho más laborioso y preciso que el método de escala.

Estimación de costo por métodos de escalamiento

De acuerdo con Seider et al., (2009) los costos tienen un rol pilar en el diseño de cualquier planta o proyecto, existen diferentes maneras de estimación preliminar de costos de capital de proyectos nuevos o modernización de plantas ya existentes. En los costos se pueden utilizar fórmulas o índices de costos. Los índices de costos permiten determinar un costo estimado de la inversión de la capital. El costo de adquisición de equipos suele ser obtenidos a partir de fórmulas, ecuaciones, gráficos o presupuestos de proveedores, sin embargo, estos costos no son estáticos debido a la inflación los precios aumentan años tras año. Los índices comúnmente utilizados son:

- Índice de costos de planta de Ingeniería química (CE).
- Índice de costos de equipos Marshall & Swift.
- Índice Nelson-Farrar (NF) costo de construcción de refinerías.
- Índice Engineering News-Record por sus siglas en inglés ENR.

Estos índices son descritos de manera breve por (Seider et al., 2009).

Los índices CE y NF siendo sus siglas en inglés, consideran mano de obra y los materiales necesarios para la fabricación del producto, sin embargo, el índice NF se limita al sector petrolero, por otro lado, el índice CE abarca toda la industria de transformación química. Los índices cubren también equipos como intercambiadores de calor, bombas y compresores, etc. El índice ENR tiene un enfoque dirigido a los productos químicos básicos o primarios y secundarios (Seider et al., 2009).

Las plantas químicas son creadas y diseñadas para generar ganancias, es necesario realizar una estimación del costo de capital de inversión como lo menciona (Towler & Sinnott, 2008).

Costos de planta ISBL: ISBL como sus siglas en inglés indican es Inside Battery Limits (límites de batería interna) dentro de estos costos están incluidos costos de adquisición, así como de instalación de todos los equipos que conforman la nueva planta (Sinnot, 2006).

Los costos que están incluidos dentro del campo directo son:

- Equipo principal: reactores, columnas, hornos, enfriadores, compresores, bombas e intercambiadores de calor
- Artículos a granel: válvulas, tuberías, cableado, instrumentos, estructuras, aislamiento, pintura, etc.
- Obras civiles: caminos, cimentaciones, edificaciones y alcantarillados.
- Alquiler de maquinaria de construcción
- Gastos y servicios de campo, como alquiler de comedor, costos de especialistas, pago de horas extras
- Seguro de construcción
- Prestaciones y cargas labores (seguridad social e indemnización laboral)
- Gastos generales misceláneos como honorarios, servicios legales, aranceles de importación, costos de fletes, etc.

Para estimar el costo total de inversión, según Sinnot (2006), se mencionan la existencia los siguientes métodos:

1. Método de datos históricos de precios.
2. Método de conteo de pasos.

Datos históricos de costos: Para estimar el costo de una planta es necesario escalarlo a partir del costo conocido de una planta anterior que haya utiliza la misma tecnología o que tenga los mismos datos publicados. Para aplicar esta estimación no es necesario un diseño detallado, se necesita la tasa de producción y el costo de capital de una planta (Sinnot, 2006).

Método de conteo de pasos: Este método se aplica cuando no se tiene el dato estimado de una planta similar, se puede realizar estimaciones de orden de magnitud agregando contribuciones para secciones de la planta. Los ingenieros de diseño experimentales pueden calcular el valor de ciertas unidades de proceso en base el ISBL, por ejemplo, mencionan que el 20% del ISBL es el costo del reactor y el 80% del ISBL corresponde a la sección de destilación y purificación del producto. Un enfoque alternativo es el método de Bridgewater que correlaciona la capacidad de la planta con los pasos de procesamiento de la planta (Sinnot, 2006).

Localización y distribución de planta de steam cracking (Layout)

La refinación consta de procesos como: separación, transformación y purificación, esto transforma a la materia prima en productos útiles aplicados en diferentes industrias con el fin de satisfacer la demanda nacional.

Figura 3

Mapa de las diferentes refinерías del Ecuador



Nota. Adaptado del Informe estadístico enero-diciembre 2022 EP Petroecuador.

En el Ecuador existen tres grandes refinерías. Refinería de Esmeraldas ubicada en la costa ecuatoriana junto al océano pacífico en la provincia de Esmeraldas, Refinería de la Libertad se encuentran en la provincia de Santa Elena y finalmente Refinería Shushufindi localizada en la provincia de Sucumbíos como lo muestra la Figura 3, cada una con la capacidad operativa y productos descritos en la Tabla 5.

Tabla 5*Producción general de las refinerías.*

Nombre	Capacidad		Productos
	Operativa	Bls./día	
Esmeraldas	110000		Naftas(gasolinas), Diésel 2 y Premium, Jet A-1, Fuel oil, GLP, Asfaltos y Azufre
La Libertad	45000		Naftas(gasolinas), Diésel 1 y 2, Jet A-1, Fuel oil, GLP, Solventes, Absorber Oil
Shushufindi	20000		Naftas(gasolinas), Diésel 1 y 2, Jet A-1, Fuel oil, GLP, Residuo.

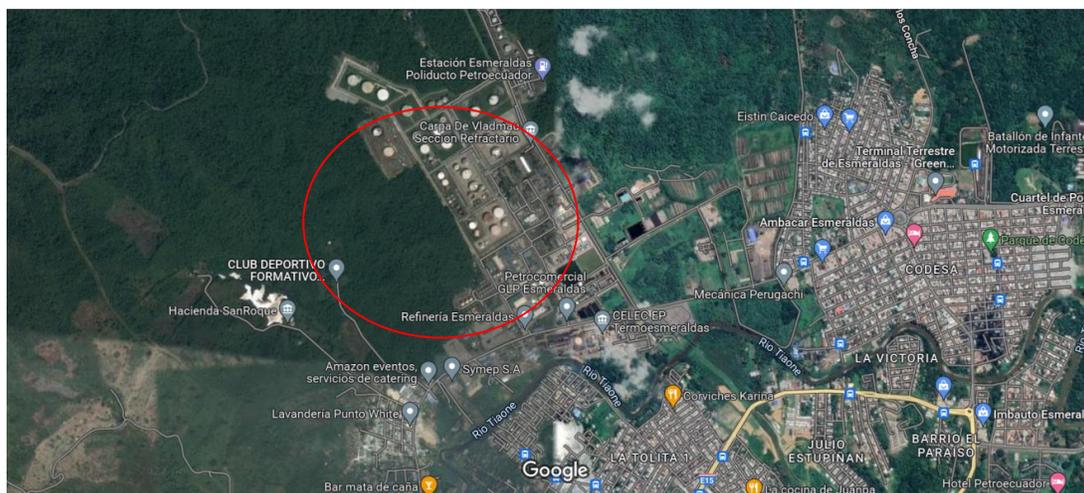
Nota. Adaptado del Informe estadístico enero-diciembre 2022 EP Petroecuador.

Es útil disponer de datos de producción de la materia prima en unidades de masa y no de volumen dado que algunos cálculos como lo son los balances de masa y energía, requieren de una base de calcula en masa como se lo plantea en la Tabla 6.

Refinería de Esmeraldas: Ubicada en la región costa en la provincia de Esmeraldas, en el cantón Esmeraldas, la refinería de Esmeraldas es otra de las candidatas para albergar a la planta de steam cracking propuesto en el presente diseño conceptual.

Figura 5

Imagen satelital de la refinería de Esmeraldas



Nota. Recuperado de Google Maps.

Refinería de La Libertad: Refinería también ubicada en la región costa en la provincia de Santa Elena como lo ilustra la Figura 6, en el cantón La Libertad, es la última de las candidatas donde se considera instalar la planta de steam cracking planteada en el presente diseño conceptual.

Refinería de Shushufindi: La red hidrográfica de la provincia de Sucumbíos comprende ríos como Putumayo, Napo, San Miguel, por otro lado, también cuenta con subcuencas de ríos como Aguarico, Jivino y Quijos-Coca; se dispone de abundantes recursos hídricos esto debido a la ubicación geográfica beneficiada por ríos, clima, superficie y subsuelos (Jefatura de plan de desarrollo y ordenamiento & territorial, 2015) .

Refinería de La Libertad: La refinería de La Libertad como mencionamos anteriormente está ubicada en la provincia de Santa Elena tiene un sistema hidrográfico compuesto por ríos como Jativa y Zaponal que nacen En la Cordillera Chongón- colonche.

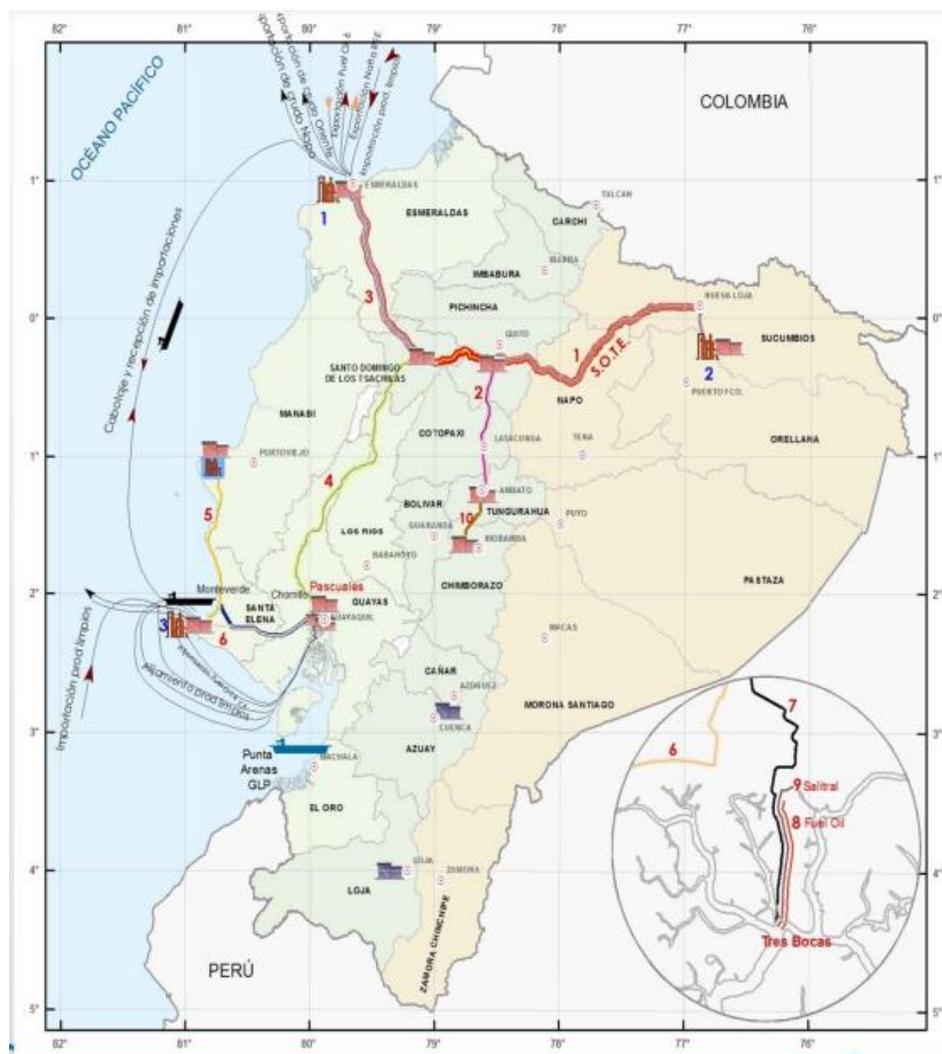
Vías de transporte

El transporte de petróleo en Ecuador se realiza a través de oleoductos, se traslada desde la Amazonía ecuatoriana hacia el puerto petrolero Balao ubicado en la provincia de Esmeraldas y Terminal de La Libertad en Santa Elena, tanto para la venta como para exportar, además de enviar crudo a la refinería estas últimas para cada proceso de derivados enfocado en el consumo interno nacional. Es importante mencionar que antes de que el petróleo sea transportado al centro de refinación los fluidos son transportados por líneas de flujo. Uno de los ductos utilizados es: SOTE (Sistema de Oleoducto Transecuatoriano) es un oleoducto que inicia en la región amazónica, atraviesa la cordillera de los Andes hasta su destino que es el puerto de Balao en las costas del océano pacífico actualmente tiene la capacidad de transportar 360 000 bpd (barriles por día), por otra parte, Oleoducto San Miguel-Lago Agrio, este oleoducto es utilizado únicamente cuando sea necesario desde Lago Agrio, formado a través de una alianza con Colombia Oleoducto Transandino (OTA), finalmente el Ecuador cuenta con el oleoducto de Crudos Pesados (OCP) considerado como el segundo oleoducto principal para movilizar crudo desde la región Oriente hasta la Costa, capaz de transportar alrededor de 518 000 bpd hasta el parque del Terminal Marítimo que se encuentra cercano al puerto de Balao en la provincia de Esmeraldas, por otro lado, existen ramales que son líneas de transporte secundarias, ramales Villano transporta 40 000 bpd desde el campo Villano en la

provincia de Pastaza, hasta Baeza, SOTE y Edén Yuturi ramal inicia su recorrido desde el campo que lleva el mismo nombre con posibilidad de movilizar 100 000 bpd hasta Lago Agrio.

Figura 8

Mapa de los diferentes oleoductos del Ecuador



Nota. Recuperado de EP Petroecuador (Chamarro 2019).

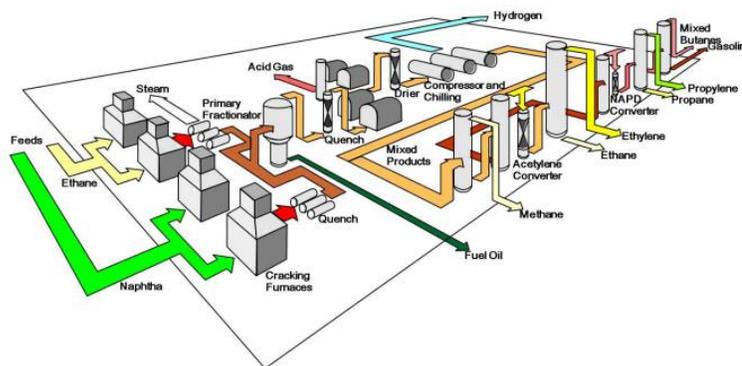
Distribución de la planta

Propuesta de layout para la planta de stream cracking como se menciona en el capítulo II será la distribución por producto en línea, esta distribución de la planta de steam cracking trata sobre la producción de petroquímicos de alto valor agregado tales como el etileno y

propileno. El material se transporta al lugar requerido para ser tratado, en otras palabras, en este caso la materia prima se dirige al reactor u horno, después al compresor y finalmente a cada uno de los separadores; esta distribución coloca las unidades de operación en un lugar inmediato adyacente al siguiente, dicho de otra manera, el equipo empleado para la producción estarán situados de acuerdo con la secuencia de operaciones necesarias para lograr el producto final de manera análoga a la Figura 9 reportada por Armando.J (2013.) con pequeñas variaciones como la omisión del reactor de acetileno y la unidad extra de desmatanización.

Figura 9

Distribución (Layout) recomendada para la planta de steam cracking



Nota. Recuperado de Armando.J (2013).

La empresa Repsol tiene completo de petroquímica en España específicamente en Tarragona, en este complejo cuenta con un craqueador de olefinas que se utilizará como referencia para establecer una distribución o layout de la planta con respecto del resto de la refinería.

Figura 10

Dibujo del complejo industrial de Repsol en Tarragona, España



Nota. Recuperado de Repsol.es 2023.

Específicamente el craqueador de olefinas tiene una producción anual de 720000 Ton anuales de etileno lo cual permitirá establecer una referencia de capacidad-área entre la planta de steam cracking propuesta en el presente diseño conceptual y la ilustrada en la layout de la planta de tarragona. Además de esto en la Figura 10 se pueden verificar que la posición más conveniente de la planta respecto del resto de instalaciones de la refinería, como lo son los tanques de almacenamiento, recepción de materias primas desde el puerto tanques de recepción, plantas de cogeneración de energía y tratamientos de agua (La Vanguardia, 2022).

Usando la herramienta de google earth se obtiene un acercamiento al craqueador de olefinas, también se toma las dimensiones que ocupa.

Figura 11

Complejo Industrial Repsol Tarragona



Nota. Recuperado de Google Earth.

La Figura 11 ilustra la infraestructura completa de la refinería de Repsol en Tarragona, España, la cual es utilizada como referencia para la implementación de la planta de steam cracking en la refinería de Esmeraldas de la misma forma en que la planta de cracker de olefinas fue implementada en esta refinería de Repsol.

La Figura 11 describe de forma visual, la infraestructura y diseño de la planta “Cracker de olefinas” en la cual se puede apreciar algunos de los equipos que requieren de mayor espacio dentro de la planta, entre estas se pueden ver las columnas de destilación o zonas de fraccionamiento, también de igual manera, se intuye que dentro de las estructuras con techo se encuentra el reactor u horno de pirolisis el cual requiere de una gran longitud o a su vez muchos tubos, en la otra estructura tapada se entiende que esta la unidad de generación de vapor que también es un horno que requiere de considerables dimensiones.

Figura 12

Planta Cracker de olefinas de la refinería de Repsol



Nota. Recuperado de Google Earth.

Con la ayuda del medidor de Google Earth se puede medir el área que es utilizada para la planta de craqueo de olefinas de la refinería de Repsol en Tarragona España, para su posterior comparación y reacondicionamiento de la planta de steam cracking propuesta en el presente diseño conceptual por medio de una relación capacidad de procesamiento / área requerida aplicando la siguiente expresión:

$$\frac{C_T}{C_E} = \frac{A_T}{A_E} \quad (9)$$

Despejando la anterior expresión se puede estimar el área que requeriría la planta de steam cracking en la refinería de Esmeraldas:

$$A_E = A_T \cdot \frac{C_E}{C_T} \quad (10)$$

Donde:

A_E : área requerida para la planta de steam cracking en la refinería de esmeraldas.

$A_T = 17150m^2$: área utilizada por la planta de cracker de olefinas en la refinería de Tarragona.

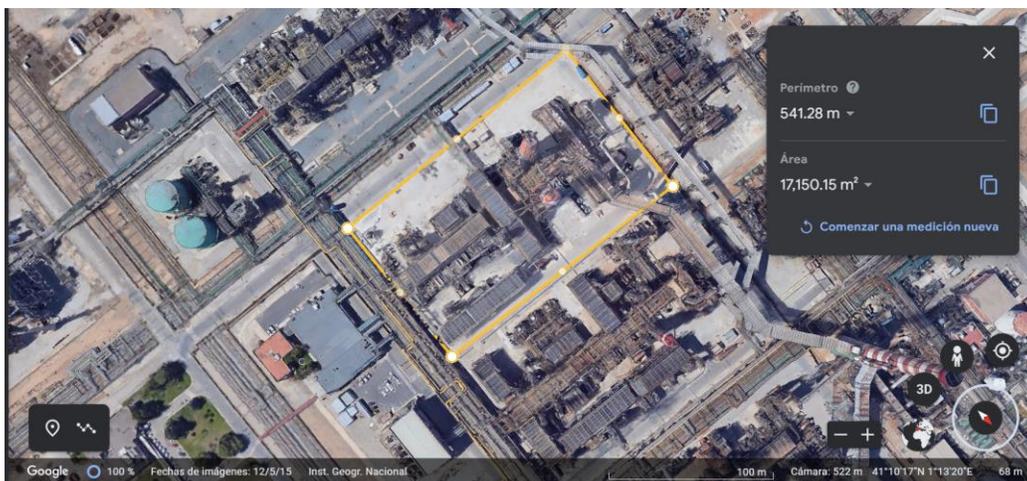
$C_T = 720 \text{ KTMA}$: Capacidad de producción de etileno de la planta de tarragona.

$C_E = 33.26 \text{ KTMA}$: Capacidad de producción de etileno de la planta de steam cracking en la refinería de esmeraldas.

Realizando el cálculo de A_E se obtiene un valor de 792 m^2 este también reduciría los espacios normales para desplazamiento y actuar de los operarios entre los diferentes equipos y estructuras de la planta por lo que por seguridad se estableció un valor de al menos 3000 m^2 , valor que se verificará comparará posteriormente con la disponibilidad de área de la refinería de Esmeraldas.

Figura 13

Área del cracker de olefinas de la refinería de Repsol, Tarragona



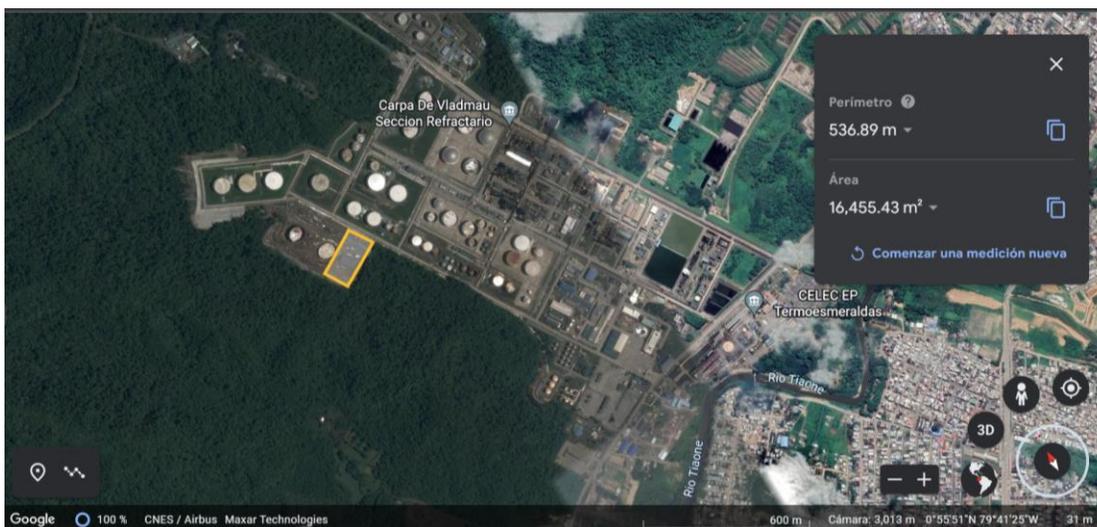
Nota. Recuperado de Google Earth.

De la Figura 13 se puede apreciar el área disponible y propuesta para implementar la planta de steam cracking en la refinería de Esmeraldas que es la principal candidata para albergar la planta debido principalmente a la ubicación estratégica, materia prima disponible y efluentes de agua.

Actualmente la refinería estatal de esmeraldas cuenta con un área disponible para de 16455 m^2 para posibles nuevos proyectos entre estos, la presente propuesta de steam cracking puede ser una candidate idónea.

Figura 14

Área disponible en la refinería de Esmeraldas



Nota. Recuperado de Google Earth.

Limitaciones del presente estudio

El diseño de una planta de producción cualquiera, incluyendo las petroquímicas, comienza con un objetivo específico en base a una necesidad. Sin embargo, el diseñador se enfrenta a varias limitaciones que reducirán el número de diseños posibles. Estas limitaciones pueden incluir las tantas diversas tecnologías disponibles para el proceso químico específico, códigos de diseño nacionales o locales que se deben seguir, la disponibilidad limitada de materias primas necesarias en la ubicación de la planta, los costos de construcción, puesta en marcha, operación, mantenimiento y disponibilidad de infraestructura. Además, en el diseño se debe considerar las normas de seguridad de cada país, evitar la producción de emisiones y residuos perjudiciales para el medio ambiente y cumplir con la legislación ambiental de la localidad donde se planea instalar la planta. Es importante también que el consumo de energía sea óptimo y utilizar los recursos hídricos de manera sostenible, las normas tampoco son aplicadas en el alcance de este estudio (Smith, 2005; Towler & Sinnott, 2008).

Normas: El manejo de normas y reglamentos como menciona (Castillo, 2007) es fundamental para un proyecto de ingeniería, se pueden clasificar en dos grupos, el primero en aquellas normas, códigos y reglamentos que son específicos de cada legislación vigente y que son obligatorios y, por otro lado, las normas y códigos nacionales e internacionales cuyo uso es exigido.

- Normas nacionales dadas por ministerio de la industria, energía, obras públicas, transportes y medio ambiente, Ej. INEN.
- Normas internacionales como:
 - ASTM (American Society for Testing and Materials) se refiere a la calidad de los materiales.
 - ASME (American Society of Mechanical Engineers) hace referencia a la construcción de equipos mecánicos.
 - API (American Petroleum Institute) en relación con la industria del petróleo.
 - ASA (American Standards Association) normas de calidad de construcciones mecánicas como tuberías y sus accesorios.
 - NFPA (National Fire Protection Association) indica normas referentes a la protección contra el fuego de materiales y construcciones.
 - NEMA (National Electric Manufacturers Association) menciona normas de equipos y materiales eléctricos y electrónicos.

La norma aplicada de manera usual para cualquier planta, empresa o negocio es Systematic Layout Planning SLP, planeación sistemática de la distribución de la planta, esto es, distribución adecuada para el uso de recursos como espacio, manos de obra, maquinaria, equipos. Optimizando así tiempo, transporte y recursos económicos (Platas & Cervantes, 2014).

Planear la distribución de la planta permite crear un ecosistema completo tomando en cuenta recursos ya existentes como espacio, mano de obra, maquinaria o equipo. Además, de servicios auxiliares, de esta manera se busca que la distribución de la planta llegue a constar con un proceso de eficiencia y seguridad (Platas & Cervantes, 2014).

Existen cuatro tipos de distribución de una planta: posición fija del material, proceso o función, por producto o en línea y manufactura celular. La distribución por posición fija del material consiste en mantener el material en un lugar en específico, mientras que todas las maquinarias, herramientas y manos de obra son trasladadas hasta donde se encuentra el material. La distribución por proceso o función, también conocido como taller de tareas, agrupa las actividades de operación de un mismo tipo de proceso. En la distribución por producto o en línea, el producto se fabrica en una zona determinada y la materia se mueve constantemente al lugar requerido. Por último, la distribución para la manufactura celular, también conocida como manufactura en celdas, agrupan en celdas diseñadas para producir una única familia de componentes (Platas & Cervantes, 2014). Todas estas son normas que permiten diseñar una planta.

Capítulo III

Metodología

Selección de materias prima y tecnologías de proceso

Para la selección de la tecnología más adecuada entre las mencionadas en el Capítulo II, se tuvo en cuenta principalmente que las características de las naftas disponibles en Ecuador sean compatibles o recomendadas según la patente de selección, tal es el caso, “Total Energies Petrochemicals Feluy (TEPF)” recomienda utilizar una nafta con contenidos elevados de olefinas, pero a su vez también brinda cierta flexibilidad para la alimentación del proceso, contemplando naftas ligeras y pesadas, hasta materias prima como etano teniendo ligeras modificaciones al proceso, por otro lado, las tecnologías “Lummus” y “Linde” sugieren de manera más estricta el uso de naftas ligeras, las cuales presentan contenidos más altos de parafinas y ya que son poco abundantes en Ecuador, no son buenas candidatas para ser seleccionadas.

Una vez identificada la tecnología, se procede a generar una aproximación que permita simplificar de manera bastante precisa la composición de los compuestos principales y mayoritarios de la nafta de referencia. Se establece una alimentación de 240 KTMA de la nafta de esta nafta aproximada y una relación de alimentación de agua/nafta recomendada por la patente de referencia.

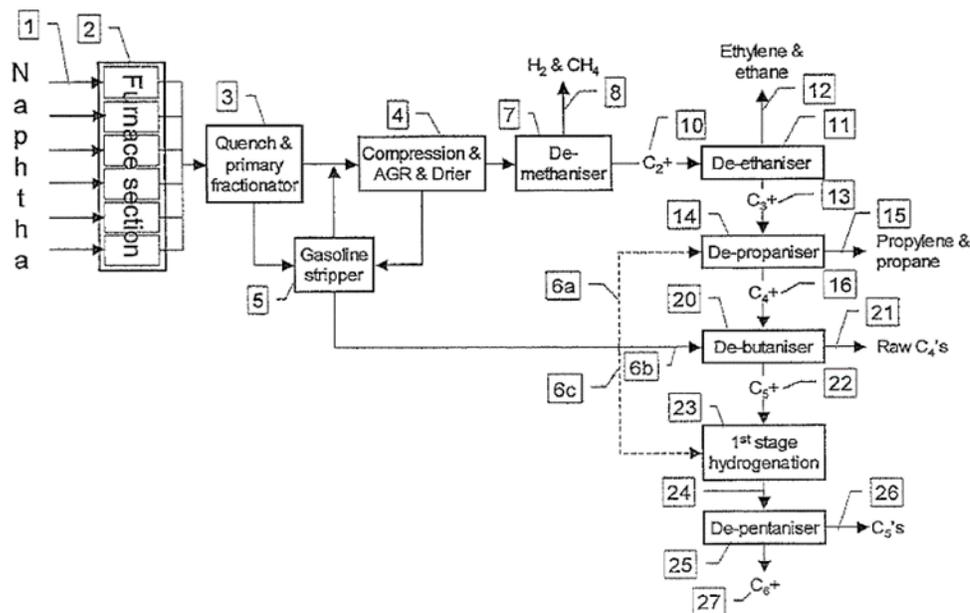
Construcción de un diagrama de flujo de proceso (BFD)

Siguiendo la estructura de descrita en la patente No. US2013/0046122A1, se estableció un esquema base para el proceso de steam cracking que describe de manera general el proceso original sin mejoras u optimizaciones, las cuales son desarrolladas a mayor profundidad en los alcances posteriores de esta patente de Total Energies Petrochemicals Feluy (TEPF), esta estructura base comprende los procesos incluidos en la Figura 15, ilustrada en mencionada patente de referencia, la cual no comprende ninguna mejora al proceso original

de steam cracking, este proceso original se seccionó en 4 zonas diferentes cada una con sus diferentes operaciones unitarias y reactivas:

Figura 15

Diagrama de bloques del proceso de steam cracking de la patente.



Nota. Recuperado de (Walter et al., 2013).

En la presente propuesta se estima obtener una producción de propileno de alrededor de 31 y 33 KTMA de etileno y propileno respectivamente. Estos elementos son materia prima para fabricar sus respectivos polímeros, en otras palabras, la propuesta cubriría un 30% de la materia prima del monómero precursor de polipropileno y el 100% del monómero precursor del polietileno para posteriormente procesarlos en una planta de polimerización fuera de los alcances de este estudio y así reducir drásticamente los gastos de importación de estos productos.

1. Zona de reacción.

- Corrientes de alimentación
- Unidad de generación de vapor

- Reactor PFR (Horno de pirolisis)
- Intercambiador de calor (Regenerador)

2. Zona de enfriamiento.

- Múltiples enfriadores
- Intercompresiones
- Purga de agua

3. Zona de compresión o fraccionamiento primario.

- Multi compresor

4. Zona de fraccionamiento o separación.

- Desmetanizador I (T-400)
- Desmetanizador II (T-406)
- Desetanizador (T-401)
- Despropanizador (T-402)
- Debutanizador (T-403)
- Fraccionador C2 (T-404)
- Fraccionador C3 (T-405)

Se considera la incorporación de algunas modificaciones al diagrama de bloques (BFD) de la patente de referencia, ya que se esperan diferencias significativas en los resultados reportados en la bibliografía de base utilizada en el presente diseño conceptual. Esta modificación podría consistir en una unidad más de desmetanización.

Descripción del proceso a ser utilizado

En la presente propuesta de diseño se describe de manera específica el proceso de una planta de steam craking el cual está comprendido por una zona de craqueo o zona reactiva, una de enfriamiento, una de compresión y otra zona de fraccionamiento o de separación.

La zona de reacción comienza con una alimentación de 240 KTMA de nafta base, además con una corriente paralela de vapor obtenida a partir de una caldera que evapora la alimentación de agua en una relación de 0.35 Kg agua/Kg nafta lo que implica un flujo de 84 KTMA de agua, posterior a esto, la nafta se precalienta a 434 °C, por medio de un intercambio de calor con una temperatura de aproximación de 50 °C con el efluente del reactor para aprovechar de mejor manera la eficiencia térmica del sistema, antes de entrar al reactor en mezclada con el vapor de agua alcanzando una presión aproximadamente de 4 bar y una temperatura de 450 °C, después entra al reactor hasta alcanzar a una temperatura de craqueo térmico de hidrocarburos. En el horno o reactor la presión es de 3 atmosferas y 800 °C. Los hornos de pirólisis tienen internamente una sección de convección y una sección radiante. El efluente del horno de pirolisis contiene los productos de hidrocarburos gaseosos de 1 a 35 átomos de carbono, por último, este es enfriado hasta 100 °C y hasta 2.5 MPa para ingresar a la zona de fraccionamiento o separaciones.

En el presente modelo, este compresor, con la columna flash, funciona como el fraccionador primario. La corriente ligera se comprime aún más a una presión de 42 atm utilizando un compresor isoentrópico de cuatro etapas. La zona de fraccionamiento inicia con un separador bifásico adiabático modelado como columna flash en el cual se separa una gran cantidad de agua, posterior a esto se enfría la mezcla de hidrocarburos con vapor de agua hasta 25 °C y separa aún más agua de la corriente de productos en un separador trifásico, seguido de un compresor multietapas que separa los gases más ligeros (H_2 y CH_4) y trazas de agua remanentes que serán completamente eliminadas en un secador, el hidrógeno es purgado para su posible uso posterior en la generación de energía de las utilidades. La corriente de productos tiene una última purga de agua y es mezclado con el efluente de un desmetanizador añadido para mejorar el rendimiento de olefinas ya que dicha corriente tiene un alto contenido de propileno y butileno, antes de entrar en el tren de separación por destilación el cual comienza con otro desmetanizador, continuado de un desetanizador, despropanizador y

por último de un Debutanizador. La corriente superior del destanizador es alimentada a un separador de etano-etileno (T-404) para obtener una corriente de alta pureza de etileno, de igual manera el despropanizador y debutanizador también disponen de unidades de separación propano-propileno y butano-butadieno para obtener sus correspondientes olefinas. Por último, se obtienen la corriente de productos de alta pureza como etileno, propileno e hidrocarburos mixtos como BTX, metano e hidrógeno.

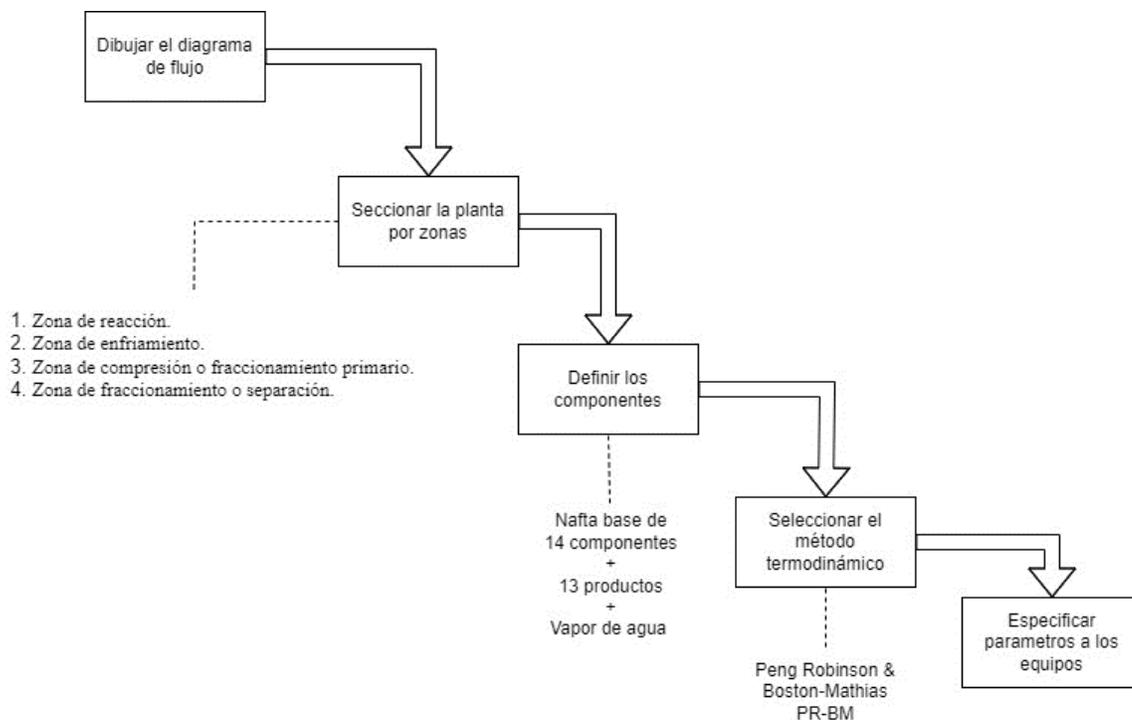
Simulación

Al igual que toda simulación primero se debe establecer un proceso de referencia, este proceso de referencia incluye las zonas mencionadas en el primer proceso propuesto por la patente US 2013/0046122 A1, el cual se basa en un modelo genérico y sin ninguna modificación al proceso original estandarizado y propuesto por Vladimir Grigoryevich Shukhov juntamente con Sergei Gavrilov en el año de 1891, a este modelo se le debería especificar las condiciones de reacción y cinética detalladas en el estudio de (Pramod & Deepak, 1985) para la zona reactiva. También se necesitarán especificaciones como las del estudio de (Vasudev et al., 2018) para el resto de las zonas del proceso de steam cracking teniendo en cuenta la adición del desmetanizador extra propuesto anteriormente.

Para poder realizar de manera organizada la simulación de la planta de steam cracking propuesta en el presente diseño conceptual, se planteó el siguiente flujograma ilustrado por la Figura que resume los pasos aplicados para llevar a cabo la simulación.

Figura 15

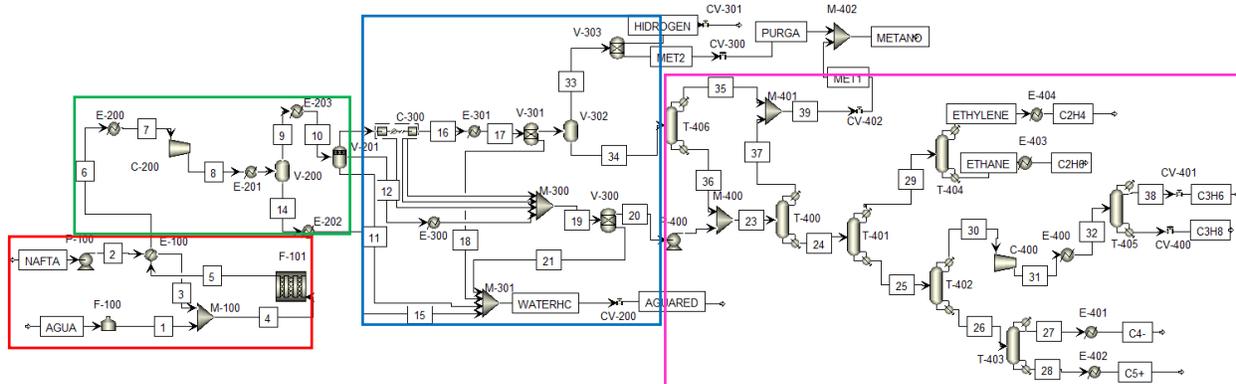
Secuencia de la simulación



Por medio de la utilización de un software de simulación de procesos, se procede a construir un esquema de simulación u hoja de flujo en el cual se especificaron las diferentes condiciones de operación de cada subprocesso para de esta forma reproducir los fenómenos físicos y químicos que ocurren en cada operación unitaria y así obtener una simulación del proceso a escala industrial de la planta de steam cracking propuesta en el presente diseño conceptual.

Figura 16

Esquema general de la simulación (Flowsheet)



La Figura 17 muestra el proceso completo de steam cracking simulado en el software de simulación de procesos, donde se puede apreciar paso a paso el proceso que sufre la materia prima a través de las zonas de alimentación, reacción, enfriamiento, compresión, fraccionamiento primario y fraccionamiento secundario. Del presente esquema se pueden observar una gran variedad de equipos tales como, compresores, reactores, calentadores – enfriadores (intercambiadores de calor), mezcladores, separadores adiabáticos, columnas de destilación, entre otros.

Para facilitar la comprensión de la simulación y verificar su funcionalidad de la planta, es preferible avanzar en la simulación por secciones o zonas, iniciando por la zona de alimentación, posterior a esto la zona de reacción, enfriamiento, compresión y por último la zona de fraccionamiento.

Proceso para simular la zona de alimentación

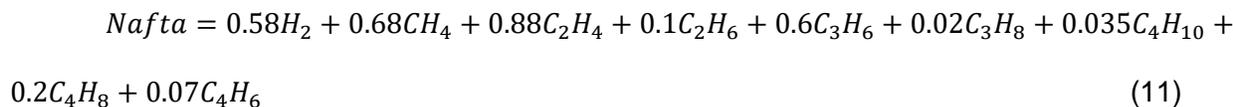
- 1) Ingresar los diferentes compuestos que estarán presentes en la simulación, tanto reactivos como productos especificados en el Anexo 2.
- 2) Especificar los caudales de las alimentaciones de nafta y de agua en KTMA, para esto fue necesario implementar una especificación de diseño que relacione los flujos másicos agua y nafta en una razón de 0.35 de agua por cada Kilogramo de nafta.
- 3) Añadir la unidad de generación de vapor: esta unidad se puede simular de manera sencilla mediante la implementación de una caldera o calentador que suministre un flujo

de calor (duty) necesario para llevar al agua a condiciones atmosféricas hasta un vapor sobrecalentado a 3.84 bar y 530 °C.

- 4) Agregar una bomba a la corriente de alimentación de nafta que la descargue a una presión de 4.19 bar.
- 5) Agregar un intercambiador de calor (regenerador) que aproveche el calor del efluente del reactor para precalentar la corriente de nafta.

Proceso para a seguir para simular la zona reactiva

- 1) Especificar el paquete termodinámico o ecuación de estado Peng-Robinson & Boston Mathias (PR-BM).
- 2) Especificar el set de reacciones cinéticas o “Powerlaw” con sus respectivos coeficientes estequiométricos de acuerdo al esquema de reacción (1) propuesto por (Pramod & Deepak,1985), como lo muestra el Anexo 2.



Estableciendo el siguiente sistema de ecuaciones para cada compuesto de la alimentación, ejemplo (n-pentano): C_5H_{12}

- Igualando los átomos de Carbono

$$b+2xc+2xd+3xe+3xf+4xg+4xh+4xi = 5 \quad (12)$$

- Igualando los átomos de Hidrógeno

$$2xa+4xb+4xc+6xd+6xe+8xf+10xg+8xh+6xi = 12 \quad (13)$$

- Estableciendo la relación de a/b, b/c, c/d y así sucesivamente hasta h/i

$$a - 0.853xb = 0 \quad (14)$$

$$b - 0.773xc = 0 \quad (15)$$

$$c - 8.8xd = 0 \quad (16)$$

$$d - 0.167 \times e = 0 \quad (17)$$

$$e - 30 \times f = 0 \quad (18)$$

$$f - 0.16 \times g = 0 \quad (19)$$

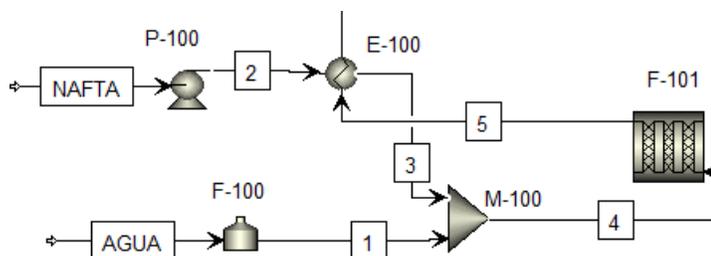
$$h - 2.857 \times i = 0 \quad (20)$$

Ingresar los parámetros cinéticos del esquema de reacción, los cuales son los mismos para todas las reacciones:

- Energía de activación E_a (kcal/g-mol) = 52.48
 - Factor de frecuencia K_o , (S^{-1}) = 6.565×10^{11}
- 3) Especificar una temperatura del reactor igual a 800 °C de acuerdo con la experimentación (Pramod & Deepak, 1985)
 - 4) Utilizar una especificación de diseño sobre el número de tubos para alcanza una conversión del 88% respecto del n-pentano descrita por (Pramod & Deepak, 1985) manteniendo una relación de “longitud/radio interno del reactor” igual a 100 ingresada como otra especificación de diseño, la cual es una convencionalidad en el diseño de hornos industriales descrita por en su estudio titulado “Diseño de guía para para especificación de hornos de refinería”.
 - 5) Esquema de la zona de reacción y alimentación.

Figura 17

Esquema de la zona de reacción y alimentación



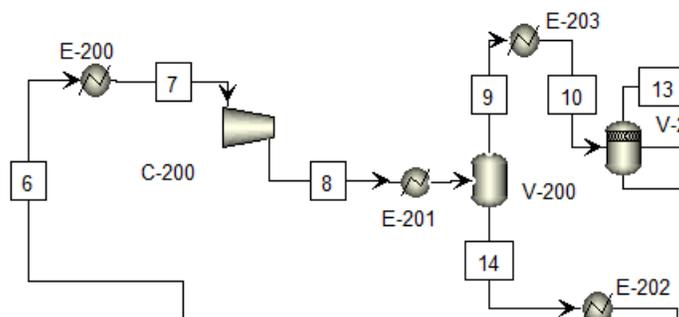
La Figura 18 muestra el esquema de simulación de la zona de alimentación y de reacción en el software de simulación de procesos, (Sandoval, 2007) en el cual se aprecian algunos equipos que no se mencionaron en la descripción del proceso dado que su unidad representativa es el reactor u horno de pirólisis para esta zona en específico.

- Proceso para simular la zona de enfriamiento

En esta zona se encuentran algunos equipos remarcables como lo son los enfriadores E-200, E-201, E-202, E-203, además de un compresor C-200 y dos separadores V-200 y V-201, el primero tipo flash y segundo trifásico como se puede ver en la Figura 19.

Figura 18

Esquema de la zona de enfriamiento



El enfriador E-200 es el encargado de enfriar el efluente del reactor desde los 484 °C hasta los 100 °C y dado que esta disminución drástica de temperatura también implica una notable caída de presión la cual no es deseada, es necesario volver a comprimir la corriente del efluente hasta 25 bar, lo que resulta en otro ligero incremento de temperatura por lo cual se debe volver a enfriar, utilizando un enfriador isobárico para posteriormente alimentar a un separador flash, donde se eliminara una gran parte del contenido de agua por la corriente de

fondo, además su corriente tope es alimentada a un separador trifásico donde otra porción de agua se elimina por el fondo, los hidrocarburos líquidos salen por la corriente media y por la corriente superior salen los gases ligeros como metano, hidrógeno y algunos gases de cadenas de C4-, estos fluyentes también deben ser enfriados por las unidades E-203 y E-202 respectivamente, hasta las siguientes condiciones resumidas en la Tabla 7.

Tabla 7

Datos ingresados a los equipos

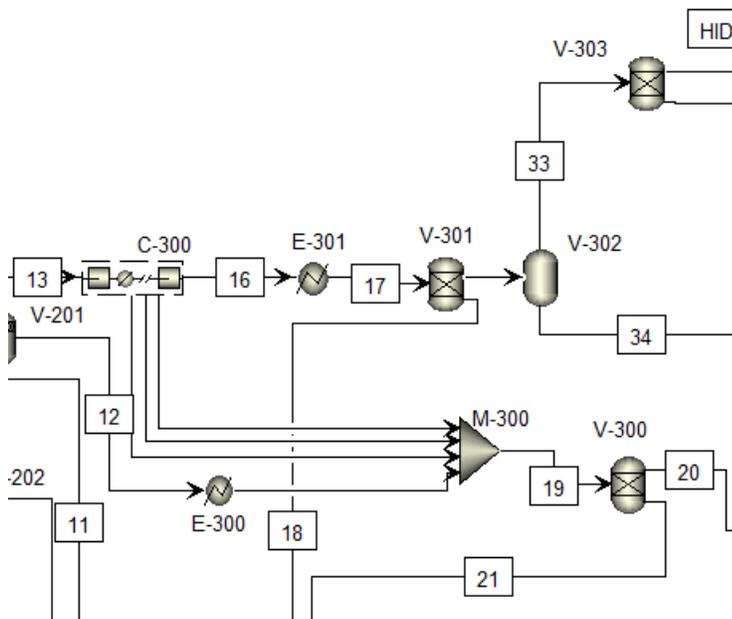
UNIDAD	PARÁMETROS	
	ESPECIFICADOS	Valor
Enfriador E-200	Temperatura de salida	100 °C
	presión de salida	2.16 bar
Enfriador E-201	Temperatura de salida	100 °C
	presión de salida	25 bar
Enfriador E-203	Temperatura de salida	25 °C
	presión de salida	25 bar
Enfriador E-202	Temperatura de salida	10 °C
	presión de salida	25 bar
Compresor C-200	Presión de descarga	25bar
	Eficiencia isentrópica	72%
Separador Flash V-200	Presión	25 Bar
	Duty (flujo de energía)	0 Cal/seg
Separador trifásico V-201	Temperatura	25 °C
	presión	25 bar

Proceso para la zona de compresión/fraccionamiento primario

Esta zona no solo comprende a un multi-compresor C-300 que permite separar algunas corrientes ligeras de las medianas, principalmente el metano e hidrógeno y una considerable parte de olefinas ligeras y sus alcanos correspondientes, sino que también comprende el enfriador E-301, el separador genérico V-301 que actúa como un separador flash que elimina el agua de esa corriente de gases al igual que el separador V-302 que separa el casi en su totalidad el metano e hidrógeno de todo el sistema y redirecciona la corriente líquida al tren de separación para recuperar el contenido de olefinas especies más pesadas C2+ como lo ilustra la Figura 20.

Figura 19

Zona de compresión o fraccionamiento primario



Es importante mencionar que el compresor tiene 4 etapas con inter enfriamiento, además en esta sección se puede verificar que ya que entre los componentes del efluente de corriente ligera del multi compresor se encuentran los componentes de interés, los cuales son el etileno y polietileno, se deberá agregar posteriormente en la zona de fraccionamiento, la unidad de desmetanización adicional al tren de destilación, una vez tomada en cuenta estas consideraciones se procede a especificar a cada uno de estos equipos los parámetros descritos por la Tabla 8.

Tabla 8*Datos ingresados a los equipos*

UNIDAD	PARAMETRO INGRESADO	VALOR
	Número de etapas	4
	Presión de descarga de la última etapa	42 Bar
Compresor C-200	Temperatura de Inter enfriamiento	25 °C
	Temperatura de salida	-100 °C
Enfriador E-301	Presion de salida	42.55 Bar
Separador V-301	Fracción de separación de agua de la corriente de liquida	1
	Presión de operación	42.55 Bar
Separador V-302	Duty	0 Cal/sec
Separador V-303	Fracción de separación de agua de la corriente de gas	1

➤ **Proceso para la zona de fraccionamiento**

Figura 20

Equipo	T-406	T-400	T-401	T-404	T-402	T-403	T-405
Número de platos	11	29	16	65	21	16	205
Relación de reflujo	3	4,27	3	2,2	4,6	4,3	18
Relación D/F	0,2930	0,0231	0,342	0,8595	0,2952	0,461	0,956
Plato de alimentación	4	11	8	41	8	11	113
Presión del condensador	26 bar	26 bar	10 bar	4 bar	10 bar	4 bar	16 bar
Caída de presión	1 bar	1 bar	1 bar	7 bar	1 bar	1 bar	2 bar

En esta fase de separación, la simulación propuesta presenta un tren de separación conformado por torres de separación: T-400, T-401, T-402, T-403, T-404, T-405 y T-406. Estas torres se encuentran estratégicamente ubicadas, una tras otra, en función de los productos finales obtenidos. Además, todas usando condensadores parciales de vapor y rehervidores tipo “kettle”. Una vez comprendida la secuencia o proceso de esta zona se procede a especificar los parámetros de la Tabla 9 en sus correspondientes equipos.

Balances energéticos y de materiales

Los balances de masa y de energía de la planta de steam cracking propuesta en el presente diseño conceptual, se realizaron de acuerdo con diferentes metodologías respectivamente mencionados por diferentes autores que proponen estructuras o enfoques simplificados para procesos químicos industriales como es mencionado en (Felder, 2006).

Balance de masa

Aplicando la ecuación simplificada mencionada por Linares et al., (2009) para el balance de masa general de un sistema abierto, ecuación 2, donde las corrientes de entrada del sistema son la corriente de alimentación de nafta de 240 KTMA y las 84 KTMA de vapor de agua se tiene así un total de 324 KTMA de entrada al sistema, mientras que las corrientes de salida para el presente proceso, son 9, las cuales están también descritas en la Tabla 10:

Tabla 10

Corrientes de entrada y Corrientes de salida

Corrientes de entrada	Corrientes de salida
	Etileno
	Propileno
	Etano
	Propano
Nafta 240 KTMA	Metano
Agua 84 KTMA	Hidrógeno residual
	C4-
	C5+
	Agua contaminada de HC
Total: 240 KTMA + 84 KTMA = 324	Total: 324 KTMA

Si se toma como ejemplo a la columna de destilación "T-404" se tendrían los siguientes datos para los balances de masa en base a las corrientes y a sus composiciones de acuerdo con las Tablas 11 y 40 del Anexo 3 respectivamente:

Tabla 11

Balances de masa para la columna T-404

Balances de masa para la columna T-404

 Balance por corrientes

Entradas	Salidas
	Destilado
	5.799
Alimentación	Fondo
39.062	33.263

$$39.062 = (5.799 + 33.263)$$

El anexo 3 describe el balance de masa global por especies presentes en las corrientes de entrada y salida de la planta de steam cracking.

Balance energía (calor)

Dentro del análisis energético se consideran algunos puntos primordiales que pueden incidir directamente en los costos totales de inversión o capital, así como también en el buen funcionamiento de la planta y una mayor precisión del presente diseño conceptual; entre estos puntos primordiales se encuentran las utilidades necesarias para la operatividad de la planta que requieren de un balance general de energía el cual se pueden obtener por medio de un reconocimiento breve del funcionamiento de los equipos que están directamente inmiscuidos en el proceso de steam cracking, lo que se traduciría en términos más simples como un “Resumen del balance de calor” como lo describe . También se pueden realizar balances de energía por equipos donde el enfoque no es tan practico y se requiere recurrir a las fórmulas clásicas de la termodinámica.

Para generar este resumen del balance de calor, es necesario primero obtener una lista de equipos presentes en la planta de steam cracking, para de esta manera poder reconocer

que procesos ingresan energía al sistema y cuales la expulsan añadiendo a esta las cargas térmicas (Heat Duty) de los respectivos equipos:

Tabla 12

Lista de equipos

UNIDAD DE PROCESO	Carácter energético
Horno pirólisis (F-101)	Endotérmico
Generador de vapor (F-100)	Endotérmico
Rehervidor (E-408)	Endotérmico
Rehervidor (E-410)	Endotérmico
Rehervidor (E-406)	Endotérmico
Rehervidor (E-402)	Endotérmico
Rehervidor (E-400)	Endotérmico
Rehervidor (E-411)	Endotérmico
Rehervidor E-405 (E-404)	Endotérmico
Compresor (C-200)	Endotérmico
Bomba (P-100)	Endotérmico
Bomba (P-400)	Endotérmico
Multi compresor (C-300)	Endotérmico
UNIDAD DE PROCESO	Carácter

energético	
Compresor (C-400)	Endotérmico
Enfriador (E-200)	Exotérmico
Enfriador (E-201)	Exotérmico
Condensador (E-410)	Exotérmico
Condensador (E-407)	Exotérmico
Enfriador (E-202)	Exotérmico
Enfriador (E-300)	Exotérmico
Enfriador (E-400)	Exotérmico
Enfriador (E-203)	Exotérmico
Condensador (E-405)	Exotérmico
Condensador (E-403)	Exotérmico
Condensador (E-401)	Exotérmico
Condensador (E-412)	Exotérmico
Enfriador (E-301)	Exotérmico
Condensador (E-409)	Exotérmico

Una vez identificados todos los equipos que intervinieron en el proceso de steam cracking y el carácter energético que tiene cada uno, se procede a extraer y reconocer de la simulación los siguientes datos termodinámicos:

- Naturaleza del proceso que gobierna el intercambio de calor: del nombre de las unidades presentes en la Tabla 12 se puede reconocer la naturaleza de la transferencia de calor se da en cada una de ellas, por ejemplo; en el reactor u horno de pirolisis, se tiene un calor de reacción positivo dado que esta es endotérmica, de igual manera en la unidad de generación de vapor existe un calor positivo de vaporización alimentado por fuego, en los rehervidores también existe calores positivo, pero en este caso es impulsada por intercambio de calor con otro fluido más caliente, en las bombas el calor el caso es el mismo con la diferencia de que el calor positivo del sistema es alimentado por una fuente de electricidad, en los condensadores se dan procesos de cambio de fase en el cual existe un calor latente de condensación que al igual que los enfriadores existe un calor negativo en el sistema.
- Energía de la fuente de calor o sumidero en unidades de MJ/Kg de nafta procesada.
- Las temperaturas de entrada y salida de cada unidad o la temperatura de los procesos isotérmicos en caso de darse.
- El tipo de utilidad requerida para el proceso ocurrido en cada unidad.

De acuerdo con la metodología recomendada por (Seider et al., 2009), se escogieron Fuel oil N. 6 para el horno de pirolisis y para la unidad de generación de vapor, ya que el Ecuador dispone en mayor cantidad de este, para los rehervidores se seleccionó vapor de baja presión excepto para el de la unidad de debutanización en el cual es recomendable utilizar vapor de presión media, para los compresores y bombas se requiere electricidad mientras que

para los enfriadores, se debe disponer de agua de enfriamiento, agua helada y etileno para las columnas de destilación que operan a condiciones de temperatura más bajas.

Balance de energía para la Unidad de generación de vapor (F-100)

$$Q - W = \Delta H + \Delta E_c + \Delta E_p \quad (21)$$

Supuestos para este sistema:

1. Entrada y la Salida de tubería están al mismo nivel de altura por lo tanto ΔE_p es igual a 0.
2. Del balance de masa para una caldera se puede deducir que los flujos másicos de entrada y salida son iguales, además teniendo diámetros de entrada y salida de la caldera iguales, se puede suponer que la velocidad de entrada y salida son prácticamente iguales, por lo tanto $\Delta E_c = 0$.

No existe ninguna forma trabajo de entrada al sistema, tan solo existe el calor suministrado por el combustible para evaporar el agua líquida.

Bajo estos supuestos o condiciones, la expresión 19 queda reducida a:

$$Q = \Delta \hat{H} \cdot \dot{m}_{total} \quad (22)$$

Donde el valor de Q del equipo es equivalente el cambio de entalpía del flujo de agua, estos valores de entalpía específica que se pueden extraer de las Tablas de propiedades termodinámicas del agua reportadas por Yunus. A & Micheal. A (2012).

$$Q = (H_{final} - H_{inicial}) \cdot \dot{m}_{total} = (2746.78 - 104.843) \frac{KJ}{Kg} \cdot 2.663 \frac{Kg}{s} = 7035.5KW = 7.0355MW \quad (23)$$

Donde 2.663 Kg/s equivale a los 84 KTMA de flujo de alimentación de agua de proceso.

Estimación de costos

Dentro de los costos que más significativos de la planta de steam cracking, se encontraron el capital total de inversión y los costos de las utilidades con las que la planta operó, estos dos apartados, se los pudo calcular por medio de las metodologías de escalamiento y por componentes del TCI, mencionadas en el Capítulo II, descritas por Seider (2009).

Para una breve estimación de costos de capital se procedió a iniciar con una estimación aproximada recurriendo a métodos de escalamiento a partir del costo de alguna otra planta de steam cracking de nafta para este caso, ya que es algo relativamente sencillo, a expensas de un margen de error considerable menor al 50%, por otro lado, para saber de manera notablemente más precisa el costo total de este tipo de inversiones, se utiliza la metodología recomendada por el mismo autor, conocida como “El cálculo del TCI” siglas para el capital total de inversión.

Requerimientos de utilidad

Dentro de las múltiples utilidades de las cuales cualquier planta petroquímica dispone, las más relevantes que se encuentran dentro de los alcances de este diseño conceptual, son las descritas a continuación en la Tabla 13 con sus unidades de proceso respectivas:

Tabla 13

Tipos de requerimientos de utilidades

UNIDAD DE PROCESO	TIPO DE UTILIDAD	UTILIDAD
Horno Craqueador (F-101)	Muy caliente	Fuel oil No. 6
Generador de vapor (F-100)	Muy caliente	Fuel oil No. 6
Rehervidor (E-408)	Caliente	Vapor de BP (50 psig)

UNIDAD DE PROCESO	TIPO DE	
	UTILIDAD	UTILIDAD
Rehervidor (E-410)	Caliente	Vapor de BP (50 psig)
Rehervidor (E-406)	Caliente	Vapor de MP (150 psig)
Rehervidor (E-402)	Caliente	Vapor de BP (50 psig)
Rehervidor (E-400)	Caliente	Vapor de BP (50 psig)
Rehervidor (E-411)	Caliente	Vapor de BP (50 psig)
Rehervidor (E-404)	Caliente	Vapor de BP (50 psig)
Compresor (C-200)	Caliente	Electricidad
Bomba (P-100)	Caliente	Electricidad
Bomba (P-400)	Caliente	Electricidad
Multi compresor (C-300)	Caliente	Electricidad
Compresor (C-400)	Caliente	Electricidad
Enfriador (E-200)	Fría	Agua de refrigeración
Enfriador (E-201)	Fría	Agua de refrigeración
Condensador (E-410)	Fría	Agua de refrigeración
Condensador (E-407)	Fría	Agua de refrigeración
Enfriador (E-202)	Fría	Agua helada
Enfriador (E-300)	Fría	Agua helada
Enfriador (E-400)	Fría	Agua helada
Enfriador (E-203)	Fría	Agua helada
Condensador E-405	Fría	Agua helada
Condensador (E-403)	Muy fría	Etileno
Condensador (E-401)	Muy fría	Etileno
Condensador (E-412)	Muy fría	Etileno

UNIDAD DE PROCESO	TIPO DE	
	UTILIDAD	UTILIDAD
Enfriador (E-301)	Muy fría	Etileno
Condensador (E-409)	Muy fría	Etileno

En la Tabla 13 se muestra la distribución de las utilidades calientes y frías en 5 clases en orden decreciente de temperatura, teniendo a las unidades “Horno Craqueador (F-101)” y “Generador de vapor (F-100)” como los equipos de mayor consumo energético en forma de calor. Las unidades de enfriamiento más extremas son aquellas que utilizan etileno como fluido de transferencia de calor, en los condensadores de la mayoría de las columnas de destilación que conforman el tren de separación del efluente del reactor.

Siguiendo la metodología Seider et al., (2009), se procedió de la siguiente manera para el cálculo de las diferentes utilidades consideradas para el diseño conceptual de la planta de steam cracking:

Utilidades calientes: entre las utilidades calientes que utilizaría la planta propuesta de steam cracking, se encuentra el consumo de combustibles fósiles, la generación de vapor y el consumo eléctrico.

Consumo de combustible: Para el caso de Ecuador, las compañías petroleras como lo es EP Petroecuador suelen usar Fuel oil N. 6 como combustible para la generación de energía en las utilidades calientes más extremas. Se propone la siguiente ecuación 24 para el cálculo del consumo volumétrico de Fuel oil N. 6 en m³/año utilizando los datos de la Tabla 14:

$$\frac{m^3}{año} = \frac{\left(\frac{Q \cdot 1000}{0.7}\right)}{\left(153000 \cdot \frac{1.055}{0.00378}\right)} * 3600 * 24 * 330 \quad (24)$$

Donde:

Q = Carga térmica de la unidad en MW.

153000 Btu/gal = Calor superior de combustión del Fuel oil N.6.

0.7 = Eficiencia térmica.

El calor o carga térmica utilizada fue la obtenida en la simulación para ambas unidades:

Tabla 14

Cargas térmicas de las zonas de reacción

Equipo - Unidad	Q (MW)
Horno Craqueador (F-101)	22.01524613
Generador de vapor (F-100)	9.414899898

Generación de vapor: De acuerdo con la metodología utilizada en (Warren D. Seider, 2009), se recomienda utilizar vapor de baja presión (50 psig), como fluido de intercambio de calor para calentar corrientes que operen hasta 138,22 °C y vapor de media presión (150 psig) para calentar hasta 181 °C, que es la temperatura de condensación de estos vapores, siendo esta condensación la fuerza impulsora de esta utilidad.

A partir de la Tabla 13 se pudo observar que 6 unidades operan con vapor de baja presión (50psig) y 1 con vapor de media presión (150psig) las cuales. De los resultados de consumo energético de cada equipo obtenidos de la simulación del proceso de Steam Cracking, se puede obtener las cargas térmicas que cada unidad requiere para alcanzar las condiciones de operación establecidas en la Tabla 15.

$$Ton/año = \frac{Q \cdot 1000}{\Delta H_{vap}} * 3600 * 24 * 330 / 1000 \quad (25)$$

Donde:

Q = Flujo de calor de la unidad en MW.

ΔH_{vap} = Entalpía de ebullición o calor latente en KJ/Kg del vapor saturado a su respectiva presión.

Tabla 15*Cargas térmicas calientes de la zona de fraccionamiento*

Equipo - Unidad	Q (MW)	Presión del vapor saturado	ΔH_{vap}
Rehervidor E-408	0.717000079	50 psig	2149.224
Rehervidor E-410	5.876557325	50 psig	2149.224
Rehervidor E-406	2.89023749	150 psig	2009.664
Rehervidor E-402	2.510109452	50 psig	2149.224
Rehervidor E-400	0.601880102	50 psig	2149.224
Rehervidor E-411	0.893547286	50 psig	2149.224
Rehervidor E-404	1.682066418	50 psig	2149.224

Consumo de electricidad: El consumo eléctrico correspondiente al proceso simulado en este diseño conceptual fue obtenido de manera similar a la metodología aplicada por Warren D. Seider, (2009), a partir de las cargas térmicas de todos los equipos que retiran energía del proceso entre estos se encuentran los compresores, multi compresores y bombas del proceso utilizando la ecuación 26, la cual debe emplearse con los datos de la Tabla 16:

$$\frac{Kw-hr}{año} = \left(\frac{Q*1000}{0.95} \right) * 24 * 365 * 0.9 \quad (26)$$

Q = Potencia requerida por la unidad en MW.

0.95 = Eficiencia de los motores eléctricos.

0.9 = factor de operatividad anual.

Tabla 16*Potencia requerida de la turbo maquinaria*

Equipo – Unidad	Q (MW)
Compresor C-200	4,312607644
Bomba P100	0,005651815
Bomba P-400	0,002662333
Mcompresor C-300	0,205886136
Compresor C-400	0,04091

Utilidades frías: entre las utilidades calientes que utilizaría la planta propuesta de steam cracking, se encuentra el consumo de combustibles fósiles, la generación de vapor y el consumo eléctrico.

Agua de enfriamiento: esta utilidad sirve como corriente de enfriamiento para tuberías que trabajan hasta en los rangos de 32.2 °C hasta 48.88 °C, aplicando la siguiente ecuación (27) se puede encontrar el flujo en Ton por año requeridas para enfriar las corrientes de las unidades descritas en la Tabla 17.

$$\frac{\text{Ton}}{\text{Año}} = \frac{Q \cdot 1000}{4.18 \cdot (48.88 - 32.2)} * 3600 * 24 * 330 / 1000 \quad (27)$$

Donde:

Q = Carga térmica de la unidad en MW.

4.18 = Calor específico del agua líquida en KJ/Kg-K.

Tabla 17

Cargas térmicas de los equipos que utilizan agua de enfriamiento

Equipo-unidad	Q(MW)
Enfriador E-200	9,609181108
Enfriador E-201	10,39266153
Condensador E-200	0,583328504
Condensador E-201	2,899292188

Agua helada: el funcionamiento de esta utilidad es muy similar al del agua de enfriamiento, también se fundamenta en el calor sensible extraído por el calentamiento de esta, sin embargo, se opera en un rango diferente de temperaturas de 32.22 °C hasta 7.22 °C, aunque esta suele calcularse en Ton-día de refrigeración en un año por medio de la siguiente ecuación 28, utilizando los datos de la Tabla 18:

$$\frac{\text{Ton-día}}{1 \text{ Año}} = Q * 1000 / (12000 * 0.000293) * 330 \quad (28)$$

Donde:

Q = Carga térmica de la unidad en MW

12000 = La remoción de calor para congelar 1 tonelada por día de agua a 0 °C, lo que corresponde a 12,000 Btu/h-ton.

0.000293 = Equivalencia de Btu/h en KJ/s

Tabla 18*Cargas térmicas de los equipos que utilizan agua helada*

Equipo-unidad	Q(MW)
Enfriador E-202	1.011185343
Enfriador E-300	0.153355591
Enfriador E-400	0.390323563
Enfriador E-203	2.951744589
Condensador E-405	0.945634138

Etileno (enfriamiento criogénico): para el caso requerimientos de más extremos de enfriamiento, así como corrientes que deben alcanzar temperaturas inferiores a los -100 °C, es común utilizar etileno como agente de enfriamiento. Dado que Warren D. Seider, (2009), no menciona información sobre este tipo de utilidad, por lo tanto, siguiendo el método de William L. Luyben (2017) en su estudio sobre estimación de costos de refrigeración a temperaturas criogénicas, se utiliza la siguiente ecuación 29 para ver el costo por GJ de carga térmica de un proceso de refrigeración utilizando etileno en función de la temperatura:

$$\frac{\$}{GJ} = e^{(2.452 - 0.01863 * T)} \quad (29)$$

Donde:

T = Temperatura de enfriamiento en °C.

GJ = Carga térmica o energía extraída en el proceso de enfriamiento en Giga Joules.

En la siguiente Tabla se pueden observar las diferentes temperaturas y cargas térmicas que se deben alcanzar en las diferentes unidades que requieren el uso de etileno como agente de enfriamiento.

Tabla 19*Cargas térmicas de los equipos que utilizan etileno*

Unidad - equipo	Carga térmica	Temperatura	Carga térmica GJ
		de enfriamiento °C	
Condensador E-403	55119.07381	-48.9	55119.07381
Condensador E-401	5042.270772	-93.3	5042.270772
Condensador E-412	10153.67773	-102.5	10153.67773
Enfriador E-301	41052.70961	-100	41052.70961
Condensadores E-409	28997.87693	-76.3	28997.87693

Estimación de costo de capital de inversión por métodos de escalamiento**Economía a escala y el factor**

La economía a escala se explica en la siguiente expresión, que correlaciona la variación de costo con la capacidad, brinda resultados razonables tanto para piezas individuales como para plantas enteras. El exponente m puede oscilar entre 0,48-0,87 para equipos y 0,37-0,90 para plantas.

$$\frac{costo_2}{costo_1} = \left(\frac{capacidad_2}{capacidad_1} \right)^m * \left(\frac{I}{I_{base}} \right) \quad (30)$$

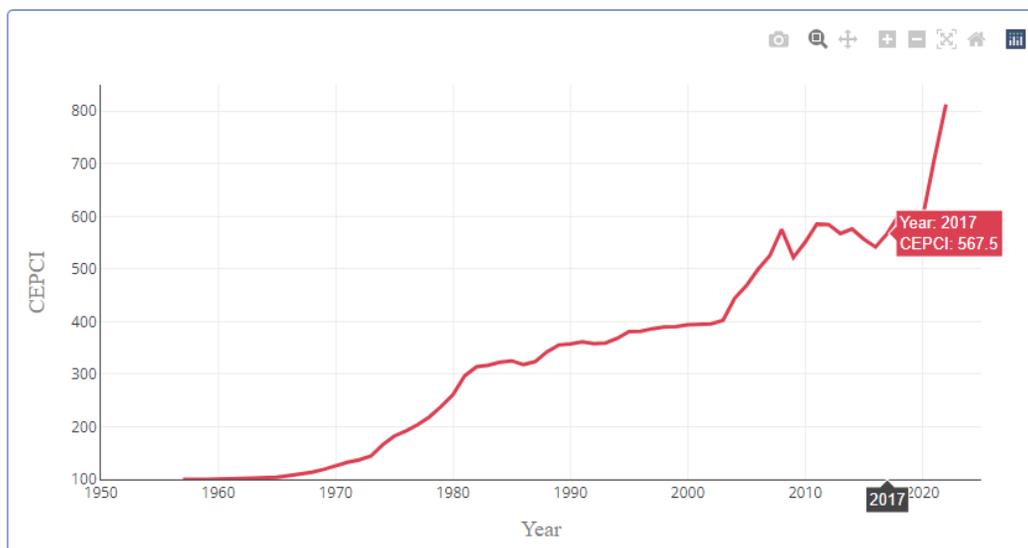
En la ecuación (30) anterior se relaciona el costo y capacidad de una planta de referencia, la cual debe aplicar la misma tecnología o el mismo principio, en este caso, steam cracking. Al mismo tiempo existe una relación entre las capacidades de las dos plantas. El término "I" hace referencia al índice base del año del cual se tomó como referencia una planta similar y los mismo para el año en el que se está realizando la presente propuesta.

Como lo menciona (Spallina, 2017) el costo de una planta de steam cracking en el año 2017 es de 450 euro/Ton y su capacidad es de 3.07 MTMA (millón Ton por año), por otro lado, los índices serán tomado desde de la base de datos de la Universidad de Manchester.

El índice base del año 2017 según la Universidad de Manchester es: 567,5

Figura 21

Valores del índice CE por años (2017)

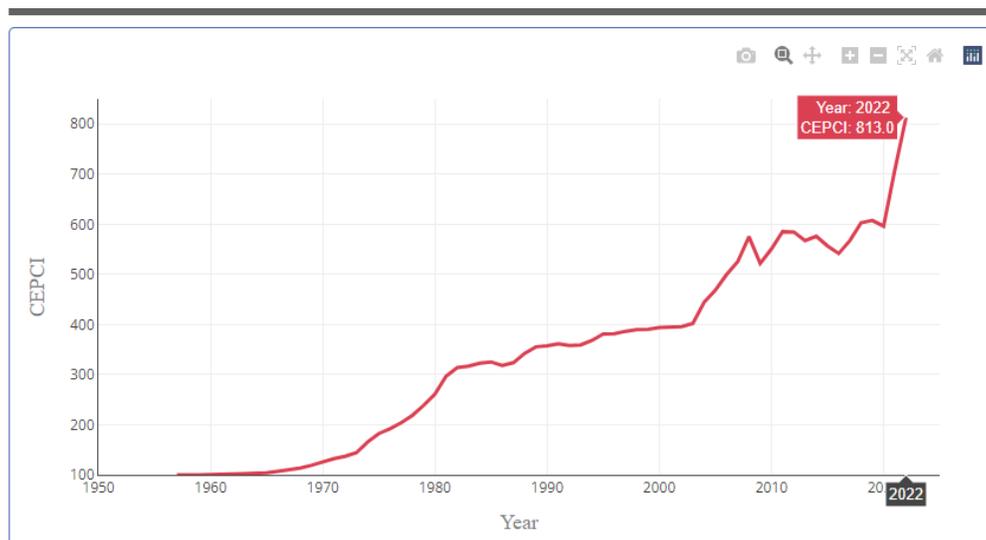


Nota. Obtenido de Manchester University 2023

La Tabla 22 nos muestra el valor del índice CE para el año 2017, CE =567.5

Figura 22

Valores del índice CE por años (2022)



Nota. Obtenido de Manchester Univeristy

La Tabla 23 nos muestra el valor del índice CE para el año 2022, CE = 813. Estos valores de CE para cada año se deben ingresar en la ecuación 31.

Por lo tanto:

$$costo_2 = \left(\frac{capacidad_2}{capacidad_1}\right)^m * \left(\frac{I}{I_{base}}\right) * costo_1 \quad (31)$$

Donde:

Capacidad 2: Capacidad de la planta de steam cracking propuesta = 0.240 MTMA

Capacidad 1: Capacidad de la planta de steam cracking de referencia = 3.07 MTMA

I = CE del año actual (2022) = 813

I = CE del año de referencia (2017) = 576.5

Costo 2: Costo de la planta de steam cracking propuesta

Costo 1: Costo de la planta de steam cracking de referencia.

$m = 0,7$ según (Sapilla, 2017) y también se encuentra dentro del rango que sugiere Seider et al., (2009).

$$costo_2 = 98.61 M€ = \$108.47M$$

Este valor de \$108.47 millones calculado a partir de la ecuación 31, es una estimación que tiene una precisión relativamente baja, pero ofrece una idea de la magnitud de las inversiones que requieren este tipo de proyectos, la precisión de este valor puede variar hasta en un 50%.

Costos de los equipos

Los de los equipos utilizados en la planta de steam cracking fue calculado por medio de la metodología propuesta por Seider (2009), en donde se reportan las ecuaciones descritas a continuación.

Para cada uno de los quipos descritos anteriormente en el resumen del balance de calor descritos en la Tabla 20 se utilizaron las siguientes fórmulas:

Unidad de generación de vapor

$$C_p = 0,367 Q^{0,77} \quad (32)$$

C_p : Costo del equipo

Q : Calor btu/h

Tabla 20

Parámetros ingresados al equipo

Equipo-unidad	Q(btu/h)
Generador de vapor F-100	32150000

Horno de pirólisis

$$C_p = 0,650 Q^{0,81} \quad (33)$$

Cp: Costo del equipo

Q: Calor btu/h

Tabla 21

Parámetros ingresados al equipo

Equipo-unidad	Q(btu/h)
Horno de pirólisis F-100	75110000

Compresores

En el caso de compresores se estima con las siguiente formulas

Equipo C-400

Compresor de tipo centrifugo

$$C_b = \exp(7.5800 + 0.8(\ln(Pc))) \quad \text{Valido para } Pc = 200 \text{ a } 30000 \text{ hp} \quad (34)$$

Donde:

Cb: costo

Pc: caballos de fuerza del equipo

Tabla 22

Parámetros ingresados al equipo

Equipo-unidad	Pc (Hp)
Equipo C-200	5788,96

Equipo C-300 y C-400

Compresor de tornillo

$$C_b = \exp(8.1238 + 0.7243(\ln(Pc))) \quad \text{Valido para } Pc = 10 \text{ a } 750 \text{ hp} \quad (35)$$

Tabla 23*Parámetros ingresados al equipo*

Equipo-unidad	Pc(Hp)
Equipo C-300	275,98
Equipo C-400	54,86

Finalmente, para obtener el costo C_p requerido se utiliza la siguiente fórmula

$$C_p = F_D F_M C_b \quad (36)$$

Bombas

Bomba P-100 y P-400

$$S = QH^{0.5} \quad (37)$$

Donde

S: flujo volumétrico ft³/min

Q: Caudal gal/min

H: altura ft

$$C_b = \exp\left(9.7171 - 0.6019(\ln(S) + 0.0519 \ln(S))\right) \quad (38)$$

Donde

C_b : Costo

S: flujo volumétrico ft³/min

$$C_p = F_D F_M C_b \quad (39)$$

Tabla 24*Parámetros ingresados al equipo*

Unidad - equipo	Q	h	Fd	Fm
Bomba P-100	169,32	82	1	1
Bomba P-400	117,272	2	2	2

Enfriadores

Enfriador E-200, E-201, E-202, E-203, E-200 y E-301

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T} \quad (40)$$

Donde:

A: es el área en ft²

Q: calor en W

U: coeficiente global de transferencia de calor, w/m²°C

T: gradiente de temperatura, °C

$$C_p = 6200 A^{0,42} \quad (41)$$

Donde

Cp: costo

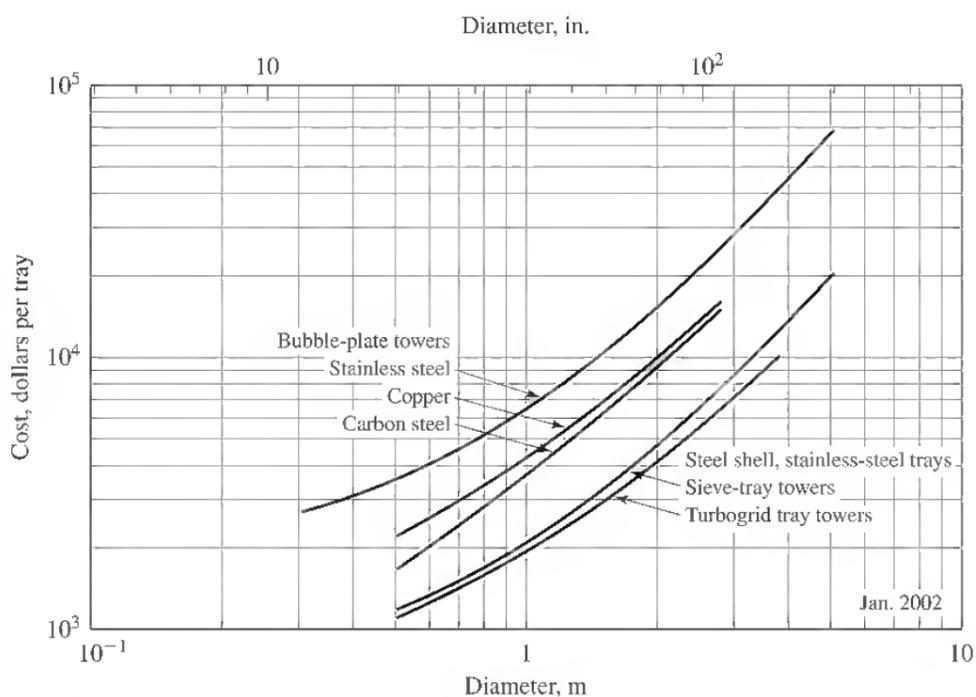
A: Área

Columnas de destilación

Determinación de costos de columnas de destilación: Para el caso de las columnas de destilación se siguió la metodología propuesta por Peters, et al., (2003), el cual se basa en métodos gráficos para los tipos platos y materiales de las columnas destilación, donde se requiere de una gráfica reportada en como:

Figura 23

Costo de compra de las columnas de destilación.



Nota. Costo de compra por plato, incluida la instalación y auxiliares, Recuperado de *plant design and economics for chemical engineers* (p.796) por Peters et al., (2003).

Todas las columnas utilizadas disponen de platos tipo bandeja de tamiz "Sieve-tray", y su material es de acero inoxidable como lo indica la Figura 24. A esta Tabla se ingrese con el diámetro para encontrar el costo por cada plato que tenga la columna y a este valor se lo multiplicaría por el número total de platos para encontrar el costo total de cada columna.

Tabla 25

Columnas T-400, T-401, T-402, T-403, T-404, T-405, T-406

Equipo	Dc, m	# platos
T-401	0,505	29
T-404	2,315	65
T-405	3,991	205
T-403	3,184	16
T-400	2,368	16
T-406	1,136	11
T-402	2,418	21

Intercambiadores

Rehervidores

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T} \quad (41)$$

Donde:

A: es el área en ft²

Q: calor en W

U: coeficiente global de transferencia de calor, w/m² °C

T: gradiente de temperatura, °C

Tabla 26*Parámetros requeridos para el cálculo del área*

	E-400	E-408	E-410	E-406	E-402	E-411	E-404
gradientes	97,33	167,28	78,25	24,04	67,29	131,84	20,75
Temperatura							
U (W/M2 °C)	454,26	454,26	454,26	454,26	454,26	454,2	454,26
Q (W)	602469	931390	5882300	2893900	2512500	894421	1683700
area ft²	13,626	12,257	165,485	264,999	82,196	14,934	178,62

Costos

$$C_p = 6200 A^{0,42} \quad \text{rango } 20 - 200 \text{ft}^2 \quad (43)$$

Donde

Cp: costo

A: Área en ft²

Condensadores

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T} \quad (44)$$

Donde:

A: es el área en ft²

Q: calor en W

U: coeficiente global de transferencia de calor, w/m² °C

T: gradiente de temperatura, °C

Tabla 27*Parámetros requeridos para el cálculo del área*

	E-401	E-409	E-410	T-407	E-403	E-412	E-405
Gradiente de Temperatura	-10	-26,72	-6,37	-3,68	54,13	-1	-13,5
U (W/M2 °C)	567,82	567,82	567,82	567,82	567,82	567,8	567,82
Q (W)	177020	1018250	5839000	2902100	1935080	3.5E5	946558
areaf ft²	31.17	67.113	1614.315	1388.84	62.958	627.7	123.482

Costos

$$C_p = 6200 A^{0,42} \quad \text{rango } 20 - 200ft^2 \quad (45)$$

Donde

Cp: costo

A: Área en ft²

Tabla 28*Tanques de almacenamiento*

Tanque	volumen, gal
hidrógeno	6209112
purga	325283,28
Metano	2913456
Etileno	22513176
Etano	60370,8
Propileno	562128
Propano	42630
c4- butano	364862,4
c5+ pentano	638400
agua HC	31348,8

Costos

$$C_p = 47 V^{0,78}$$

rango 10000 – 750 000 gal ; acero al carbono

(46)

Cálculo del capital de inversión total (TCI) Costos de Equipos

La inversión total de capital, de una planta química o la instalación de una fábrica de productos químicos, el ITC es el gasto único que considera ítems como diseño, construcción y la puesta en marcha de la planta, esta planta puede ser nueva o renovación de una planta ya existente.

Para ambos casos una planta química requiere instalaciones auxiliares, tales como: instalaciones de vapor, agua de refrigeración, tratamiento de residuos, esto último mencionado está considerado en ITC.

Para facilitar la estimación del ITC, Seider (2009) segmenta el ITC de la siguiente manera:

Tabla 29*Inversión total de capital*

CAPITAL TOTAL DE INVERSION (Costo en Milliones de U.S.D)			
Inversión total en módulos desnudos	XXXX		
Coste de preparación del terreno	XXXX		
Coste de las instalaciones de servicios	XXXX		
Costes asignados a plantas de servicios e instalaciones conexas	XXXX		
Inversión directa permanente		XXXX	
Coste de imprevistos y honorarios del contratista		XXXX	
Total capital amortizable			XXXX
Coste del terreno			XXXX
Coste de puesta en marcha de la planta			Xxxx
Total inversión permanente			
Capital circulante			XXXX
Total inversión de capital			XXXX
Costo total de inversión con fator de sitio*1,25			XXXX

Nota. Adaptado de Seider eta al., (2009)

Capítulo IV

Resultados y discusión

Materia prima seleccionada

Con el objetivo realizar una proyección sobre los resultados más aproximados a la realidad del Ecuador, se seleccionó una nafta de la refinería de la libertad ya que esta es la refinería con mayor producción de nafta llegando a producir 118.51 KTMA de nafta base (EP Petroecuador, 2022), y aunque no es suficiente para la alimentación propuesta en el presente diseño conceptual, sumando la producción de las tres refinerías, la de Esmeraldas, La libertad y Shushufindi, se alcanzó a cubrir la necesidad de materia prima. Siendo más exactos, se requeriría toda la producción de nafta de las refinerías de Esmeraldas y La libertad y tan solo 24 KTMA de la refinería de Shushufindi.

Se aproximó la composición de la nafta de alimentación con el fin de simplificar la simulación de la planta de steam cracking propuesta en el presente diseño conceptual, se realizó una simplificación o aproximación de los componentes de la nafta original en donde las especies con concentraciones muy pequeños fueron absorbidas por el componente mayoritario de la misma familia o isómero, teniendo así la composición por componentes de alimentación descrita por la Tabla 30 y las familias de componentes mayoritarios de la alimentación de la Tabla 3.

Tabla 30

Selección de materia prima para el proceso de steam craking

COMPONENTE	CONC. RELATIVA	TIPO	No. CARBONOS	% wt
n-pentano	34,3042	P	5	34,30
n-hexano	0,8662	P	6	1,50
n-heptano	2,2168	P	7	3,42

COMPONENTE	CONC. RELATIVA	TIPO	No. CARBONOS	% wt
n-octano	5,9617	P	8	9,73
n-nonano	3,1132	P	9	8,98
3,6-dimetil octano	1,1463	P	10	1,15
ciclohexano	1,4049	N	6	2,47
metil-ciclohexano	4,377	N	7	5,66
etil ciclohexano	2,3762	N	8	11,28
1,1,3-trimetilciclohexano	4,3728	N	9	8,75
1-metil,2-propilciclohexano	0,9866	N	10	1,58
Benceno	1,1469	A	6	1,15
Tolueno	2,4546	A	7	2,45
O-Xileno	2,224	A	8	5,95
1-etil, 2-metil benceno	0,6522	A	9	1,63

Además de las 240 KTMA de la nafta de alimentación aproximada, se requerirán 84 KTMA anuales de agua de procesos para llevar a cabo el presente proceso de steam cracking, teniendo así un total de 324 KTMA de materias primas alimentadas al proceso.

Tecnología de proceso seleccionada

La tecnología escogida como referencia o punto de partida para el diseño conceptual, es "Total Petrochemical Research Feluy", entre una de las razones, debido a que se sitúa en la vanguardia de esta industria. Además, la compañía Total Energies Petrochemicals Feluy, es una de las mayores productoras de polímeros de alto rendimiento en Europa. Sus actividades incluyen la transformación de materiales gaseosos y líquidos derivados del petróleo (etileno,

propileno, estireno) en polímeros (polipropileno, polietileno, poliestireno expandible), también es uno de los mayores productores de polímeros de alto rendimiento en Europa.

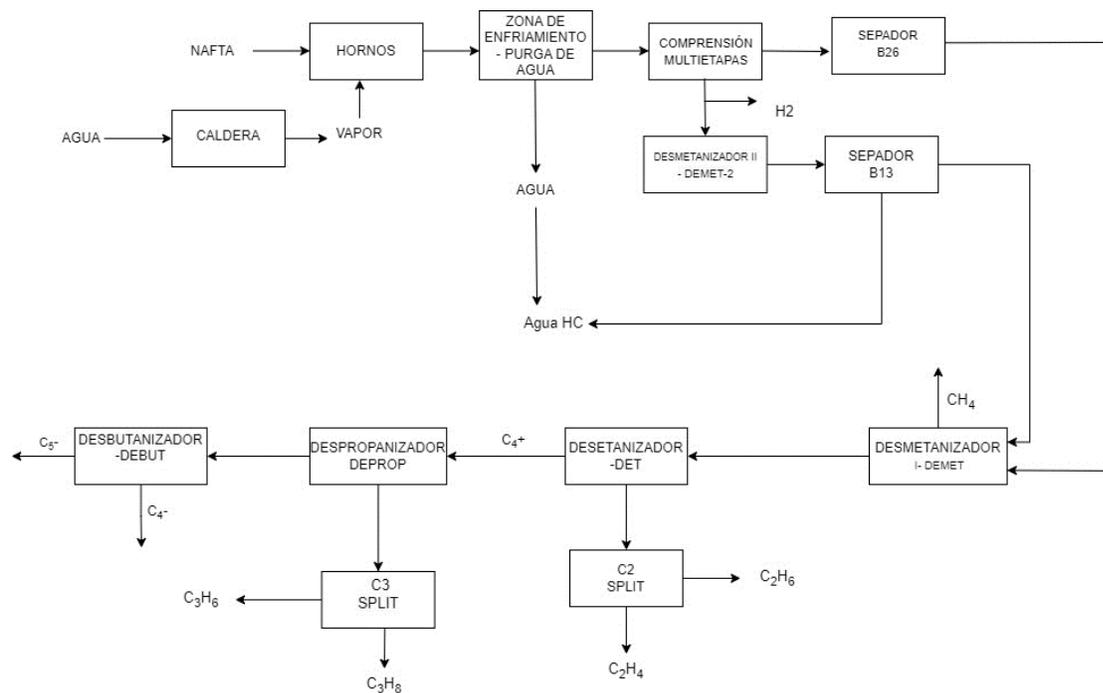
La patente titulada “Debottlenecking of a steam cracker unit to enhance propylene production”, publicada en el año 2013 por Vermeiren et al., (2013), en la oficina de patentes de los Estados Unidos para compañía la Total Petrochemical Research Feluy, busca mejorar la producción de propileno al eliminar cuellos de botella mediante una optimización en la recuperación o separación del propileno manteniendo una buena producción de etileno. Por estas razones, se seleccionó la tecnología “TotalEnergies Petrochemicals Feluy (TEPF)” sobre todo porque Ecuador no dispone de naftas ligeras en grandes cantidades, por el contrario, mayoritariamente dispone de naftas pesadas.

Diagrama de flujo del proceso de la planta BFD

Siguiendo la metodología y esquema propuestos por Vermeiren et al., (2013), se pudo generar una secuencia de procesos adecuada para procesar 240 KTMA de nafta producida localmente en las refinerías del Ecuador, proponiendo así un proceso confiable para la producción de productos petroquímicos como los son el etileno y propileno entre otros, además de la generación de combustible valiosos como lo son el hidrógeno, metano, etano y propano. Este proceso al igual que la patente de referencia, empieza con una zona de alimentación de la nafta y el vapor de agua, que son enviados a un reactor de pirolisis cuyo efluente será enfriado y comprimido antes de entrar en la zona de fraccionamiento, para obtener los productos de interés.

Figura 24

Diagrama de bloques BFD del proceso de steam cracking propuesto



La Figura 25 describe el diagrama de bloques del proceso de steam cracking propuesto en el presente diseño conceptual, en este se pueden ver las principales zonas del proceso, las cuales fueron descritas con anterioridad, es importante mencionar que cada una de estas zonas puede dividirse en subzonas como es el caso de las zonas de alimentación y de purga de agua las cual fueron incluidas dentro de las zonas de reacción y de enfriamiento respectivamente dado que estos son fememos consecuentes y necesarios del proceso. También se puede apreciar lagunas modificaciones con respecto mencionadas anteriormente como los es la adición de una unidad extra de desmetanización denominada "T-406" y también la eliminación del stripper de gasolina que se realimenta al debutanizador para mejorar el rendimiento de los cortes C4+ correspondientes butanos, sus olefinas y diolefinas.

Simulación

De la presente simulación se obtuvieron algunos resultados importantes como lo son los flujos de los productos de interés, sus condiciones de salida y los rendimientos de los principales productos petroquímicos y combustibles descritos en la Tabla 31.

Tabla 31

Rendimientos % masa de la simulación vs reportados

Producto	Rendimiento % masa simulación	Rendimiento % masa patente
Etileno	13.9	26.34
Propileno	13.1	15.8
Etano	2.4	4.22
Propano	0.65	0.5
Hidrógeno	7.92	0.87
Metano	1.01	2.612

Las diferencias de rendimientos que se muestran en la Tabla 31 se deben a algunas razones entre las cuales se encuentran:

- La nafta de alimentación de la presente simulación es mucho más ligera y de mejor calidad que la utilizada por Kumar y Kunzru en su estudio de pirólisis de una nafta ligera proveniente de las refinerías de Bharat en Bombay.
- La patente dispone de optimizaciones que mejoran el rendimiento de los productos y eliminan cuellos de botella de la planta, punto que no se llevaron a cabo en el presente trabajo.

Figura 25*Condiciones de las corrientes de salida del proceso*

	Units	ETHYLENE	PROPENE	ETHANE	PROPANE	METANO	HIDROGEN	C4-	C5+	AGUARED
Phase		Vapor Phase	Liquid Phase	Liquid Phase	Liquid Phase		Vapor Phase	Liquid Phase	Liquid Phase	Liquid Phase
Temperature	C	-76.2888	38.3796	-30.2843	58.75	-115.738	-100	-10	25	11.2893
Pressure	bar	4	16	11	18	14.1133	42.5565	1.15115	1.15115	1.01325
Molar Vapor Fraction		1	0	0	0	0.693401	1	0	0	0
Molar Liquid Fraction		0	1	1	1	0.306599	0	1	1	1
Molar Solid Fraction		0	0	0	0	0	0	0	0	0
Mass Vapor Fraction		1	0	0	0	0.657627	1	0	0	0
Mass Liquid Fraction		0	1	1	1	0.342373	0	1	1	1
Mass Solid Fraction		0	0	0	0	0	0	0	0	0
Molar Enthalpy	cal/mol	11865.5	1508.49	-20831.8	-18881.1	-17199.1	-861.034	756.393	-19807.5	-68942.6
Mass Enthalpy	cal/gm	423.215	35.8504	-696.567	-408.223	-1095.35	-427.126	13.6192	-203.222	-3826.71
Molar Entropy	cal/mol-K	-19.2391	-49.624	-57.9339	-71.0345	-31.1909	-11.1898	-71.1667	-120.172	-40.9479
Mass Entropy	cal/gm-K	-0.686212	-1.17935	-1.93717	-1.53582	-1.98644	-5.55083	-1.28138	-1.23294	-2.27284
Molar Density	mol/cc	0.000266803	0.0116942	0.0162641	0.0100086	0.00187352	0.00293629	0.0120089	0.0079951	0.047515
+ Mole Flows	kmol/hr	135.342	85.6602	22.1239	3.87387	138.102	138.233	98.7258	114.984	531.951
+ Mole Fractions										
+ Mass Flows	ktonne/year	33.2628	31.5957	5.79999	1.57064	19.0088	2.44274	48.0651	98.2424	84.0108

La Figura 26 reporta condiciones tales como la temperatura, presión, flujos másicos, molares, entalpías en base masa y volumen, de las corrientes de los productos de interés principal y también de otros subproductos de menor interés para este estudio, como lo son las especies de butenos, butadieno y butanos comprendidas en la corriente C₄- y los BTX comprendidos en la corriente C₅+, además de la corriente de agua de proceso contaminada con pequeñas trazas de hidrocarburos.

Balances de energético y de materiales

A través de la aplicación de diferentes balances de masa por corrientes y por especies de manera global y por equipos, se lograron establecer resultados que describan tanto las corrientes y/o especies de entrada como de salida ya sea en forma global de toda para los diferentes procesos de la planta de steam cracking.

Tabla 32*Balance global del proceso de steam cracking por corrientes*

Corrientes de entrada	Corrientes de salida
	Etileno 33.263
	Propileno 31.596
	Etano 5.800
	Propano 1.571
Nafta 240 KTMA	Metano 19.009
Agua 84 KTMA	Hidrógeno residual 2.443
	C4- 48.065
	C5+ 98.242
	Agua contaminada de HC 84.011
Total: 240 KTMA + 84 KTMA = 324	Total: 324 KTMA

La Tabla 32 muestra un balance global de las diferentes corrientes de la planta de steam cracking donde se pueden las corrientes de entrada son las 240 KTMA de nafta y las 84 KTMA del agua de proceso y las corrientes de etileno, propileno, etano, propano, metano, hidrógeno, C4-, C5+ y el agua contaminada con trazas de hidrocarburo son las corrientes de salida, teniendo un total de flujo de entrada y salida equivalentes a 324 KTMA cada uno.

Tabla 33*Balance de masa por componentes en el proceso de steam craking*

BALANCE DE MASA		
NAFTA: NAFLIB-01	KTPY	NAFTA
AGUA	KTPY	PARAFÍNICA
		240 KTMA
		84 KTMA
BALANCE DE MASA		
ENTRADA TOTAL/POR COMPONENTES	KTMA	324
n-pentano	KTMA	82.264
Hexano	KTMA	3.598
n-heptano	KTMA	8.202
n-octano	KTMA	23.336
n-nonano	KTMA	21.537
3,6-dimetil octano	KTMA	2.758
Ciclohexano	KTMA	5.924
Metil ciclohexano	KTMA	13.575
etil ciclohexano	KTMA	27.053
1,1,3-trimetilciclohexano	KTMA	20.986
1-propil-2-metilciclohexano	KTMA	3.789
Benzeno	KTMA	2.758
Tolueno	KTMA	5.876
o-xileno	KTMA	14.270
1-metil-2-etil benzeno	KTMA	3.909
AGUA	KTMA	84
SALIDA TOTAL	KTMA	323.999
Etileno	KTMA	33.280
Propileno	KTMA	31.596
Etano	KTMA	5.810
Propano	KTMA	1.571
Metano	KTMA	11.362
Hidrógeno residual	KTMA	2.416
C4-	KTMA	48.065
C5+	KTMA	98.242
Agua contaminada de HC	KTMA	84.011
Purga 1	KTMA	7.647

A partir de la Tabla 33 se puede corroborar que la sumatoria de los componentes de la corriente de alimentación de nafta y de la de agua, cumplen con el balance de masa, igualando

al flujo másico de las corrientes de los productos teniendo una entrada de nafta con una presencia predominante de n-pentano de aproximadamente 82.26 KTMA seguida de 23.33 KTMA de n-octano, de un total de 240 KTMA de nafta alimentadas, mientras que entre las corrientes de salida se verifica que tanto el etileno como el propileno, tienen flujos similares, siendo 33.28 y 31.59 KTMA respectivamente, además se reporta que los flujos más altos de salida se encuentran entre las corrientes C4- y C5+, teniendo 48 y 98.2 por lo que se entiende que la selectividad del proceso es mayoritaria para la olefinas de mayor peso molecular como lo son el 1-buteno, 2-buteno, 1,3-butadieno y para los BTX.

Resumen del balance de calor

Como se mencionó en el capítulo anterior, es importante representar los resultados del balance de energía o calor de forma objetiva, de tal manera que cuando se requiera operarlos, setearlos o incluso realizar optimizaciones energéticas se puede disponer de los datos primordiales, como lo son la energía de la fuente o sumidero, utilidad requerida, variación de temperatura y el tipo de intercambio de calor, así como se reporta en la Tabla 34

Tabla 34

Resumen del balance de energía

Unidad	Tipo de intercambio de calor	Energía de Fuente o sumidero (MJ/Kg nafta)	Temperatura o ΔT °C Final - inicial	Utilidad requerida
Horno pirólisis (F-101)	Calor de reacción y sensible	2.61541	800 - 452	Fuel oil No. 6
Generador de vapor (F-100)	Calor sensible y latente	1.11849	530 - 25	Fuel oil No. 6

Unidad	Tipo de intercambio de calor	Energía de Fuente o sumidero (MJ/Kg nafta)	Temperatura o ΔT °C Final - inicial	Utilidad requerida
Rehervidor (E-408)	Calor sensible y latente	0.08517	-30.7 - (-48.8)	Vapor de BP (50 psig)
Rehervidor (E-410)	Calor sensible y latente	0.69813	58.8 - 25	Vapor de BP (50 psig)
Rehervidor (E-406)	Calor sensible y latente	0.34336	157 - 116.2	Vapor de MP (150 psig)
Rehervidor (E-402)	Calor sensible y latente	0.29820	69.7 - 39.6	Vapor de BP (50 psig)
Rehervidor (E-400)	Calor sensible y latente	0.07150	39.7 - 11	Vapor de BP (50 psig)
Rehervidor (E-411)	Calor sensible y latente	0.10615	5.2 - (-100)	Vapor de BP (50 psig)
Rehervidor (E-404)	Calor sensible y latente	0.19982	116.3 - 69.7	Vapor de BP (50 psig)
Compresor (C-200)	Trabajo de flecha	0.51233	300 - 100	Electricidad
Bomba (P-100)	Trabajo de flecha	0.00067	25.2 - 25	Electricidad
Bomba (P-400)	Trabajo de flecha	0.00031	10.22 - 10.04	Electricidad
Multi compresor (C-300)	Trabajo de flecha	0.02445	25 - 25	Electricidad

Unidad	Tipo de intercambio de calor	Energía de		Utilidad requerida
		Fuente o sumidero (MJ/Kg nafta)	Temperatura o ΔT °C Final - inicial	
Compresor (C-400)	Trabajo de flecha	0.00486	55.33 - 20.17	Electricidad
Enfriador (E-200)	Calor Sensible	1.14157	100 - 484.5	Agua de refrigeración
Enfriador (E-201)	Calor Sensible	1.23464	100 - 299.4	Agua de refrigeración
Condensador (E-410)	Calor latente	0.06929	-76.3 - 70	Agua de refrigeración
Condensador (E-407)	Calor latente	0.34443	35.7 - 116.25	Agua de refrigeración
Enfriador (E-202)	Calor Sensible	0.12012	10 - 100	Agua helada
Enfriador (E-300)	Calor Sensible	0.01821	10 - 25	Agua helada
Enfriador (E-400)	Calor Sensible	0.04637	25 - 55.3	Agua helada
Enfriador (E-203)	Calor Sensible	0.35066	25 - 100	Agua helada
Condensador (E-405)	Calor latente	0.11234	20.2 - 69.71	Agua helada
Condensador (E-403)	Calor latente	0.229662	-48.9 - 39.67	Etileno
Condensador (E-401)	Calor latente	0.021009	-93.3 - 11	Etileno

Unidad	Tipo de intercambio de calor	Energía de Fuente o sumidero (MJ/Kg nafta)	Temperatura o ΔT °C Final - inicial	Utilidad requerida
Condensador (E-412)	Calor latente	0.042306	-102.5 - (-100)	Etileno
Enfriador (E-301)	Calor Sensible	0.17105	-100 - 25	Etileno
Condensador (E-409)	Calor Sensible y latente	0.12082	-76.3 - 70	Etileno

De la Tabla 34 se pueden reconocer los diferentes parámetros relevantes para el balance de calor de la planta de steam cracking, donde las unidades o equipos que demandan más energía para operar por Kilogramo de nafta procesada o craqueada, son el horno craqueador (Reactor - F101) y la unidad de generación de vapor (F-100) demandando 2.61541 y 1.11849 MJ/Kg nafta respectivamente por medio de calor sensible, latente y de reacción, mientras que los enfriadores E-200 y E-201 son las unidades de refrigeración que más demandan de remoción de calor y por ende requerirán mayores flujos de utilidades de enfriamiento, pero no necesariamente más dinero, estas unidades necesitaron la extracción de 1.14 y 1.23 MJ/Kg nafta de calor sensible respectivamente.

Resumen de los requerimientos de utilidades

Las diferentes utilidades que requiere la planta de steam cracking del presente diseño conceptual, fueron extraídas del balance de energía detallado en el capítulo anterior donde que se enlistaron los equipos presentes en la simulación, una vez aplicada la metodología expuesta por Seider (2009) se logró calcular el valor de los flujos anuales de cada utilidad y sus respectivos costos.

Tabla 35*Resumen de los requerimientos de utilidades*

UNIDAD DE PROCESO	TIPO DE UTILIDAD	UTILIDAD	FLUJO	VALOR	COSTO ANUAL \$Millones/año
Horno pirólisis (F-101)	Muy caliente	No.6 Fuel oil	m ³ /año	22188.24	8.8752
Generador de vapor (F-100)	Muy caliente	No.6 Fuel oil		9488.88	3.7955
Rehervidor (E-408)	Caliente	Vapor de BP (50 psig)	Ton/año	718.32	0.0627
Rehervidor (E-410)	Caliente	Vapor de BP (50 psig)		5887.40	14.4069
Rehervidor (E-406)	Caliente	Vapor de MP (150 psig)		2895.57	7.0856
Rehervidor (E-402)	Caliente	Vapor de BP (50 psig)		2514.74	6.1537
Rehervidor (E-400)	Caliente	Vapor de BP (50 psig)		602.99	1.4755
Rehervidor (E-411)	Caliente	Vapor de BP (50 psig)		895.19	2.1906

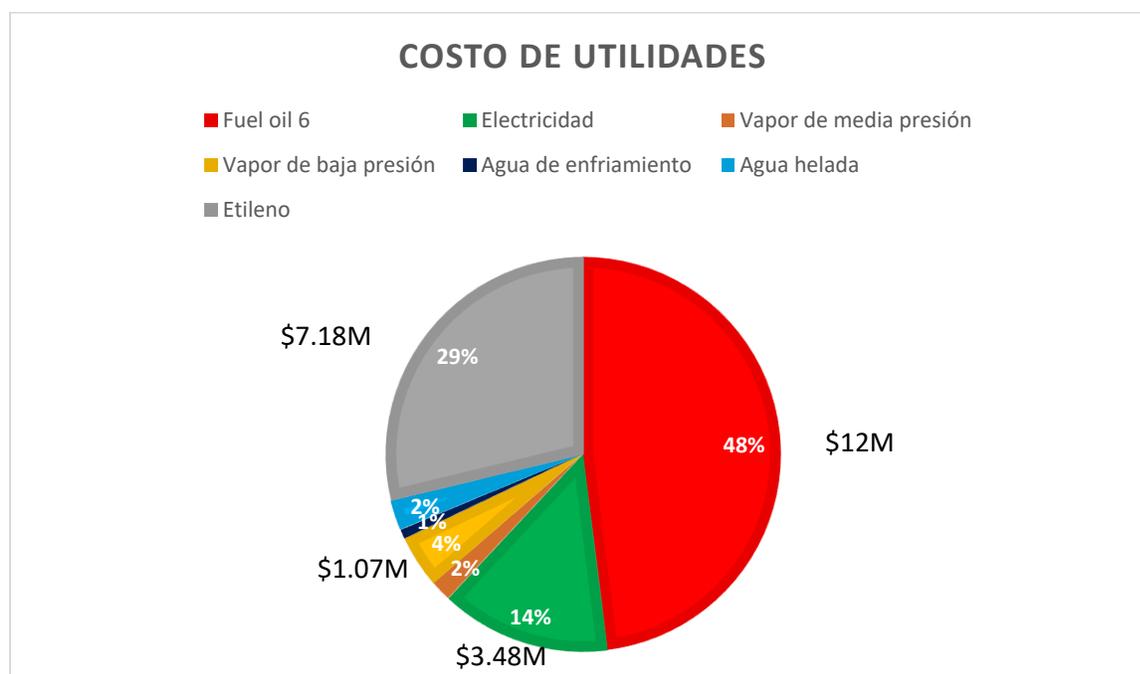
UNIDAD DE PROCESO	TIPO DE UTILIDAD	UTILIDAD	FLUJO	VALOR	COSTO ANUAL \$Millones/año
Rehervidor (E-404)	Caliente	Vapor de BP (50 psig)	Ton/año	1685.17	4.1237
Compresor (C-200)	Caliente	Electricidad		35790.11	2.1474
Bomba (P-100)	Caliente	Electricidad	Mw-hora/año	46.90	2814.2469
Multi compresor (C-300)	Caliente	Electricidad		1708.64	102518.2924
Compresor (C-400)	Caliente	Electricidad		339.57	20374.1813
Enfriador (E-200)	Fría	Agua de refrigeración		1086.13	0.0785
Enfriador (E-201)	Fría	Agua de refrigeración	m ³ /año	1174.69	0.0849
Condensador (E-410)	Fría	Agua de refrigeración		65.93	0.0047
Condensador (E-407)	Fría	Agua de refrigeración		327.71	0.0237
Enfriador (E-202)	Fría	Agua helada		248284.68	0.1138
Enfriador (E-300)	Fría	Agua helada	Ton/año	37654.66	0.0172
Enfriador (E-400)	Fría	Agua helada		95839.36	0.0439

UNIDAD DE PROCESO	TIPO DE UTILIDAD	UTILIDAD	FLUJO	VALOR	COSTO ANUAL \$Millones/año
Enfrador (E-203)	Fría	Agua helada	Ton/año	724766.20	0.1138
Condensador (E-405)	Fría	Agua helada		232189.35	0.1065
Condensador (E-403)	Muy fría	Etileno	Ton/año	114067.55	1.5916
Condensador (E-401)	Muy fría	Etileno		10434.85	0.3329
Condensador (E-412)	Muy fría	Etileno		21012.78	0.7958
Enfriador (E-301)	Muy fría	Etileno		84957.56	3.0713
Condensador (E-409)	Muy fría	Etileno		60010.38	1.3950

La Tabla 35 se muestra el desglose total de las utilidades anuales principales, requeridas por la planta de steam cracking teniendo un valor total de USD 16.953 millones anuales para las utilidades calientes y un equivalente a USD 8 millones de dólares para las frías, teniendo un costo total de utilidades anuales de USD 24.946 millones, entre las cuales se puede verificar que las más utilidades más costosas o significativas para la planta de steam cracking propuesta en el presente diseño conceptual.

Figura 26

Condiciones de las corrientes de salida del proceso



Por medio de la Figura 27 se observa que la utilidad donde más se invierte es el Fuel oil 6 con un 48% de las utilidades totales, aproximadamente a USD 12 millones, seguido de este, se tiene al etileno, con un 29%, equivalente a USD 7.18 millones. La electricidad total consumida por la planta de steam cracking representa un 14% de las utilidades, lo que corresponde un costo de USD 3.48 millones. El resto de las utilidades minoritarias son resumidas de la siguiente manera:

- Vapor de baja presión: 4% de las utilidades equivalente a USD 1.07 millones.

- Vapor de media presión: 2% de las utilidades equivalente a USD 0.43 millones.
- Agua helada: 2% de las utilidades equivalente a USD 0.43 millones.
- Agua de enfriamiento: 1% de las utilidades equivalente a USD 0.215 millones.
- se puede verificar que Fuel oil 6 utilizado en el horno de pirólisis (reactor) y la unidad de generación de vapor (caldera) que representan un 33.67% y 14,4% del costo total de utilidades respectivamente.
- Etileno utilizado en el enfriador E-301 y en el condensador del desetanizador T-401 que representan un 12.31% y 6.37% del costo total de utilidades respectivamente.

Reporte y comparación de los valores estimados y calculados del TCI.

Dentro de este apartado se reportan los resultados de 3 puntos principales de enfoque tecno económico que se encuentran dentro de los alcances del presente diseño conceptual para la planta de steam cracking, los cuales son:

- Costos estimados por métodos de escalamiento
- Costos de los quipos utilizados en la planta
- Capital de inversión total

Costos de equipos

En la estimación de costos, se consideró cada uno de los equipos que se utilizaron en la simulación descrita en el Capítulo 3, reactor, compresores, bombas, enfriadores, separadores, columnas, Rehervidores y condensadores. Como se muestra en la siguiente Tabla:

Tabla 36*Resumen de costos de equipos*

COSTO DE EQUIPOS		
EQUIPO	Costo 2006	Costo 2022
F-101	\$ 1.558.171,00	\$ 2.535.614,54
F-100	\$ 223.218,96	\$ 363.244,62
C-200		
C-300	\$ 7.074.059,22	\$ 14.537.942,74
C-400		
P-100		
P-400	\$ 12.494,23	\$ 20.331,89
E-200		
E-201		
E-203		
E-301	\$ 480.119,68	\$ 781.299,64
E-202		
E-300		
E-400		
V-300	\$ 100.788,00	\$ 164.012,50
E-100	\$ 24.749,39	\$ 40.274,73
T-404, T-400		
T-405, T-406		
T-403, T-402	\$ 3553440	\$ 7.302.696,46
T-401		

COSTO DE EQUIPOS

E-408			
E-410			
E-406			
E-402	\$	725.559,40	\$ 1.491.101,60
E-400			
E-411			
E-404			
E-409			
E-410			
E-407			
E-403	\$	1.132.210,71	\$ 2.326.813,21
E-401			
E-412			
E-405			
Tanques de almacenamiento	\$	6.227.580,08	\$ 10.134.152,53
Para el año 2002 Y 2006			
TOTAL PARA EL AÑO 2006	\$	21.112.390,68	
TOTAL PARA EL AÑO 2022			\$ 39.697.484,46

El costo estimado de equipos es de \$39 697.484,46 para el año 2022. Este costo se estimó mediante el uso de fórmulas establecidas para el cálculo de los costos de cada uno de los equipos empleados en la simulación. Finalmente, se estable una sumatoria y se realiza un escalamiento al año actual.

Cabe mencionar que los equipos que presentan mayores porcentajes en el resumen de costos son:

- El compresor, que representa el 36% del costo total.
- El costo de columnas representa el 18,39% del costo total.
- El costo de los tanques de almacenamientos representa el 25, 52% del costo total calculado de forma extra con las ecuaciones descritas por Seider et al (2009).

Además, como menciona Luyben (2017) en su estudio denominado “Estimating Refrigeration Costs at Cryogenic Temperatures” se debe agregar \$ 4.1 millones al costo final por equipos de que suministren las utilidades de etileno para el año 2017, lo que equivale a \$5.873.000 para el año 2022, resultando en un valor total de 45,572 millones de modulo desnudo.

Capital total de Inversión

En la Tabla 37 Capital de costo de inversión basada en el libro “Production and Process Desing Principles” del escritor Seider en el cual nos permite determinar la Inversión total de módulos desnudos, costo de preparación de terreno, costo de las instalaciones de servicios, costo asignados a plantas de servicios de instalaciones conexas, inversión directa permanente, costo de imprevistos y honorarios del contratista, total capital amortizables, costo del terreno, costo de puesta en marcha de la planta, total inversión permanente, capital circulante y total inversión de capital.

Tabla 37*Capital total de inversión*

CAPITAL TOTAL DE INVERSION (Costo en Millones de U.S.D)			
Inversión total en módulos desnudos	45.571		
Coste de preparación del terreno	1.37		
Coste de las instalaciones de servicios	0.68		
Costes asignados a plantas de servicios e instalaciones conexas	6.38		
Inversión directa permanente	53.997		
Coste de imprevistos y honorarios del contratista	9.72		
Total capital amortizable		63.717	
Coste del terreno		1.27	
Coste de puesta en marcha de la planta		5.08	
Total inversión permanente			70.076
Capital circulante			4.16
Total inversión de capital			74.238
Costo total de inversión con fator de sitio*1,25			92.798

Nota. Adaptado de Seider eta al., (2009)

Dentro del capital total de inversión, existen costos involucrados, como la inversión de módulos desnudos que abarcan la fabricación de equipos y maquinaria del proceso. En este caso, la fabricación de las torres de separación en el proceso de steam cracking se obtuvo un valor de USD 45, 571 millones.

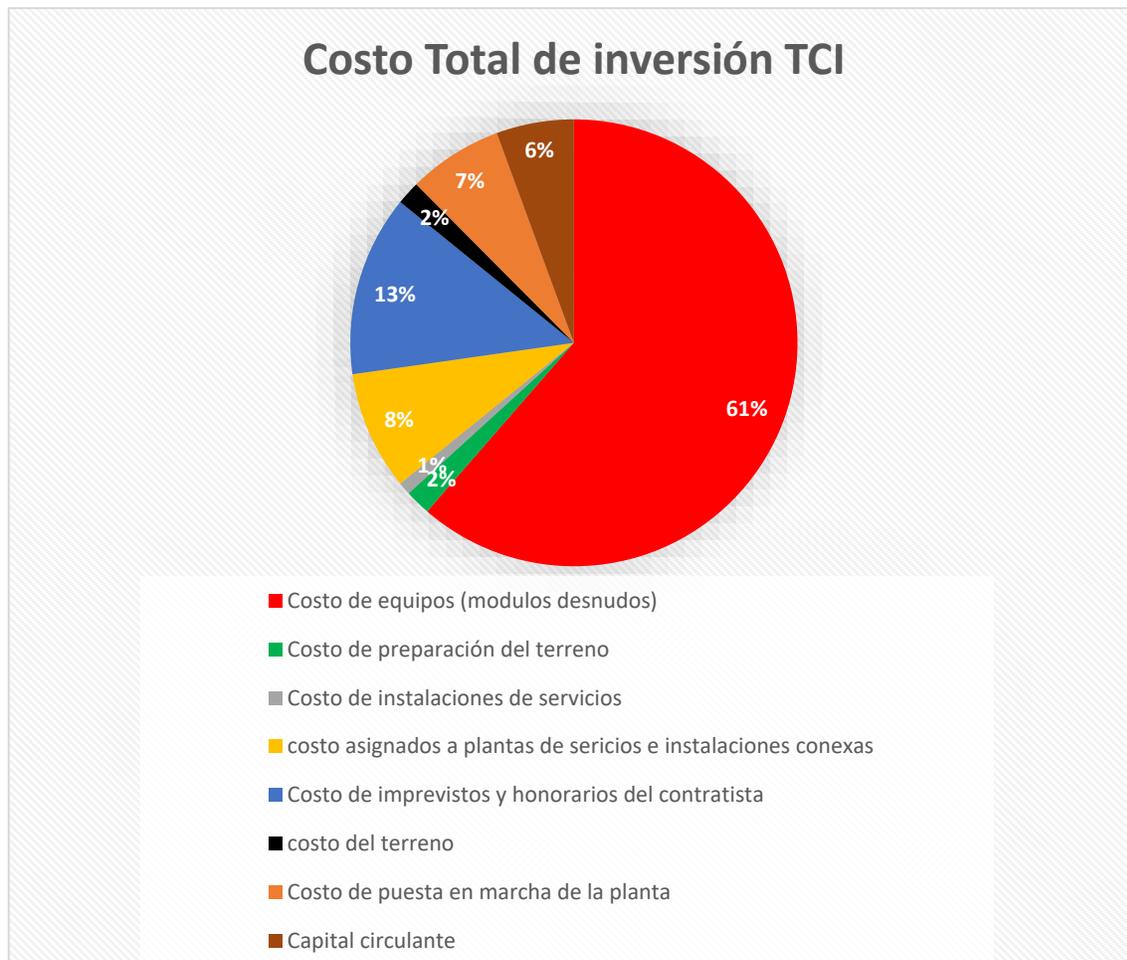
La inversión directa permanente es la suma del costo de la preparación del terreno, aplicada en el área disponible en la Refinería de Esmeraldas, cerca de los mil metros cuadrados, dando como resultado 53,997 millones de dólares americanos.

Al iniciar cualquier tipo de construcción, ya sea edificaciones o para este caso, la construcción específica de una planta, es necesario considerar un porcentaje para cubrir todas las eventualidades e imprevistos que puedan ocurrir en el transcurso de la ejecución de la obra, específicamente para este caso de estudio es de USD 9,72 millones, que viene a ser un 18% de la inversión directa permanente.

El capital total amortizable se compone de la suma de inversión directa permanente y el costo imprevisto, dando como resultado USD 63,717 millones. Finalmente, para calcular la inversión total permanente, se debe considerar el costo del terreno y la puesta en marcha de la planta, junto con el total amortizable.

La inversión total permanente debe considerar el costo de la preparación del terreno, de las instalaciones de servicios y principalmente el costo del módulo desnudo terreno y la puesta en marcha de la planta, juntamente con el total amortizable. Para finalizar la inversión total de capital es la suma del total de inversión permanente y el capital circulante obteniendo 92,798 millones de dólares.

Figura 27

Costo de inversión

En la Figura 28 se pueden observar los porcentajes representativos, Inversión total en módulos desnudos representa 61,29%, costo de preparación del terreno 1,84%, costo de las instalaciones de servicios 0,91% siendo el porcentaje más bajo dentro del global, Costos asignados a plantas de servicios e instalaciones conexas 8,59%, Costos asignados a plantas de servicios e instalaciones conexas representado por 13,09%, por otro lado, el costo del terreno representa apenas el 1,72% del total, costo de puesta en marcha de la planta con el 6,85% y finalmente el capital circulante 5,61%.

Comparación con valores estimados

En el capítulo III se estimó el costo total de la planta en aproximadamente 108,47 millones de euros convertidos en dólares para el mes de agosto del 2023 es de 118, 23 millones de dólares realizando una comparativa con el costo de inversión de capital de \$92'799.617,5 dólares. La diferencia entre el costo estimado y el calculado por el método del TCI es alrededor del 14%, esta diferencia se encuentra dentro del margen de precisión propuesto por Seider (2009) de alrededor del $\pm 50\%$.

Capítulo V

Conclusiones y recomendaciones

Conclusiones

- Fue posible desarrollar el diseño conceptual del proceso de steam cracking para una capacidad de procesamiento de 240 TMA.
- Se realizó una investigación bibliográfica que describe detalladamente el estado del arte de steam cracking desde sus raíces hasta la vanguardia hoy en día y lo define claramente.
- Fue posible establecer diagramas tipo BFD que describen de manera sencilla, pero clara el presente proceso de steam cracking, también se generaron balances de materiales para el proceso propuesto en el presente diseño conceptual que permiten proyectar los posibles resultados de los productos obtenidos, tanto los deseados como los secundarios de este tipo proyectos para una posterior evaluación económica y de factibilidad.
- Se estimaron los costos de inversión de la planta, los mismos que fueron corroborados por medio del cálculo del costo total de inversión, el cual fue \$108.47 millones escalados vs \$92.8 millones calculados, teniendo un margen de error 14% de la estimación con respecto del cálculo, valor que recae dentro del margen de precisión aceptable, según lo reporta Seider (2009).
- Es predecible esperar variaciones en los resultados como los repostados en la Tabla 35 que reporta los rendimientos en porcentaje masa vs los de la patente ya que no se consideraron esquemas de reacción diferentes para ciclos y otros tipos de compuestos, los cuales no son considerados en el presente estudio.

- La unidad de desmetanización adicional fue requerida ya que de la zona de compresión el efluente más ligero del multi compresor contenía una fracción considerable de componentes que de dos o más átomos de carbono, por lo que fue necesario redireccionar esta corriente a esta nueva unidad de desmetanización para arrastrar estos componentes C₂+ hasta la corriente original que es alimentada al tren de separación o zona de fraccionamiento, esto se debe a que la composición de la nafta de alimentación propuesta en la bibliografía de referencia son nafta de muy alta calidad teniendo contenidos parafínicos de hasta el 78% peso o bien siendo una aproximación a n-hexano puro.

Recomendaciones

- Se podría mejorar la precisión del estudio por medio de la aplicación de un esquema de reacciones más extenso que si tome en cuenta a las diferentes familias de compuestos presentes en cada nafta.
- Con el fin de mejorar la aplicabilidad de este diseño conceptual, es recomendable concebir la idea de una ligera reforma a la matriz productiva, en donde ya no se exporten en gran medida el crudo y sus derivados, sino, redireccionarlos a este tipo de industria y procesarlos de forma local a estos.
- Disponer de una caracterización para cada tipo de nafta proveniente de las refinerías para así poder simular un rendimiento más real que se podría alcanzar al procesar la mezcla de este tipo de naftas.

Bibliografía

- Castillo, M. (2007). *Teoría General del Proyecto*. Editorial Síntesis S. A.
- Chaudhuri, U. R. (2010). *Fundamentals of Petroleum and Petrochemical Engineering*. CRC Press Taylor & Francis Group.
- Chauvel, A., & Lefebvre, G. (1989). *Petrochemical Process* (2 nd editi). Editions Technip.
- CISPDR. (2016). *PLAN HIDRÁULICO REGIONAL DE DEMARCACIÓN HIDROGRÁFICA ESMERALDAS* (1ra ed.).
- Energy, O. and G. M. (2022, November 8). *Shazand (Arak) Petrochemical Company*.
<https://energy--gas.com/news/shazand-arak-petrochemical-company/>
- Gerali, F. (2019). *Thermal Cracking*. Engineering and Technology History Wiki.
https://ethw.org/Thermal_Cracking
- Jefatura de plan de desarrollo y ordenamiento, & territorial. (2015). *Plan de desarrollo y ordenamiento territorial*. Direccion de planificacion y ordenamiento territorial.
- Kraus, R. S. (1998). Petróleo y gas natural. In *Enciclopedia de salud y seguridad en el trabajo*. Ministerio de Trabajo y Asuntos Sociales Subdirección General de Publicaciones.
- Lisintuña, L. (2018). *Implementación de una metodología en los laboratorios de petroquímica de la Universidad de las Fuerzas Armadas ESPE para la caracterización de Nafta Virgen obtenida en Ecuador*. Universidad de las Fuerzas Armadas.
- Matar, S., & Hatch, L. (1994). *Chemestry of Petrochemical Processes* (2da edició). Gulf Publishing Company.
- Meyers, R. (2005). *Manual de Procesos de Producción de Petroquímicos* (2da edició).

The McGraw-Hill Companies, Inc.

OSHA. (2021). *Manual Técnico de OSHA (OTM) Sección IV: Capítulo 2*. United States Department of Labor .

Petroecuador, C. G. de I. E. E. (2013, June). El petróleo en el Ecuador la nueva era. *EP Petroecuador*.

Platas, J., & Cervantes, M. (2014). *Planeación, diseño y layout de instalaciones* (J. E. Callejas (ed.); Primera ed). Grupo editorial Patria.

Pramod, K., & Deepak, K. (1985). Modeling of Naphtha Pyrolysis. *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dec*, 24, 774–782.

Rase, H., & Barrow, M. (1977). *Ingeniería de proyectos para plantas de proceso* (Primera ed). Continental.

Repsol. (2021). *Butadieno*. <https://www.repsol.com/es/productos-y-servicios/quimica/productos/butadieno/index.cshtml>

Sandoval, J. (2007). *Diseño de guía para especificaciones de hornos de refinería y simulación por HTRI-Xfh*. Universidad Simón Bolívar.

Seddon, D. (2010). *Petrochemical Economics* (G. J. Hutchings (ed.)). World Scientific Publishing Co. Pte. Ltd.

Seider, W., Seader, J., Lewin, D., & Widagdo, S. (2009). *Product and process design principles Synthesis, Analysis, and Evaluation* (I. Joey Wiley & Sons (ed.); 3ra ed.).

SENAE. (2021). *Importaciones*. <https://www.aduana.gob.ec/>

Smith, R. (2005). *Chemical Process Design and Integration*. McGraw Hill.

Spitz, P. H. (2019). *Primed for Success: The Story of Scientific Design Company- How*

Chemical Engineers Created the Petrochemical Industry. Springer.

<https://doi.org/https://doi.org/10.1007/978-3-030-12314-7>

Subgerencia de Programación y Regulación Dirección Nacional de Síntesis

Macroeconómica. (2021). *Evolución de la Balanza Comercial Enero – Abril 2021*.

Towler, G., & Sinnott, R. (2008). *Chemical Engineering Desing*. Elsevier Inc.

Vasudev, H., Yun, C., Luke, N., & Fanxing, L. (2018). Intensification of Ethylene

Production from Naphtha via a Redox Oxy-Cracking Scheme: Process Simulations and Analysis. *Enginnering*, 4, 714–721.

Walter, V., François, B., Ineke, C., & Wolfgang, G. (2013). *Debottlenecking of a steam cracker unit to enhance propylene production*.

La vanguardia

Tarragona.<https://www.lavanguardia.com/local/tarragona/20141103/54418873887/rep-sol-cracker-refineria-tarragona.html>

Robert G. Cooper (1986). Perspective: The Stage-Gates Idea-to-Launch Process—
Update,

What's New, and NexGen Systems. <https://doi.org/10.1111/j.1540-5885.2008.00296.x>

Anexos