EVALUACIÓN DE LA CAPACIDAD DE LOS PRINCIPALES EQUIPOS DE PROCESOS DE LAS UNIDADES DE DESTILACIÓN PRIMARIA Y AL VACÍO PARA INCREMENTO DE PRODUCCIÓN DE LA REFINERÍA TALARA

LUIS ARTURO TORRES MELCHOR

ÁLVARO JOSÉ PÉREZ CORTES

UNIVERSIDAD DE SAN BUENAVENTURA SECCIONAL CARTAGENA

FACULTAD DE INGENIERÍAS, ARQUITECTURA, ARTES Y DISEÑO

ESPECIALIZACIÓN EN INGENIERÍA DE PROCESO DE REFINACIÓN DE PETRÓLEO Y PETROQUÍMICOS BÁSICOS

CARTAGENA

2014

EVALUACIÓN DE LA CAPACIDAD DE LOS PRINCIPALES EQUIPOS DE PROCESOS DE LAS UNIDADES DE DESTILACIÓN PRIMARIA Y AL VACÍO PARA INCREMENTO DE PRODUCCIÓN DE LA REFINERÍA TALARA

LUIS ARTURO TORRES MELCHOR

ÁLVARO JOSÉ PÉREZ CORTES

Trabajo de grado presentado para optar al título de Especialista en Ingeniería de Procesos de Refinación de Petróleo y Petroquímicos básicos

Asesor

Manuel Baquero Nova, Magíster en Investigación y Tecnologías Educativas

UNIVERSIDAD DE SAN BUENAVENTURA SECCIONAL CARTAGENA

FACULTAD DE INGENIERÍAS, ARQUITECTURA, ARTES Y DISEÑO

ESPECIALIZACIÓN EN INGENIERÍA DE PROCESO DE REFINACIÓN DE PETRÓLEO Y PETROQUÍMICOS BÁSICOS

CARTAGENA

2014

A Dios que es mi guía en todo momento, a la memoria de mi madre ***Alejandra Melchor Alcántara*** *que le debo todo lo que soy el día de hoy y que desde el cielo sigue compartiendo mis alegrías. A mi padre, mis hermanos y mi novia que me brindaron un gran apoyo en todo momento.*

Luis Arturo Torres Melchor

A Dios por guiar y acompañar el transcurrir de mi vida, dándome fortaleza y sabiduría.

A mi mamá y mi hermana por todo el apoyo incondicional que me han brindado en todos estos años, por alentarme en los momentos más difíciles de mi vida, brindando siempre motivos para luchar y seguir adelante.

A la memoria de mi padre ***Álvaro Alberto Pérez Ortiz*** *quien me brindo todo su apoyo durante mi infancia y adolescencia.*

Álvaro José Pérez Cortes

AGRADECIMIENTOS

A Dios por regalarnos el don de la vida y darnos claridad en los momentos difíciles

A nuestras familias por el amor y el apoyo brindado

Al Mg. Manuel Baquero Nova por su orientación y confianza.

A nuestros profesores de la especialización IPRPPB VII Cohorte por sus enseñanzas, conocimientos y aportes.

CONTENIDO

pág.

INTRODUCCIÓN 13

1.PROBLEMA DE LA INVESTIGACIÓN 15

1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA 15

1.2 FORMULACION DEL PROBLEMA 15

1.3 JUSTIFICACIÓN 16

1.4 OBJETIVOS 16

1.4.1 Objetivo general. 16

1.4.1.1 Objetivos específicos. 16

2. MARCO DE REFERENCIA 17

2.1 MARCO HISTORICO 17

2.2 INVESTIGACIONES PREVIAS 17

2.3 BASES TEÓRICAS. 18

2.3.1 Descripción general. 18

2.3.1.1 Refinación de petróleo. 18

2.3.1.2 Procesos de refinación del petróleo. 18

2.3.2 Unidad de destilación primaria. 21

2.3.2.1 Bases de diseño y simulación. 21

2.3.2.2 Configuración del proceso. 23

2.3.2.3 Propiedades de productos. 24

2.3.2.4 Filosofía de diseño. 25

2.3.2.5 Especificaciones preliminares – simulación de unidad de destilación de crudo. 25

2.3.3 Unidad de destilación al vacío. 38

2.3.3.1 Mezcla de petróleo crudo. 38

2.3.3.2 ¿Por qué necesitamos una unidad de destilación al vacío? 38
2.3.3.3 Dos tipos de unidad de destilación al vacío. 39
2.3.3.4 Columna de Destilación al Vacío. 40
2.3.3.5 Criterio de operación. 40
2.3.3.6 Condiciones de operación. 41
2.3.3.7 Consideraciones de diseño. 41
2.4 MARCO LEGAL 45
2.4.1 Disposiciones legales. 45
2.4.2 Normas internacionales. 46
2.5 MARCO CONCEPTUAL 46
3. DISEÑO METODOLÓGICO 47
3.1 DISEÑO DE LA INVESTIGACIÓN 47
3.2 ENFOQUE DE LA INVESTIGACIÓN 47
3.3 TIPO DE INVESTIGACION 47
3.4 TECNICAS DE RECOLECCION DE LA INFORMACION 47
3.5 HIPOTESIS 47
3.6 VARIABLES 48
3.7 OPERACIONALIZACION DE VAIRABLES 48
3.8 PROCESAMIENTO DE LA INFORMACION 48
4. RESULTADOS 50
4.1 ESQUEMA ACTUAL DE LA REFINERÍA. 50
4.1.1 Esquema actual de la unidad de destilación primaria. 50
4.1.2 Esquema actual de la unidad de destilación al vacío. 50
4.1.3 Especificaciones de los productos. 51
4.2. ETAPA DE RECOLECCIÓN DE DATOS. 51
4.2.1 Datos de operación de la unidad de destilación primaria. 51
4.2.2 Datos de operación de la unidad de destilación al vacio. 53
4.2.3. Assay de crudos. 53

4.3 CARACTERIZACIÓN DE CRUDOS 56
4.4 SIMULACIÓN Y EVALUACIÓN 59
4.4.1 Simulación de equipos principales de la *UDP* y *UDV* actual. 59
4.4.2 Evaluación de equipos secundarios de la *UDP* y *UDV* actual. 62
4.4.2.1 UDP – Bombas de procesos. 64
4.4.2.2 UDP – Intercambiadores de calor. 64
4.4.2.3 UDP – Horno atmosférico. 64
4.4.2.4 UDV – Bombas de procesos. 64
4.4.2.5 UDV – Intercambiadores de calor. 64
4.4.2.6 UDV – Eyectores. 67
4.4.2.7 UDV – Horno de vacío. 67
4.4.2.8 UDV – Recipientes. 67
4.5 DISEÑO 67
4.5.1 Simulación y dimensionamiento de equipos principales para unidades nuevas. 67
4.5.2 Selección y dimensionamiento de equipos secundarios de la UDP y UDV. 72
CONCLUSIONES 73
RECOMENDACIONES 74
BIBLIOGRAFÍA 75

LISTA DE FIGURAS

pág

Figura 1. Diagrama de unidad de destilación primaria y al vacío. 20
Figura 2. Diagrama de Bloques de una Refinería Compleja 20
Figura 3. Etapas del desarrollo de ingeniería 22
Figura 4. Diagrama de flujo en bloques de la columna de destilación primaria. 24
Figura 5. Diagrama de flujo en bloques de la UDP. 24
Figura 6. Configuración del proceso de la columna pre-fraccionadora. 27
Figura 7. Configuración del proceso del recipiente pre-flash. 28
Figura 8. Arreglo típico de una unidad de destilación primaria. 29
Figura 9. Configuración de dos acumuladores de tope. 30
Figura 10. Configuración de *pumparound* de tope y un acumulador tope. 31
Figura 11. Configuración de tope típico. 31
Figura 12. Reflujo circulante *pumparounds.* 33
Figura 13. Efecto del aumento de vapor en un despojador lateral de diesel. 34
Figura 14. Esquema de un despojador lateral. 35
Figura 15. Zona *flash.* 36
Figura 16. Esquema de los rangos de ebullición de los productos de destilación. 38
Figura 17. Configuración UDP y UDV. 39
Figura 18. Configuración de una UDV. 40
Figura 19. UDV típico con y con pre-condensador. 42
Figura 20. Configuración de la zona de lavado. 44
Figura 21. Arrastre en la sección de lavado. 45
Figura 22. Unidad de destilación primaria 51
Figura 23. Unidad de destilación al vacío. 52
Figura 24. Curva de destilación TBP del crudo Talara 57
Figura 25. Curva de destilación TBP del crudo COE 57
Figura 26. Curva de destilación TBP del crudo Napo 57
Figura 27. Distribución de corte de destilación de la mezcla actual “Carga Crudo” 58

Figura 28. Curva de destilación TBP de la mezcla actual “Carga Crudo” 58
Figura 29. Distribución de corte de destilación de la mezcla actual “Crudo Diseño” 58
Figura 30. Curva de destilación TBP de la mezcla actual “Crudo Diseño” 59
Figura 31. Modelo teórico de la columna principal de la UDP (T-101) 60
Figura 32. Modelo teórico de la columna principal de la UDV (VV-1) 61
Figura 33. Diagrama de flujo en Aspen Hysys de fraccionadoras de UDP y “UDV preliminar”. 62
Figura 34. Diagrama de flujo en Aspen Hysys de fraccionadora UDV completo. 62
Figura 35. . Validación – Comparación de rendimientos actuales de productos. 63
Figura 36. Diagrama de flujo simplificado de equipos secundarios de UDP existente. 65
Figura 37. Diagrama de flujo simplificado de equipos secundarios de UDV existente. 66
Figura 38. Modelo teórico de la columna principal de la UDP 68
Figura 39. Modelo teórico de la columna principal de la UDV. 69
Figura 40. Diagrama de flujo en Aspen Hysys de la UDP nueva. 70
Figura 41. Diagrama de flujo en Aspen Hysys de la UDV nueva. 71

LISTA DE TABLAS

pág

Tabla 1. Condiciones de límites de batería. 23

Tabla 2. Temperatura de corte de productos. 23

Tabla 3. Desfase o gap de fraccionamiento para productos de UDP 37

Tabla 4. Eficiencia de platos o etapas típicas. 37

Tabla 5. Operacionalización de variables. 49

Tabla 6. Especificaciones principales de productos 52

Tabla 7. Datos de operación actual y características de la UDP 53

Tabla 8. Datos de operación actual y características de la UDV 54

Tabla 9. *Assay* de crudo Talara 55

Tabla 10. *Assay* de crudo Oriente (COE) 55

Tabla 11. *Assay* de crudo Napo 56

Tabla 12. Validación - Rendimientos actuales de productos en *UDP* y *UDV*. 63

Tabla 13. Evaluación - Rendimientos proyectados de productos en *UDP* y *UDV.* 63

Tabla 14. Diseño - Rendimientos proyectados de productos en UDP y UDV. 71

Tabla 15. Diseño – Dimensiones y características de secciones de columna fraccionadora de UDP 72

Tabla 16. Diseño – Dimensiones y características de secciones de columna fraccionadora de UDV 72

Tabla 17. Especificaciones de productos calculadas con el simulador. 72

RESUMEN

El presente trabajo se enfoca en el desarrollo de una metodología de evaluación de los equipos principales de la unidad de destilación primaria *UDP* y unidad de destilación al vacío *UDV*, mediante el uso del simulador de procesos *Aspen Hysys*. La metodología presentada es usada para analizar el aumento de capacidad de estas unidades, debido a los nuevos requerimientos que tendrá la refinería Talara en el futuro.

Cabe destacar, que se realizó la discriminación de datos de partida que se usaron en el presente trabajo, que permitió obtener una buena representación de los resultados con el simulador.

Inicialmente, se realizó la caracterización de la mezcla de crudos actuales (relativamente ligero) y de la mezcla de crudos futuros (relativamente pesado), el simulador permitió realizar la caracterización con la creación de componentes hipotéticos en el rango recomendable para una buena reproducción de resultados.

Posteriormente, se realizó la simulación de los equipos principales existentes, de acuerdo a los datos recolectados de planta. Los modelos obtenidos fueron la representación de los equipos existentes que permitieron dar el punto de partida para analizar el aumento de carga y el cambio de carga de crudo futuro.

Para alcanzar el objetivo de procesamiento futuro en ambas unidades se realizó el modelamiento de nuevos equipos y como parte de los resultados se presenta las dimensiones y características principales de estos equipos.

Debido a las características de los equipos existentes y a los nuevos requerimientos, se tiene consideraciones y recomendaciones de procesos, mecánica y metalurgia para los equipos existentes que podrían continuar en operación.

INTRODUCCIÓN

La industria mundial está enfrentando una serie de retos en la oferta y demanda de productos asociados a cambios en las características del petróleo crudo disponible en el mercado. Los requerimientos de calidad de los combustibles son cada vez más estrictos, la reducción de su impacto ambiental implican modificaciones continuas en la configuración y complejidad de las refinerías para lograr márgenes de refinación más altos.

Uno de los principales problemas que genera la creciente demanda en el mercado de combustibles es la necesidad de ampliar la capacidad de producción de las refinerías de petróleo existentes, pero debido al alto costo de la infraestructura para la refinación del petróleo surge la necesidad de saber cuántos y cuáles equipos nuevos deberían adquirirse para el aumento de la capacidad de la planta.

La presente investigación plantea una alternativa que permite evaluar la capacidad de los principales equipos que forman parte de la unidad de destilación primaria y unidad de destilación al vacío para el incremento de producción de la refinería Talara.

La fundamentación del presente estudio se basa en información sobre el estado del arte de plantas de refinación de petróleo de todo el mundo, brindada en los seminarios de diseño de equipos y procesos de refinación de *universal oil products* (UOP).

La herramienta que permite predecir los efectos del aumento de capacidad en los principales equipos existentes en la UDP y UDV de la refinería Talara es la suite o paquete de *aspenONE,* que es el software de diseño conceptual y optimización líder en la industria usado por los fabricantes, plantas y licenciadores de procesos más grandes del mundo. Mediante el uso de leyes y fundamentos científicos que permitieron seleccionar y dimensionar los nuevos equipos para alcanzar el objetivo planteado de la refinería.

Todo el esfuerzo de los investigadores los llevo, después de arduas jornadas de trabajo a la obtención de importantes resultados entre los que se destaca, El modelo de simulación en Aspen Hysys de las unidades existentes, que ha permitido conocer de forma conceptual la capacidad máxima a la que pueden operar los equipos existentes en la UDP y UDV de la refinería Talara.

La conclusión más importante a la que llegaron los autores del presente trabajo se refiere a que la columna fraccionadora de la unidad de destilación primaria existente no puede continuar en operación. Por tal razón, se debió diseñar una nueva columna fraccionadora.

Mayor información sobre el contenido del presente trabajo podrán encontrarla los lectores al entrar en contacto directo con los diferentes capítulos que constituyen el cuerpo del mismo.

1. PROBLEMA DE LA INVESTIGACIÓN

Evaluación de la capacidad de los equipos principales de la unidad de destilación primaria y unidad de destilación al vacío mediante el uso de software de simulación de procesos para el incremento de producción de la refinería Talara.

1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

La creciente demanda en el mercado de combustibles genera la necesidad de ampliar la capacidad de producción de las refinerías existentes. En el mundo existen refinerías tradicionales, de conversión profunda y de conversión muy profunda, todas las anteriores tienen en su configuración de procesos las unidades de destilación primaria y al vacío que realizan la primera e importante etapa de separación en una refinería de petróleo.

El incremento de la producción en una refinería de petróleo implica operar equipos existentes a su máxima capacidad e incluso optar por alternativas de reemplazo debido a la mayor exigencia, el costo asociado a estos cambios en UDP y UDV podría representar entre el 20 y 70% de la infraestructura existente en la planta.

1.2 FORMULACION DEL PROBLEMA

El contexto descrito anteriormente llevo a los investigadores al planteamiento de los siguientes interrogantes.

¿El software de simulación Aspen Hysys permitirá evaluar la capacidad de los principales equipos en la unidad de destilación primaria y en la unidad de destilación al vacío para el incremento de producción de la refinería Talara?

¿Los equipos existentes de estas unidades servirán o podrán ser utilizados para el incremento de producción de la refinería Talara?

¿Cuántos y cuáles equipos nuevos deberá adquirir la refinería para el aumento de capacidad?

¿Cuáles serán los impactos en el esquema de refinación y la futura operación de la refinería Talara?

1.3 JUSTIFICACIÓN

La presente investigación pretende contribuir con el planteamiento de una alternativa de evaluación que permita identificar los equipos existentes que deben ser reemplazados y realizar la adecuada selección de equipos nuevos. También garantizar la operabilidad confiable y segura de las unidades de destilación primaria y al vacío debido a los futuros cambios de configuración y asegurar un consumo de energía responsable tratando de minimizar los impactos ambientales para la futura expansión o incremento de producción de estas unidades en la refinería Talara.

De acuerdo a lo anterior, la unidad de ingeniería y/o de proyectos en la refinería de petróleo deberá asegurar y considerar que parte de los equipos existentes pueden seguir en operación para el nuevo objetivo de la planta.

Este trabajo presenta los resultados de la evaluación técnica para el incremento de capacidad de la refinería Talara.

El grupo investigador deja constancia que cuenta con los recursos materiales, técnicos y financieros para la elaboración de este proyecto.

1.4 OBJETIVOS

1.4.1 Objetivo general. Evaluar, mediante el uso de software de simulación, la capacidad de los principales equipos que forman parte de la unidad de destilación primaria y unidad de destilación al vacío para el incremento de producción de la refinería Talara.

1.4.1.1 Objetivos específicos. Realizar un análisis de búsqueda de las alternativas existentes de evaluación de equipos principales de procesos de refinación de petróleo, para mejorar la comprensión y análisis de la investigación.

Comprender los diferentes procesos que se llevan a cabo en las unidades de destilación primaria y al vacío en una refinería de petróleo.

Enfatizar acerca de los principios fundamentales aplicados a los principales equipos de procesos de refinación de petróleo.

Desarrollar un modelo de simulación en *Aspen Hysys* de la *UDP* y *UDV* de la refinería de Talara.

Evaluar la capacidad de los principales equipos existentes, a partir del modelo de simulación realizado.

Proponer y dimensionar los principales equipos nuevos que permitan cumplir la nueva capacidad de la refinería Talara.

2. MARCO DE REFERENCIA

2.1 MARCO HISTORICO

Desde el descubrimiento del petróleo, la utilización racional de las fracciones que lo componen ha influido fuertemente en el desarrollo de los diversos procesos, así como su inclusión en el esquema del refino.[1]

La capacidad instalada de refinerías de petróleo a escala mundial se ha visto incrementada en los últimos 25 años en un 8,3%, existiendo en la actualidad una capacidad máxima de refino de más de 87,5 MMBSPD. Además de aumentar la capacidad instalada en el periodo mencionado, el número de barriles refinados se ha visto incrementado gracias a un mayor aprovechamiento de las infraestructuras existentes.

El crecimiento de la demanda mundial de combustibles ha ocasionado la expansión de la capacidad mundial de refinación durante la presente década. Entre 2008 y 2013 se han llevado a cabo más de 500 proyectos de refinación a nivel mundial, incluyendo ampliaciones de capacidad, instalación de unidades de alta conversión y plantas de hidrotratamiento. Esta situación ha generado un incremento de entre 50 y 100% del costo de la infraestructura para refinación.[2]

2.2 INVESTIGACIONES PREVIAS

Después de una rigurosa búsqueda de antecedentes se pudo establecer la existencia de 3 estudios que por su naturaleza y características se estima que guarda relación directa e indirecta con el presente estudio a saber:

Título. *ENGINEERING DESIGN SEMINAR UOP – CRUDE DISTILLATION UNIT DESIGN AND VACCUM DISTILLATION UNIT DESIGN*

Autores: Licenciador de Tecnologías *UOP* – Houston USA.

Fecha: 2010

El seminario de diseño de equipos y procesos de refinación de *UOP* es un curso especializado abierto sólo para profesionales y clientes de la empresa en mención que brinda información sobre el estado del arte en plantas de refinación de

[1]El Petróleo Historia Y Refino, Patricia Casas Blanco, 2010, Pag 73.

[2]El Petróleo Y La Energía En La Economía, JoseOrmaecheAsumendi Et Al., 2008, Pag.33.

petróleo de todo el mundo, como también las lecciones aprendidas a lo largo de los 80 años de experiencia en el sector.

En este capítulo, el seminario enfatiza en el diseño y evaluación de las unidades de destilación primaria y al vacío, presentando pautas y criterios que permiten realizar un análisis adecuado y riguroso de estas instalaciones.

Título. *REVISIÓN DE HEURÍSTICAS Y CONCEPTOS PARA EL DISEÑO DE EQUIPOS UTILIZADOS EN PROCESOS DE REFINACIÓN DEL PETRÓLEO*

Autores: Amador Falcón Jorge Andrés, Chavarro Hernandez Karen Julieth – Monografía de Compilación para optar el Título de Ingeniero Químico de Universidad de San Buenaventura Seccional Cartagena Colombia.

Fecha: 2013

La investigación aporta información relacionada a reglas heurísticas generales de diseño en equipos de procesos de refinación de petróleo. También, descripción sobre información de documentos y diagramas referidos a equipos de procesos para tener en cuenta en la información de partida de nuestra investigación.

Título. *DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA Y AL VACÍO EN LA INDUSTRIA DEL PETRÓLEO*

Autores: Ricardo P. Rodrigo R., Alexis R. Velásquez Barrios – Revista Digital Ingeniator ISSN 2027–9396 – Especialización en Ingeniería de Procesos de Refinación y Petroquímicos Básicos de Universidad de San Buenaventura Seccional Cartagena Colombia.

Fecha: 2013

La investigación aporta información sobre la descripción del proceso de destilación del petróleo, los equipos utilizados, así como las variables más importantes a tener en cuenta durante el fraccionamiento del petróleo en una refinería.

2.3 BASES TEÓRICAS.

2.3.1 Descripción general.

2.3.1.1 Refinación de petróleo. La refinación de petróleo consiste en el empleo de sustancias químicas, catalizadores, calor y presión para separar y combinar los tipos básicos de moléculas de hidrocarburos que se hallan de forma natural en el petróleo crudo, transformándolos en grupos de moléculas similares[3].

2.3.1.2 Procesos de refinación del petróleo. Normalmente el petróleo crudo contiene agua, sales inorgánicas, sólidos en suspensión y compuestos metálicos

[3]Proceso de refino del petróleo, Petróleo Y Gas Natural, Richard S.Kraus; Pag.7.

solubles en agua. El primer paso del proceso de refinación consiste en eliminar estos contaminantes mediante el desalado, a fin de reducir la corrosión, el taponamiento y la formación de incrustaciones en los equipos aguas abajo, y evitar el envenenamiento de los catalizadores en las unidades de conversión[4].

El proceso de desalado del crudo se realiza a temperaturas más altas respecto a su almacenamiento en el patio de tanques, por ello el crudo debe ser previamente calentado en el llamado *primer tren de intercambio de calor* con los productos calientes provenientes de las columnas de destilación.

El crudo desalado se sigue calentando en el llamado s*egundo tren de intercambio de calor* con las corrientes extraídas de la columna de destilación y se alimentan a un horno atmosférico donde alcanza la temperatura requerida para el fraccionamiento en la columna de destilación.

El horno atmosférico transfiere calor al crudo principalmente en las zonas radiante y convectiva, la fuente de energía es producida a través de la combustión de gas natural o un combustible líquido.

El siguiente paso en la refinación de petróleo es el fraccionamiento del crudo en la columna de *UDP*. El petróleo crudo proveniente del horno atmosférico se separa físicamente en diferentes fracciones por destilación, diferenciadas por puntos de ebullición específicos, y clasificadas, por orden decreciente de volatilidad, en gases, destilados ligeros, destilados intermedios, gasóleos y residuo.[5]

La columna de *UDP*, junto con sus elementos auxiliares, es el proceso principal en todas las refinerías. Su propósito es destilar petróleo crudo en varias fracciones, las cuales son alimentadas a diferentes unidades aguas abajo y retiradas como productos.

En una refinería convencional o de conversión profunda, las unidades de destilación de crudo están compuestas por la *UDP* y *UDV,* ver figura 1, ambas producen fracciones y destilados ligeros que son productos finales y/o necesitan un tratamiento final. La *UDV* procesa la corriente de fondos de la columna de *UDP* y está conformada por el horno de vacío y la columna de destilación al vacío.

La refinería convencional tiene los siguientes procesos: unidad de destilación primaria y al vacío, *unidad de craqueo catalítico fluidizado (FCC)* y otras unidades de tratamiento y/o servicios, mientras que la refinería de conversión profunda presenta diversas unidades de procesamiento de crudo, como se muestra en la figura 2.

[4]Proceso de refino del petróleo, Petróleo Y Gas Natural, Richard S.Kraus; Pag.7.

[5]Proceso de refino del petróleo, Petróleo Y Gas Natural, Richard S.Kraus; Pag.8.

Figura 1. Diagrama de unidad de destilación primaria y al vacío[6].

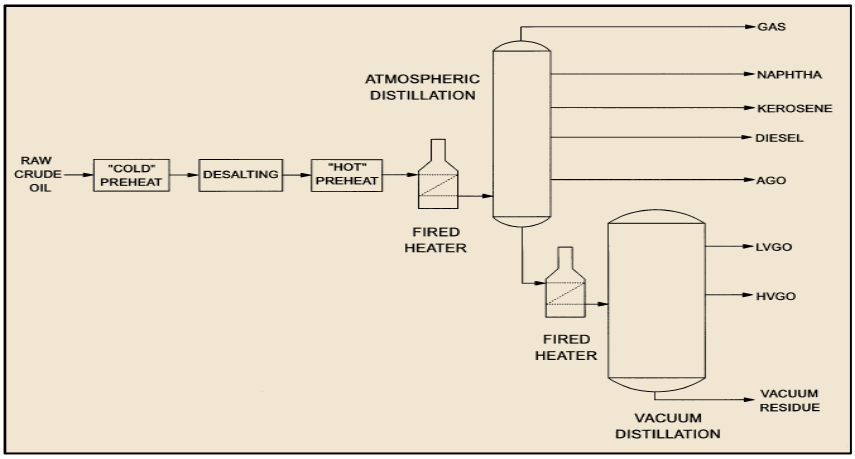
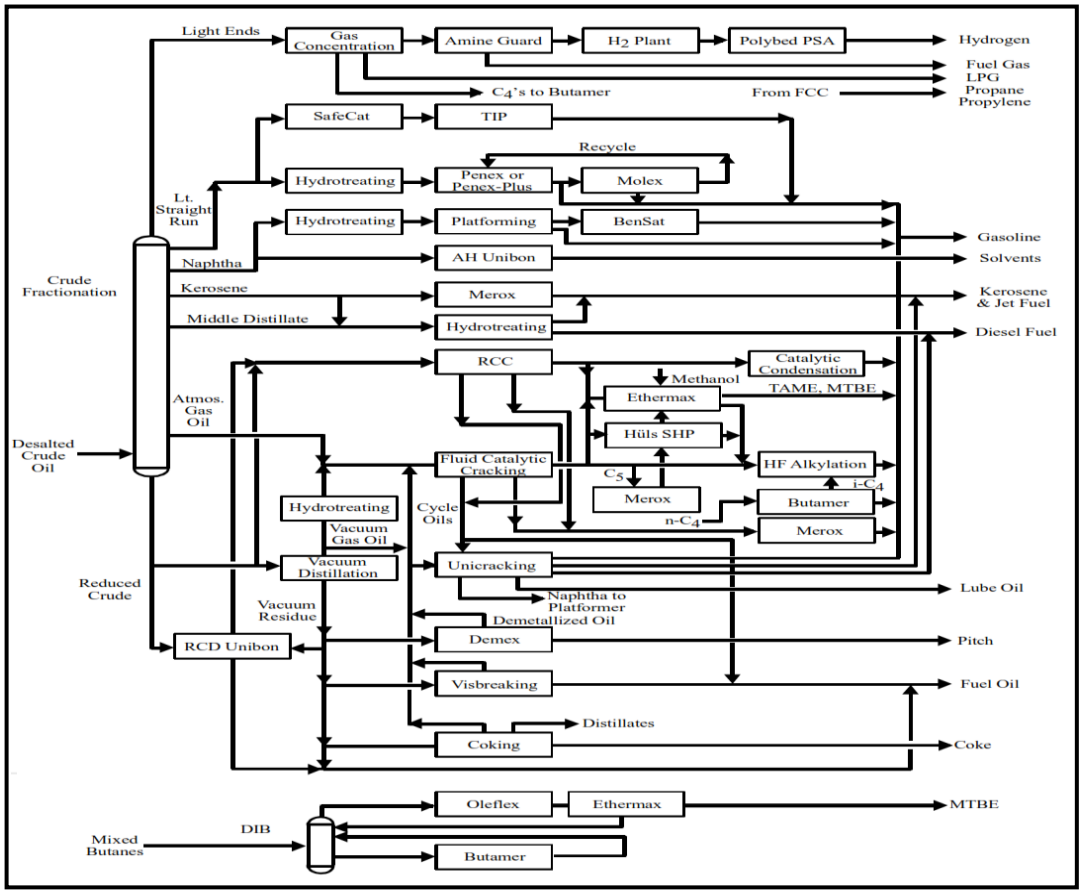


Figura 2. Diagrama de Bloques de una Refinería Compleja[7]



[6]Practical Considerations for Crude Units Revamps– Tony Barletta& Gary Martin Process Consulting Services Inc. Petroleum Technology Quarterly Q41998.Pag.1

[7]Crude Column Design – UOP Training Services, Pag.4.

2.3.2 Unidad de destilación primaria[8].

2.3.2.1 Bases de diseño y simulación. La columna de destilación primaria representa una configuración particular del tipo de separación de hidrocarburos usada en numerosas unidades de proceso de refinación. Las técnicas de cálculo para esta columna son semejantes a la columna principal de una *unidad FCC* o a una fraccionadora de productos de una unidad de *hidrocraqueo*.

En la unidad de destilación primaria se tiene una cantidad numerosa de productos y procesos. La figura 2, muestra una gran variedad de tecnologías de refinación y no representa un esquema de refinación específico.

De esta figura se pueden resaltar dos puntos:

1) La mayoría de los productos de la unidad de destilación primaria son reprocesados en unidades posteriores. Por lo tanto, en una refinería de petróleo, la unidad de destilación primaria no determina las especificaciones ni el rendimiento del producto final.

2) Todas las conversiones y unidades de producto finalizado aguas abajo dependen de la *UDP* para su alimentación.

Estos dos puntos definen una tendencia general en la operación de la unidad de destilación primaria. La calidad del producto en la *UDP* podría no ser importante, pero el rendimiento y la disponibilidad son siempre de vital importancia.

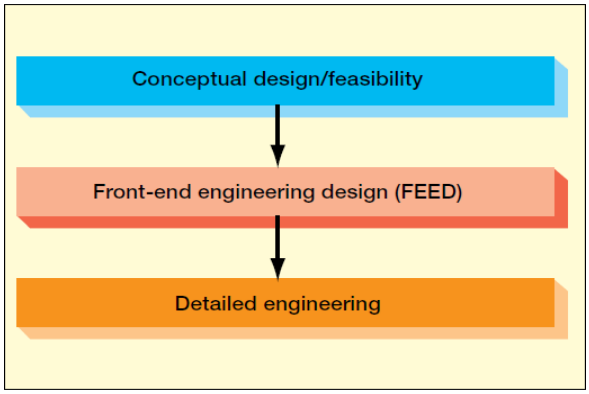
En el presente trabajo se presenta los esquemas y decisiones necesarias para realizar una evaluación y un diseño siguiendo una serie de pasos similares a los que un ingeniero de procesos utilizaría en un diseño real. Usaremos herramientas de simulación termodinámica y/o hojas de cálculo para evaluar los equipos de procesos en la *UDP* y *UDV*.

Antes de evaluar o diseñar cualquier unidad, se requiere definir las bases de diseño y de simulación. El primer paso para el desarrollo de una evaluación o diseño es definir un alcance, que establecerá los modos de operación y el nivel de detalle del diseño. Ya que en la *UDP* no hay procesos de conversión, esta unidad estará limitada por el número de modos de operación que esta realice. La variable principal en una *UDP* es el tipo de alimentación.

El nivel de detalle para un estudio (ver figura 3) está determinado por la cantidad de información que se disponga para realizarlo. Un análisis o estudio de factibilidad “aproximado” se puede hacer con el *assay* de un crudo y algunas estimaciones de servicios. Un f*ront end engineering design* (*FEED)* detallado requerirá mucha más información. Sin embargo, el objetivo de ambos estudios es una lista de equipos que puede ser utilizada para crear un estimado de costos. La precisión del estimado de costos será una función del nivel de detalle del estudio.

[8]Engineering Design Seminar, Licenciador de Tecnologías UOP - Houston USA, 2010.

Figura 3. Etapas del desarrollo de ingeniería[9]



La base de diseño para este estudio de expansión será de 95.000 BSPD de crudo Napo y Talara[10]. Las propiedades se derivan del *assay* de crudo. Las condiciones de operación de una planta podrían ser otra fuente de información, asumiendo que el refinador tiene acceso a los datos de otra unidad con un crudo de alimentación semejante.

Para este estudio definiremos casos alternativos o un caso de baja carga *turndown*. La práctica normal define una alimentación ligera, una alimentación pesada y una carga mínima de alimentación. Otro caso alternativo podría ser operar la *UDP* cuando la *UDV* está fuera de servicio *shutdown*.

En la tabla 1 se muestra que los productos con alta presión de vapor como la nafta o gasolina y el turbo o jet deben ser enfriados a 100 °F, los otros como el diesel y gasóleo atmosférico a 120 °F para permitir enfriar estos productos con los aeroenfriadores, y el crudo reducido a 175 °F para ayudar al bombeo mientras se encuentre por debajo del punto de ebullición del agua. Tenga en cuenta que para estas temperaturas no se asume la integración con otras unidades. Generalmente el crudo reducido se envía directamente, sin enfriamiento, a una unidad de vacío. Asimismo el diesel y el gasóleo atmosférico son llevados a altas temperaturas, sin pasar por los aeroenfriadores, a otras unidades de operación.

Para la evaluación de la *UDP* y *UDV* a nivel conceptual, se debería tomar en cuenta las limitaciones de las unidades existentes mediante una prueba llamada *test performance* para conocer las limitaciones reales y ser tomadas en cuenta en el modelamiento con el software de procesos, sin embargo hay estudios que pueden realizarse sin esa prueba en planta pero que luego deberá ser comparada para la verificación y consideración de los cuellos de botella *bottlenecks* de las unidades en mención.

---

[9]Revamping Conceptual Process Design – Tony Barletta & Gary Martin Process Consulting Services Inc. Petroleum Technology Quarterly Q1 2002.Pag.1.

[10] Nueva mezcla de crudo, de acuerdo a perspectiva y estudio de mercado de expansión de la refinería Talara.

Tabla 1. Condiciones de límites de batería.

Serie de condiciones límites	psig	°F (*)
Líquido de tope de debutanizadora	200	------
Nafta debutanizada	50	100
Turbo jet o kerosene	50	100
Diesel	50	120
Gasóleo atmosférico	50	120
Crudo reducido	-------	175

*Nota: Tenga en cuenta que las temperaturas de las unidades operativas pueden ser mayores

Para el diseño de la *UDP*, se debe determinar el rendimiento de los productos a partir del *assay* del crudo de diseño. Los productos pueden ser definidos por las especificaciones técnicas de productos, tales como API, Destilación ASTM, etc., o por las especificaciones de rendimiento, tales como puntos de corte TBP en crudo o combinaciones de ambos.

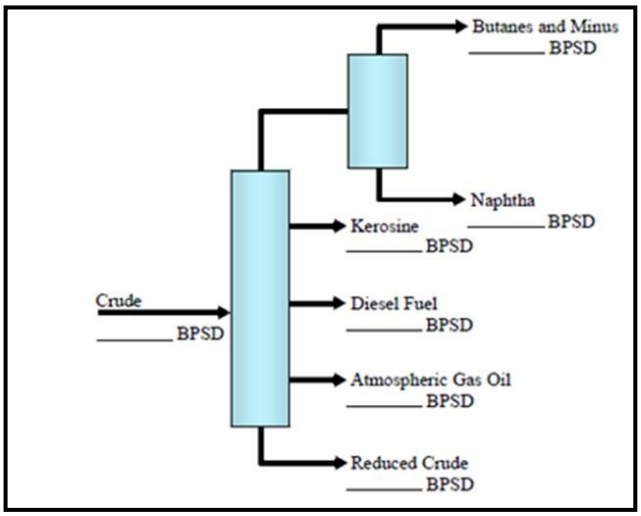
Las propiedades de los productos y los puntos de corte TBP, ver tabla 2, son definidos por una programación lineal que tiene sus limitaciones y las propiedades finales de los productos deberán ser verificados por el ingeniero de procesos.

Tabla 2. Temperatura de corte de productos.

Corrientes	Puntos de cortes TBP, °F
Light Straigh Run	C5-200
Nafta	200-375
Turbo jet o kerosene	375-525
Diesel	525-600
Gasóleos	600-675
Crudo reducido	675 o mas

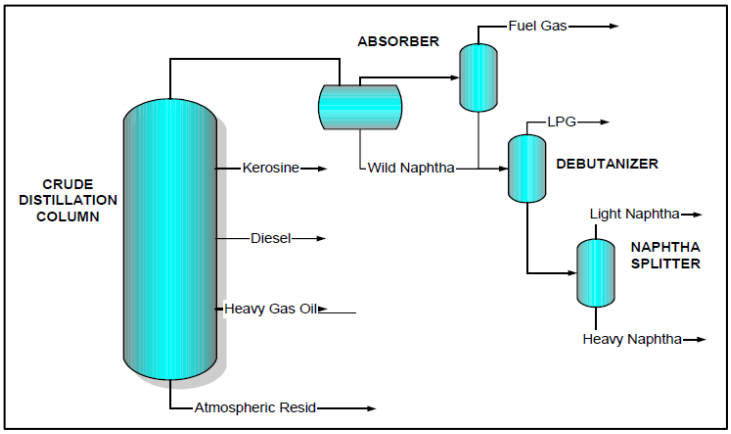
2.3.2.2 Configuración del proceso. En cualquier diseño de procesos, uno de los primeros objetivos a cumplir es determinar el esquema de flujo de proceso completo. A veces se usan diagramas de flujo de bloques, como el que muestra la figura 4 para una columna de destilación primaria. En muchos diseños de unidades nuevas, los requerimientos de alimentación y productos son dados como parte de las bases de diseño.

Figura 4. Diagrama de flujo en bloques de la columna de destilación primaria[11].



A mayor número de extracciones laterales se tendrá más productos ligeros. La mayoría de los refinadores eligen dividir la nafta en la UDP y despojar los componentes ligeros del GLP como lo muestra la figura 5. Sin embargo, otros refinadores consideran la extracción de nafta pesada lateralmente y nafta liviana por el tope de la columna principal.

Figura 5. Diagrama de flujo en bloques de la UDP[12].



2.3.2.3 Propiedades de productos. Para un *assay* de crudo los puntos de corte TBP y los flujos volumétricos de productos son intercambiables. Los puntos de corte para un tipo de crudo diferente, tendrán diferente volumen asociado y podría tener diferentes puntos de corte TBP.

[11]Crude Column Design – UOP Training Services.Pag.12.

[12]Crude Column Design – UOP Training Services. Pag.13.

Mientras más propiedades de productos puedan ser determinadas desde el a*ssay* de crudo, la precisión de estos estimados puede ser mejorada a través de datos de simulación. Los datos para puntos de corte de destilación (D-86 o D-1160) y presión de vapor serán mucho más precisas usando modelos de simulación termodinámica tales como *Aspen Hysys* o *Aspen Plus*.

Otras propiedades tales como el contenido de azufre y el punto de fluidez pueden también ser entradas en las herramientas de simulación. Sin embargo, para propósitos de diseño normalmente no existe una gran necesidad de precisión de estos valores.

2.3.2.4 Filosofía de diseño. La flexibilidad de un diseño será dependiente del rango de los casos de diseño que sean definidos. Si una columna es diseñada sólo para un crudo ligero, su sistema de tope será limitado para crudos más ligeros que este, y el sistema de fondos no será capaz de procesar crudos más pesados que este. Es importante considerar un rango de operaciones que brinde margen y permita flexibilidad para un rango de crudos.

Los simuladores de procesos termodinámicos ofrecen varias ventajas en la caracterización de hidrocarburos, cálculos flash y cálculos de plato a plato detallado que son indispensables en el diseño de los procesos de destilación. Estos pueden ser usados para definir toda o parte de la información de procesos requerida para el diseño de los equipos.

La mayoría de los simuladores termodinámicos ofrecen funciones para dimensionamiento y últimamente también para diseñar equipos, en particular el software *AspenONE* ha desarrollado e integrado sus diferentes productos con el propósito de realizar un dimensionamiento y diseño correcto. Otro software de diseño a tener en cuenta es el *HTRI* para equipos de transferencia de calor. En general, es decisión del ingeniero de procesos usar herramientas termodinámicas para generar datos de procesos para las entradas en otras herramientas de diseño o usar un software que brinde más beneficios también en diseño.

Todos los equipos requieren algún margen de diseño, por ejemplo tiempo de retención en recipientes, factor de ensuciamiento para intercambiadores o margen de flujo para una bomba. Inclusive, la mayoría de empresas operadoras y consultoras de diseño tienen un conjunto de márgenes estándar de diseño que se usan en el diseño de sus unidades.

2.3.2.5 Especificaciones preliminares – simulación de unidad de destilación de crudo. Antes de empezar la simulación de una columna de destilación de crudo, ciertas condiciones y configuraciones de diseño deben ser definidas. El primer paso es definir la alimentación, después la temperatura de la desaladora.

Luego, se requiere una decisión para saber si especificamos un recipiente pre-flash o una torre pre-flash, y se requerirá las condiciones de operación de cualquiera de estas. Se podría requerir un estudio detallado en el cual se estima el costo de ambas opciones.

Generalmente, una buena práctica de simulación es considerar la red de intercambio de calor y el horno separada de la columna principal.

-**Desaladora.** Las desaladoras operan por contacto de crudo y agua para desorber cualquier presencia de sal en el crudo. La adecuada separación del crudo y el agua depende del diseño del recipiente y el uso de parrillas electrificadas, esta es la clave para el buen desalado. El agua arrastrada por el crudo después del desalado podría tener varios impactos negativos y podría limitar la capacidad si no es permitido por el diseño.

La sal presente en el crudo podría causar lo siguiente:

- Hidrolizar a ácido clorhídrico causando corrosión.
- Actúa como catalizador.
- Se deposita como un sólido en la superficie de los intercambiadores.

Normalmente el crudo puede contener hasta 1000 Lb de Sal / 1000 BBL de crudo, el contenido de sal en el crudo desalado debe ser menos de 2 PTB (*pounds per thousand barrels*). La temperatura de operación típica de desalado es de 250 – 290 °F (para alcanzar una viscosidad no mayor de 4 - 5 cSt), la presión de operación típica mínima es 25 psi por encima de la mezcla crudo más agua. Se considera un contenido típico de 5 – 6 % Vol. de agua para desalado del crudo. Permitir una caída de presión de 15 psi en la válvula de mezcla.

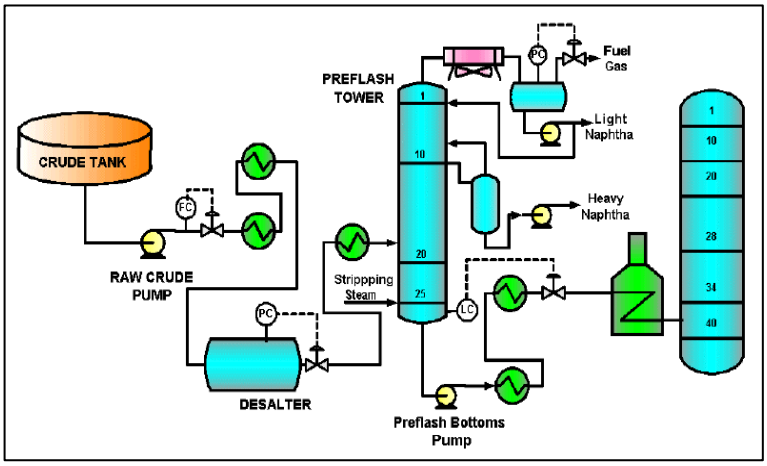
-**Configuración del proceso de la columna pre-fraccionadora.** Una columna pre-fraccionadora usa calor del proceso para separar y fraccionar la porción ligera del crudo. En general, unapre-fraccionadora será ubicada aguas abajo de la desaladora pero aguas arriba del horno de la columna principal. En algunos casos la columna pre-fraccionadora tendrá su propio horno o posiblemente un rehervidor. Es posible vaporizar más componentes y fraccionar con mayor profundidad, colocando más intercambiadores de proceso aguas arriba de la columna pre-fraccionadora. Algunas columnas pre-fraccionadorasincluso pueden tener extracción de kerosene o turbo. Otras no tendrán extracciones laterales y sólo tendrán un producto nafta de tope. La figura 6 muestra el ejemplo de una configuración de un proceso con columna pre-fraccionadora.

Las unidades típicamente son operadas a alta presión para evitar la necesidad de un compresor de crudo y limitar la cantidad de vapor en el tope.

La consideración principal en la selección de una columna pre-fraccionadora son los costos de energía versus el costo de capital de la columna. Si los costos de energía son altos o el tamaño de la unidad es grande (> 180 KBPD) o si se realiza una modernización de la unidad, se puede tomar en cuenta esta configuración.

-**Configuración del proceso del recipiente *pre-flash*.** El recipiente *pre-flash* se instala para separar el vapor a la presión de la columna principal o ligeramente sobre ella. El vapor normalmente es enviado a la zona flash de la columna principal pero también se puede enviar unos platos más arriba de la columna.

Figura 6. Configuración del proceso de la columna pre-fraccionadora[13].



La columna pre-fraccionadora y el recipiente *pre-flash* son, en muchos casos, mutuamente exclusivos, pero uno o el otro debería ser incluido en el diseño.

La presión del *pre-flash*es ligeramente superior (debido a la pérdida de carga) a la presión de la zona flash de la columna (10 a 25 psig) o será controlada a una presión ligeramente superior (30 a 45 psig).

La temperatura será la misma que la temperatura de la desaladora (250 a 290 °F) a menos que algún intercambiador de calor se instale entre la desaladora y el pre-flash. Dicho intercambiador tiene la ventaja de permitir aumentar la vaporización y disminuir la presión de vapor del líquido flasheado (ejemplo. Menor descarga de la bomba). Sin embargo, existe un riesgo que la salmuera arrastrada desde la desaladora provoque un incremento del ensuciamiento en estos intercambiadores. En la figura 7 se presenta un ejemplo de configuración de un proceso con recipiente pre-flash.

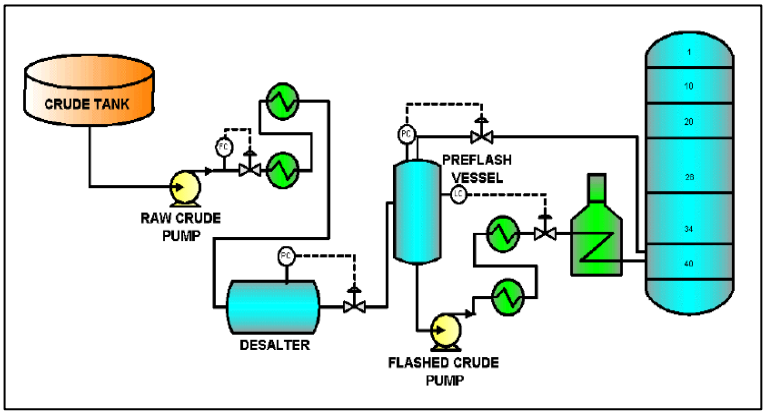
El venteo de vapor aguas abajo de la desaladora permitirá todo lo siguiente:

- Reducir la presión de vapor del crudo, así se reduce la presión de descarga requerida por la bomba y permitiendo menores presiones en los intercambiadores.
- Proveer un volumen para absorber cualquier variación en el flujo de la carga desde tanques.
- Eliminar la posibilidad de arrastrar agua en la red de precalentamiento que a su vez cause ensuciamiento.

No existen beneficios directos de energía en el recipiente pre-flash si el vapor pre-flash se envía a la zona flash de la columna principal. Sin embargo, si el vapor se envía platos más arriba en la columna, habrá algunos beneficios de energía.

[13]Crude Column Design – UOP Training Services.Pag.19.

Figura 7. Configuración del proceso del recipiente pre-flash[14].



La especificación de la red de intercambio actual y el diseño del horno requerirá información de la simulación de la columna. En este punto, las especificaciones del horno y de la red solo serán usadas como una base para la optimización. Por ejemplo, el flujo de calor del horno es una variable importante en la determinación del *overflash* óptimo. Así algunas especificaciones razonables del horno son requeridas para llevar a cabo la optimización de la columna.

Asunciones preliminares:

- Temperatura objetivo de entrada al horno: 500°F.
- Asumir caída de presión en el horno: 125 psi.
- Asumir caída de presión en la línea de transferencia: 2-5 psi.
- Asumir caída de presión en la red de intercambio desde el *flash drum*: 150 psi.
- Temperatura objetivo de salida del horno: 650 – 725°F.

-**Decisiones de procesos en columna de destilación primaria.** Después de seleccionar un crudo o un conjunto de crudos y haber definido el flujo del proceso hacia la columna, es necesario definir las condiciones de la columna. Antes que la columna sea modelada es necesario tomar ciertas decisiones relacionadas al *layout* o arreglo de la columna (que incluye pero no se limita a):

- La configuración de tope.
- El número aproximado de platos de fraccionamiento.
- La presión y temperatura en la zona flash.
- La configuración de los despojadores laterales *side strippers*.
- La cantidad y ubicación de los reflujos circulantes *pumparounds*.

–**Configuración del proceso.** La configuración que se muestra en la figura 8 es un arreglo típico de una unidad de destilación primaria. Como ocurre con el arreglo del *preflash* y de la desaladora, existen variaciones en el diseño de la UDP.

[14]Crude Column Design – UOP Training Services.Pag.21.

Una columna de destilación de crudo tiene las siguientes corrientes:

- La alimentación, que es calentada por un horno atmosférico.
- Vapor (de agua), es usado para despojar los productos de fondos.
- Las extracciones laterales de producto, son enviadas a través de una columna despojadora *stripper*.
- Los productos de tope (normalmente nafta) y el *reflux*, que han sido condensados por el sistema de tope.

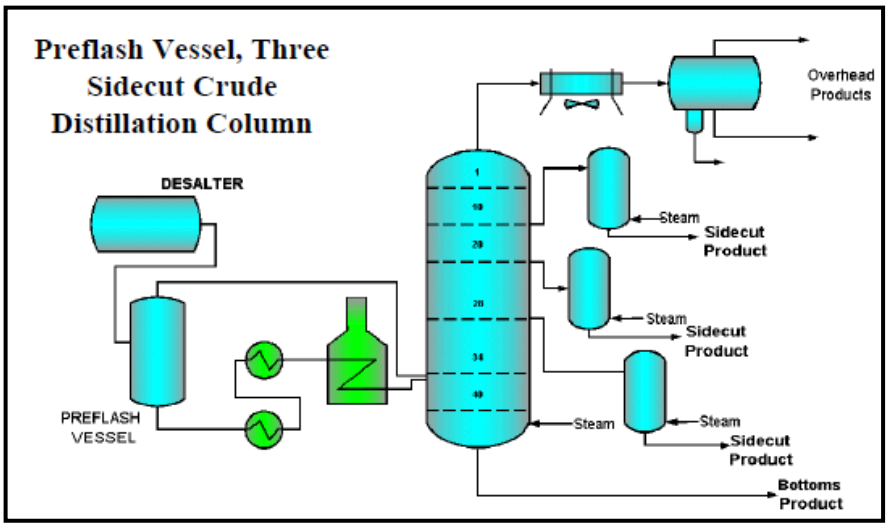
-**Opciones de configuración de tope.** No existe una configuración de tope buena o errónea. Elegir dependerá principalmente en el costo y en la recuperación de calor.

La configuración de un solo *drum* sin *pumparound* de tope sólo podría ser considerado para diseños de unidades pequeñas.

La configuración de dos *drum* proveerá aumento de recuperación de energía pero es complejo y el diseño es más costoso.

El diseño de un solo *drum* con *pumparound* de tope es más simple y menos costoso que la configuración de dos *drum*, pero existe limites en la cantidad de calor recuperado.

Figura 8. Arreglo típico de una unidad de destilación primaria[15].



•**Configuración de dos acumuladores de tope.** Esta configuración se muestra en la figura 9. Las ventajas de la configuración de tope incluyen:

- ✓ Aumento de recuperación de energía.
- ✓ Reflujo caliente previene la condensación interna.
- ✓ Buena distribución de fases vapor, hidrocarburo líquido y agua.

[15]Crude Column Design – UOP Training Services, Pag.25.

Las desventajas incluyen:

- ✓ Puede ser operacionalmente complicada.
- ✓ Costosa.

•**Configuración de *pumparound* de tope y un acumulador de tope**. Esta configuración se muestra en la figura 10.Las ventajas de la configuración *pumparound* de tope y un acumulador de tope incluyen:

- ✓ Mejor recuperación de calor que el diseño de un solo acumulador de tope.
- ✓ Diseño y operación relativamente más simple.
- ✓ No requiere intercambiadores verticales.
- ✓ Sin oportunidad de fuga en el intercambiador.

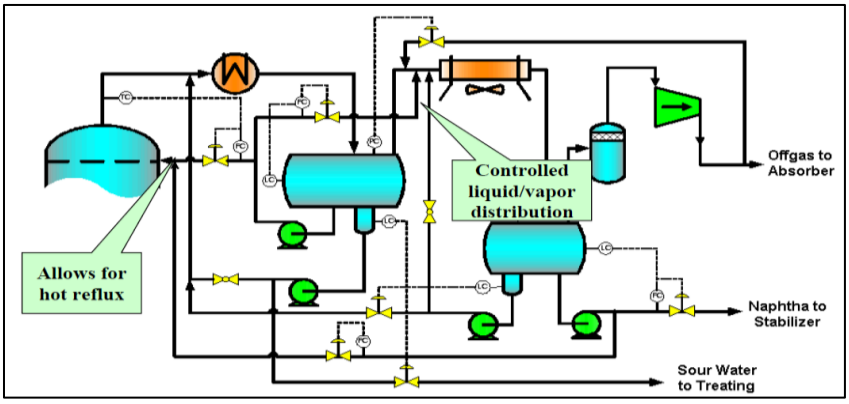
Las desventajas incluyen:

- ✓ Temperatura de tope no puede estar por debajo del punto de rocío del agua.
- ✓ Cuando se requiere reflujo frio, puede llevar a la corrosión de platos.
- ✓ Requiere altura adicional de la columna.

Configuración de tope típico. Esta configuración se muestra en la figura 11, un compresor de UDP sirve para varios propósitos como prevenir la quema de gases de tope. La presión de tope de la columna de UDP es usualmente insuficiente para enviarlo al sistema de gas combustible, especialmente si se requiere el tratamiento de aminas.

El segundo propósito es permitir el re-contacto para absorber en la nafta cualquier componente C3+. Es importante el retiro de condensables del sistema de gas combustible, el cual crea peligros también como problemas de quemado. Adicionalmente, el re-contacto recupera productos vendibles del gas combustible.

Figura 9. Configuración de dos acumuladores de tope[16].



[16]Crude Column Design – UOP Training Services.Pag.27.

Figura 10. Configuración de *pumparound* de tope y un acumulador tope[17].

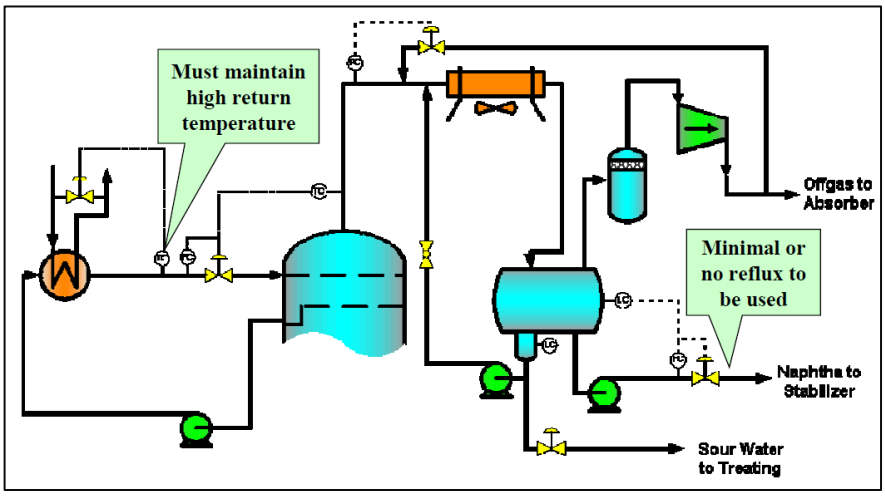
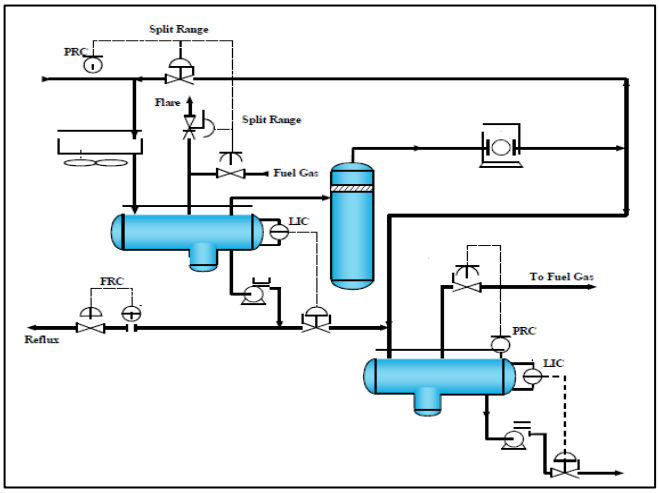


Figura 11. Configuración de tope típico[18].



-**Condiciones de operación.** La presión de la columna de destilación de crudo debe ser minimizada. Para el diseño de una nueva unidad, podemos considerar los siguientes valores típicos:

- La presión del separador de tope es fijada en 5 psig.
- La caída de presión del condensador de tope en 10 psi.
- La caída de presión a través de los platos de la columna en 5 psi.
- De lo anterior, la presión de la Zona Flash resulta en 20 psig.

Un perfil de presión mínimo resultará en un máximo aumento de diesel y

[17]Crude Column Design – UOP Training Services.Pag.28.

[18]Crude Column Design – UOP Training Services.Pag.29.

productos ligeros a una temperatura de salida fija del horno atmosférico, causando una disminución de la carga o alimentación a la columna de destilación al vacío, aguas abajo. El perfil de baja presión también resulta en una buena eficiencia de energía por minimización de la energía de entrada requerida para aumentar el rendimiento de volumen de líquido de diesel y productos ligeros. Una buena regla de oro para la caída de presión de un plato es 0.1 psi por plato actual.

La temperatura de salida del horno atmosférico típicamente es maximizada alrededor de los 670 – 700°F, aunque algunas unidades pueden y las hacen operar tan alto como 725°F. Temperaturas más altas llevarán a un craqueo excesivo en el horno. Los límites de la metalurgia del horno y la vida útil de los tubos también tienen que ser considerados para el límite de la temperatura máxima de operación. Una temperatura más baja, por decir en el rango de 650°F, es común si no existe un indicador económico fuerte que busque aumentar la producción de diesel.

-**Configuración de sistema de tope.** Si tomamos un rango completo del tope como alimentación para un reformador, el punto final ASTM D86 de la nafta está limitado típicamente máximo alrededor de 390°F en las bases de la destilación D86. La nafta con este punto final producirá un reformado con punto final D86 alrededor de 430°F la cual es la máxima especificación de la gasolina común. El punto de rocío del agua de tope de la UDP normalmente no es un problema a esta condición. A veces, debido a las restricciones de proceso aguas abajo, como capacidad limitada de procesamiento de nafta pesada en el reformador aguas abajo o la carencia de un *splitter* aguas abajo, la operación de la columna UDP se ve forzada a una temperatura de tope relativamente baja. Es en este punto, que el ingeniero de procesos necesita considerar cuidadosamente el punto de rocío del agua para efectos de corrosión de largo plazo y modificar las condiciones de proceso para mitigar el acercamiento al punto de rocío.

La razón de reflujo dependerá en un número de factores asociados a los despojadores laterales, ubicación de reflujos circulantes, flujos de calor en reflujos circulantes, separación deseada y eficiencia de energía.

El agua de lavado normalmente no es modelado en la simulación de la columna, pero es importante en el diseño de los condensadores de tope. El agua de lavado necesariamente reducirá la temperatura de entrada al intercambiador. El flujo de agua de inyección debe ser suficiente para asegurar que exista una fase de agua clara aguas arriba del condensador. Para alcanzar esto, el diseñador debe calcular la cantidad de agua requerida para saturar el vapor de tope (por ejemplo, llevar al punto de rocío del agua) y usar el 125% del flujo para asegurar y separar la fase agua.

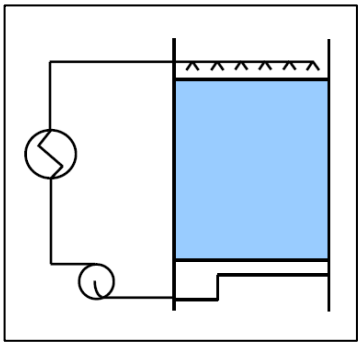
-**Reflujo circulante *pumparounds.*** El uso de reflujos circulantes permite la remoción del calor de la columna mediante el precalentamiento del crudo, mientras a su vez mantienen la carga de vapor a la columna en niveles constantes razonables. Las columnas de UDP pueden tener de 2 a 4 reflujos circulantes.

Reflujos circulantes adicionales pueden resultar en mejor recuperación de calor, pero las bombas e intercambiadores adicionales y el uso adicional de platos para el servicio de remoción de calor y no para servicio de fraccionamiento de por si agregan costo de capital. El uso de 3 reflujos circulantes, típicamente ha sido una geometría o arreglo efectivo en costo.

Como una regla de oro, en las secciones de fraccionamiento un valor de 0,15 de relación molar promedio L/V se considera como mínimo deseado para proporcionar el fraccionamiento.

Los reflujos circulantes son secciones de remoción de calor en una columna. Un reflujo circulante es una porción de una extracción lateral de líquido, que se enfría con el crudo de entrada o algún servicio, y se retorna más arriba en la columna, como muestra la figura 12. Debido a que no existe cambio significativo en la composición del líquido a través de la sección del reflujo circulante, en realidad no habrá fraccionamiento. Todo lo que ocurre en estos platos, es que el vapor es condensado para ser extraído como producto o reflujado más abajo en la columna.

Figura 12. Reflujo circulante *pumparounds*[19].



Debido a que los reflujos circulantes ajustan el flujo de líquido y vapor dentro de la columna, son un medio eficaz para ajustar el fraccionamiento entre productos, durante el diseño o en operación.

Un reflujo circulante podría ser instalado para cada extracción lateral. Cada reflujo circulante podría producir el líquido requerido para la extracción lateral, manteniendo un flujo de líquido constante hacia abajo en la columna. Para muchos reflujos circulantes, el líquido se enfría unos 150°F ajustando el flujo másico para alcanzar la transferencia de calor deseada. El flujo de calor, el cambio de temperatura, el flujo de masa y la ubicación de la extracción lateral pueden ser ajustada y optimizadas durante el diseño de la red de intercambio de precalentamiento.

-**Diseño de despojador lateral *side stripper.*** En una columna de destilación básica de dos productos existe una sección rectificadora (tope) y una sección

[19]Crude Column Design – UOP Training Services.Pag.57.

despojadora (fondo). En una columna de extracción multilateral no existe la sección de despojamiento. Por esto es necesario tener una sección externa de despojamiento a la columna principal. Las columnas laterales o despojadores laterales o *side strippers* retiran los componentes ligeros del producto líquido mejorando el extremo superior del corte de la destilación. Los despojadores laterales pueden ser usados para controlar las propiedades del extremo superior del corte tal como el punto de inflamación del turbo y diesel. La alimentación a los despojadores es una corriente liquida y se retorna una pequeña corriente de vapor a la columna.

La figura 13 muestra la gráfica del aumento de flujo de vapor de despojamiento para un despojador lateral de diesel.

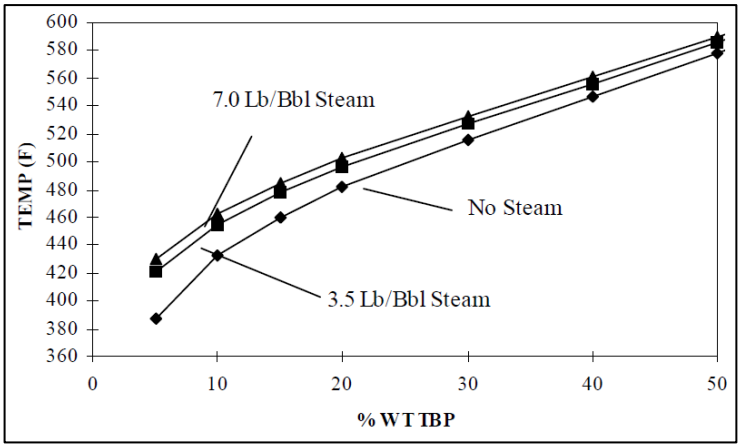
Existen dos tipos de despojadores laterales:

- Despojador lateral con vapor.
- Despojador lateral con rehervidor.

El más común es un despojador con vapor que usa vapor de agua para reducir la presión parcial del hidrocarburo y retirar componentes ligeros. Ya que la alimentación es vaporizada parcialmente, la temperatura del fondo del despojador será más baja que el líquido de entrada.

Los despojadores con re-hervidor, recirculan el líquido de fondo y vaporizan una pequeña parte que devuelven a la columna despojadora. Los despojadores con re-hervidor usualmente son usados para productos ligeros debido a los menores costos de energía de vaporización comparada de las extracciones a alta temperatura.

Figura 13. Efecto del aumento de vapor en un despojador lateral de diesel[20].



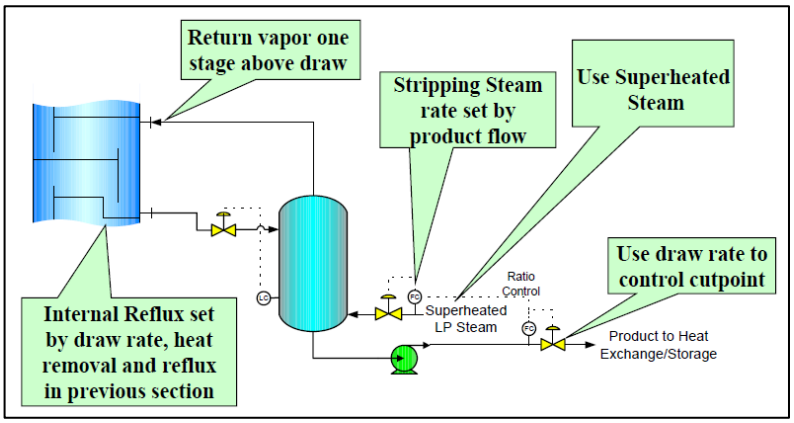
Las especificaciones de diseño de los despojadores laterales son:

[20]Cruede Unit Design-UOP Training Services.Pag.49.

- Típicamente, de 5 a 10 etapas actuales (3 a 6 etapas teóricas).
- Vapor de despojamiento para diseño de 8 a 10 Lb de vapor /Bbl de líquido de entrada.
- Ratio operativo podría ser de 2 a 5 Lb de vapor/Bbl de líquido de entrada.
- Para el caso de despojadores con re-hervidor, el objetivo es 10% de vaporización de la corriente de entrada. Esto podría ser más alto para servicios críticos.

En la figura 14 se muestra esquemáticamente un despojador lateral con la descripción de sus puntos más importantes.

Figura 14. Esquema de un despojador lateral[21].



-**Sección de despojamiento de fondos.** Un alto flujo de vapor de despojamiento de fondos a veces es justificado basado en ahorros aguas abajo en la columna de la UDV. La eficiencia de despojamiento también es baja en este servicio, alrededor de 33%. El buen despojamiento en esta sección reducirá la producción de *slop-oil* fuera del tope de la columna de vacío y ayudará en la descarga del sistema de eyección. Una buena práctica de diseño es especificar a los proveedores de bandejas o platos que se haga un agujero alternado para estas bandejas o platos debido al aumento significativo en la carga de vapor.

Otro fenómeno común para este servicio es que estos platos a veces se encuentran caídos o colapsados en la columna durante la parada de planta de mantenimiento. La culpa es a veces la introducción de un vapor húmedo en el sistema o un sumergimiento accidental y ocasional de la boquilla de entrada debido al alto nivel de líquido. En cualquier caso, es una buena práctica especificar al menos 1 psi (y hasta 2 psi) de delta de presión en el diseño mecánico para estos platos de despojamiento. El flujo de vapor de diseño a

considerar debe ser de 10 a 15 Lb de vapor/Bbl. Usar de 6 a 10 platos de

[21]Crude Unit Design-UOP Training Services.Pag.51.

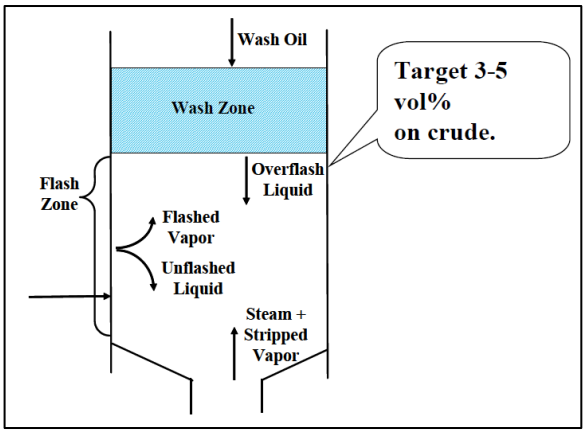
despojamiento.

-**Zona *flash*.** La clave de diseño y los parámetros de operación en una unidad de destilación primaria son la recuperación de destilado y la eficiencia de energía. Ambos parámetros son fuertemente influenciados por las condiciones en la zona *flash* la cual se muestra en la figura 15.

Recuperación de destilado: es el porcentaje de productos ligeros que se extraen como los productos de tope o las extracciones laterales. Esta cantidad es determinada por la cantidad de vapor que deja la zona flash menos el líquido que retorna. Así la alta temperatura y baja presión debe producir alta recuperación de destilados. La recuperación de destilado tiene el beneficio de disminuir la carga a la columna de vacío. Además, hay beneficios energéticos para recuperar gasóleo pesado como gasóleo atmosférico a alta temperatura en contraposición del gasóleo ligero de vacío a baja temperatura.

Eficiencia de energía: está fuertemente influenciada por las condiciones de salida del horno, el cual a su vez controla las condiciones de la zona flash. Mediante la reducción de la presión en la zona flash es posible alcanzar la misma vaporización que a baja temperatura, requiriendo menos energía.

Figura 15. Zona *flash*[22].



-**Desfase o *gap* de fraccionamiento de crudo.** El grado de fraccionamiento en una columna de destilación primaria se define en términos de *gap* o desfase, como se muestra en tabla 4. El *gap* o desfase se define comúnmente como la diferencia entre el punto de destilación del 5% de volumen del corte más pesado y el punto de destilación del 95% de volumen del corte adyacente más ligero. Un Gap negativo es conocido como *overlap* o *traslape*. Cuanto más grande es el gap (más positivo), habrá mejor fraccionamiento. Los gaps pueden ser especificados en las bases de diseño de un proyecto. Los gaps normalmente son definidos basados en la destilación D86, pero las destilaciones D2887 y D3710 también pueden ser

[22]Crude Unit Design-UOP Training Services.Pag.55.

usadas siempre y cuando se definan como tales, y siempre y cuando las comparaciones se hagan en bases consistentes.

-**Eficiencia de Etapas o Platos.** Las ecuaciones para la eficiencia de platos usualmente están relacionadas a las propiedades del líquido y vapor tales como viscosidad y tensión superficial. Estas propiedades raramente se usan en el diseño de la UDP, principalmente debido al nivel de rendimiento comercial en la destilación del crudo.

Tabla 3. Desfase o gap de fraccionamiento para productos de UDP

Corriente	Gap típico
Nafta y kerosene(*)	-20 a +40°F
Kerosene(*) y diesel	-50 a +30°F
Diesel y gasóleo atmosférico	-150 a 0°F

*Nota: El kerosene puede ser considerado como turbo jet o turbo A1.

De la experiencia de varias refinerías se puede seguir la siguiente regla de oro:

- Servicio moderado: 60 a 70% de eficiencia.
- Crudo pesado, bajo flujo de líquidos (zona de lavado): 33 a 50% de eficiencia.

La tabla 5 muestra algunas eficiencias de platos típicas a ser esperadas en varias secciones de la UDP y del *sat gas plant*.

Tabla 4. Eficiencia de platos o etapas típicas.

Platos de extracción	Platos actuales	Etapas teóricas	Eficiencia de plato (%)
De tope a kerosene(*)	10	6	60
De kerosene(*) a diesel	8	5	60
De diesel a gasóleo atmosférico	6	4	60
De gasóleo atmosférico a zona *flash*	6	3	33 - 50
De zona *flash* a fondos	6	2	25 – 33
Reflujos circulantes	3 - 4	2	50
Despojadores laterales	6	3	50
Absorbedor	20	7	33
Estabilizador	30	21	70
Splitter	20	14	70

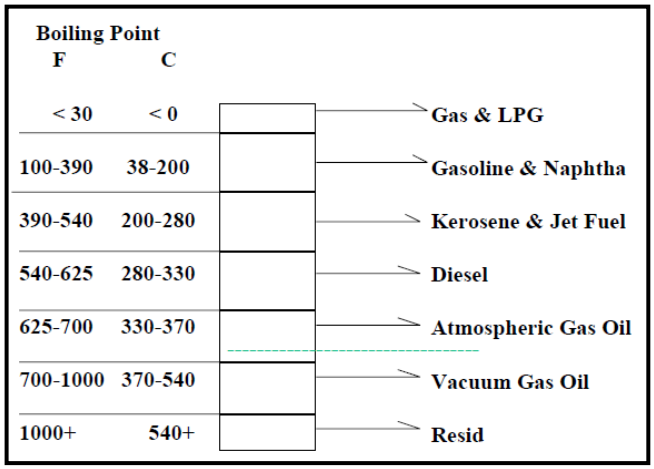
*Nota: El *kerosene* puede ser considerado como *turbo jet* o *turbo A1*.

Como la eficiencia de separación está relacionada a la combinación de platos y reflujo, las decisiones de diseño convierten estos en la determinación del número de platos y reflujo, también como la ubicación de los reflujos circulantes requeridos para la separación. La elección óptima estará basada en la economía y la experiencia.

2.3.3 Unidad de destilación al vacío.

2.3.3.1 Mezcla de petróleo crudo. La figura 16 representa gráficamente los rangos de ebullición de los productos en el *assay* de crudo. El *assay* de crudo representa los rangos de ebullición de los productos a un punto de ebullición atmosférico equivalente. A condiciones atmosféricas los hidrocarburos empiezan a craquear alrededor de 725°F. Por lo tanto, con el fin de vaporizar y fraccionar los cortes más pesados que este, necesitamos reducir la presión con el fin de reducir la temperatura necesaria para la vaporización operando una columna de destilación al vacío.

Figura 16. Esquema de los rangos de ebullición de los productos de destilación.[23]



2.3.3.2 ¿Por qué necesitamos una unidad de destilación al vacío? Con solo una columna de destilación primaria, el residuo atmosférico (a veces 40 – 50 % del crudo) a veces es enviado al *fueloil*. El *fuel oil* es una salida o producto de bajo valor pero las refinerías más simples (*hydroskimming*) son configuradas solo para producir nafta, diesel y *fuel oil*.

Mediante el envío de residuo atmosférico a una columna de vacío, un producto destilado de baja impureza (gasóleo de vacío o *VGO*) se puede separar de un residuo de vacío (*VR*) mucho más pesado. El residuo de vacío es ahora un volumen mucho más pequeño que el residuo atmosférico.

Dependiendo de la configuración de la refinería y de los productos producidos, existen muchas opciones de procesamiento para el *VGO* y *VR* que aumentará en

[23]Vacuum Unit Design – UOP Training Services, Pag.4.

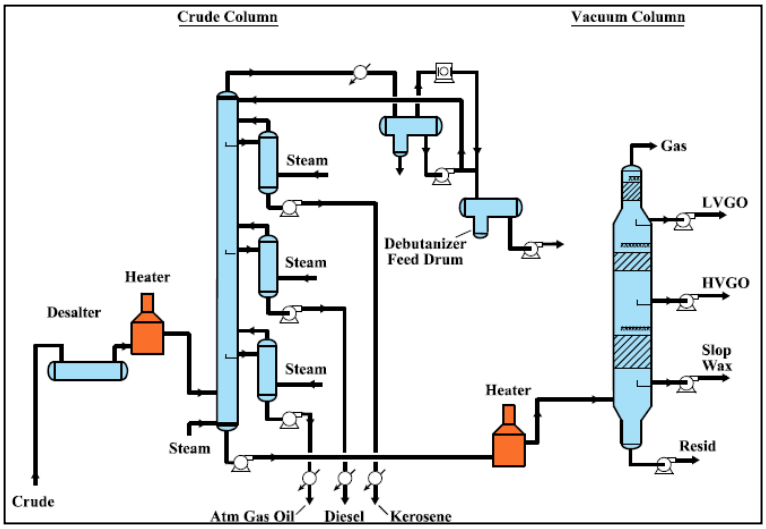
gran medida los ingresos de la refinería.

2.3.3.3 Dos tipos de unidad de destilación al vacío. Nos enfocaremos exclusivamente en la unidad de vacío por *tipo de combustibles*. Por *tipo de combustibles*, nos referimos a una unidad que está produciendo *VGO* y *VR* para uso principalmente en combustibles (gasolina, turbo jet, diesel). En una torre del *tipo combustibles*, existe sólo a veces reflujo en la zona de lavado, sin *reflujo* entre los cortes de gasóleos. Esencialmente se *flashea* la alimentación y se condensa los vapores resultantes.

Las torres de vacío del *tipo lubricante* producen *stocks* de bases lubricantes. Normalmente, hay 3 o 4 cortes de destilados que se producen a especificaciones más estrictas (usualmente especificaciones de viscosidad e índice de viscosidad). Es necesario que exista reflujo y fraccionamiento entre los varios cortes en una torre del *tipo lubricante*. Se requiere un número de etapas o lechos de fraccionamiento.

La figura 17 muestra una configuración típica, mostrando la alimentación (*AR*) a la unidad de vacío que viene directamente (caliente) del fondo de la columna de destilación primaria. La otra opción es enfriar el residuo atmosférico (*AR*), enviar a almacenamiento y entonces enviarlo frio a la UDV. Esto podría requerir trenes de intercambio de calor separados para la unidad de destilación primaria y al vacío.

Figura 17. Configuración UDP y UDV.[24]



La otra característica mostrada es que existen 3 productos de extracción lateral y un producto de residuo de vacío. A veces el *LVGO* y el *HVGO* son mezclados en un solo producto: *VGO*. El *LVGO* y *HVGO* son producidos en la UDV para propósitos de recuperación de calor (más calor puede ser recuperado dividiendo el

[24]Vacuum Unit Design – UOP Training Services, Pag.7.

VGO en dos productos, incluso si se combinan de nuevo). El *slop-wax* (también llamado *overflash* por algunos refinadores) puede ser reciclado al horno de vacío o mezclado con el producto *VR*.

Por lo tanto, el efecto neto es tener dos productos para la UDV, el *VGO* y *VR*.

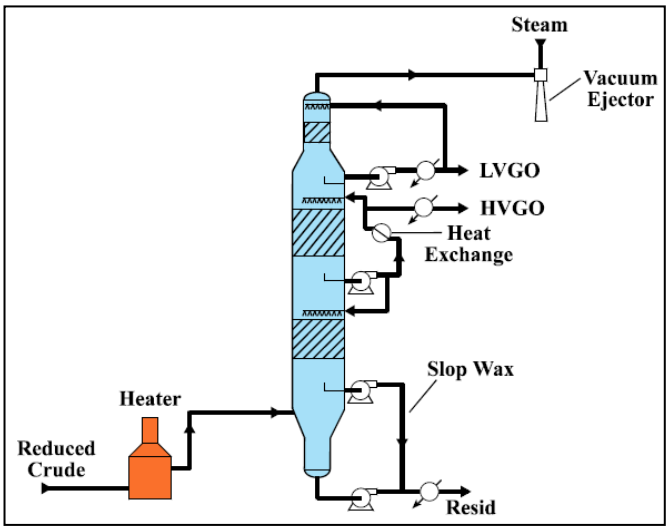
2.3.3.4 Columna de Destilación al Vacío. La figura 18 representa un bosquejo de la columna de destilación al vacío. Se muestra que el *Slop-wax* se envía al residuo de vacío. El *Slop-wax* también puede ser llevado a la entrada del horno de vacío o devuelto a la zona *flash* de la columna.

Una parte del *HVGO* se envía a la parte superior de la zona empacada de lavado, como aceite de lavado. Otra parte del *HVGO* se retira como producto, mientras que el resto se enfría y se envía al lecho de remoción de calor del *HVGO* en la columna.

De la misma manera, Una parte del *LVGO* se retira como producto, y el resto es enviado al lecho de remoción de calor *LVGO* en la columna.

Un sistema eyector de vacío se utiliza para generar el vacío en la columna.

Figura 18. Configuración de una UDV.[25]



2.3.3.5 Criterio de operación. Los diseños con más de 30 años de operación por lo general no estuvieron enfocados en el máximo rendimiento del *VGO*. La operación del horno y de la zona *flash* de la unidad de vacío a temperaturas más bajas minimizó la coquización, llevando a largos periodos de operación.

El ambiente económico actual exige el máximo rendimiento de los *VGO*. Esto requiere diseños y operaciones al límite de craqueo. Las UDV de ahora pueden operar normalmente 4-5 años entre paradas de la unidad.

[25]Vacuum Unit Design – UOP Training Services, Pag.8.

2.3.3.6 Condiciones de operación. Dos de los parámetros claves de la operación de la unidad de vacío son la presión y temperatura de la zona flash. Estos dos parámetros tienen la mayor influencia en el rendimiento del *VGO*. La temperatura está limitada debido al craqueo y a la coquificación**.**

El rendimiento óptimo de la UDV (es decir, su eficiencia para obtener la mayor cantidad de productos de gasóleos) depende de la presión más baja que se puede mantener en la *zona flash* de la columna de vacío compatible con la máxima temperatura en la salida del horno de vacío sin que se produzca craqueo.

La experiencia operativa muestra que la temperatura de la *zona flash* es de aproximadamente 750°F (400°C) para la mayoría de cargas. Algunos crudos que tienen un alto factor de caracterización *UOP* (*K UOP*) requieren temperaturas más bajas. Otras cargas, que tienen un bajo *K UOP*, pueden tolerar temperaturas tan altas como780 a 800°F (416 a 427°C) en la salida del horno de vacío.

2.3.3.7 Consideraciones de diseño. Las consideraciones de diseño son las siguientes:

-***Wet vs. dry (Steam or no steam)*.** Una consideración importante en el diseño es si la torre será seca (sin entrada de vapor de agua) o húmeda. El vapor puede ser inyectado en cualquiera (o ambas) de las dos partes - en los tubos del horno de vacío (Para disminuir la coquización en el horno) y en la bota inferior de la torre (para despojar los componentes livianos del *VR*).

Si decide inyectar vapor, otra decisión importante es si incluirá o no un pre-condensador en el diseño.

En la figura 19 se presenta la configuración típica de una UDV con pre-condensador (indicado en rojo) y sin pre-condensador (obviando el contenido de ese bloque rojo).

-***Wet/Damp vs. dry.*** Por equilibrio, una torre seca tendrá una gran cantidad de gasóleos en los fondos. Por esto, operar una torre en seco no es atractivo por el valor diferencial actual entre gasóleos y fondos de vacío.

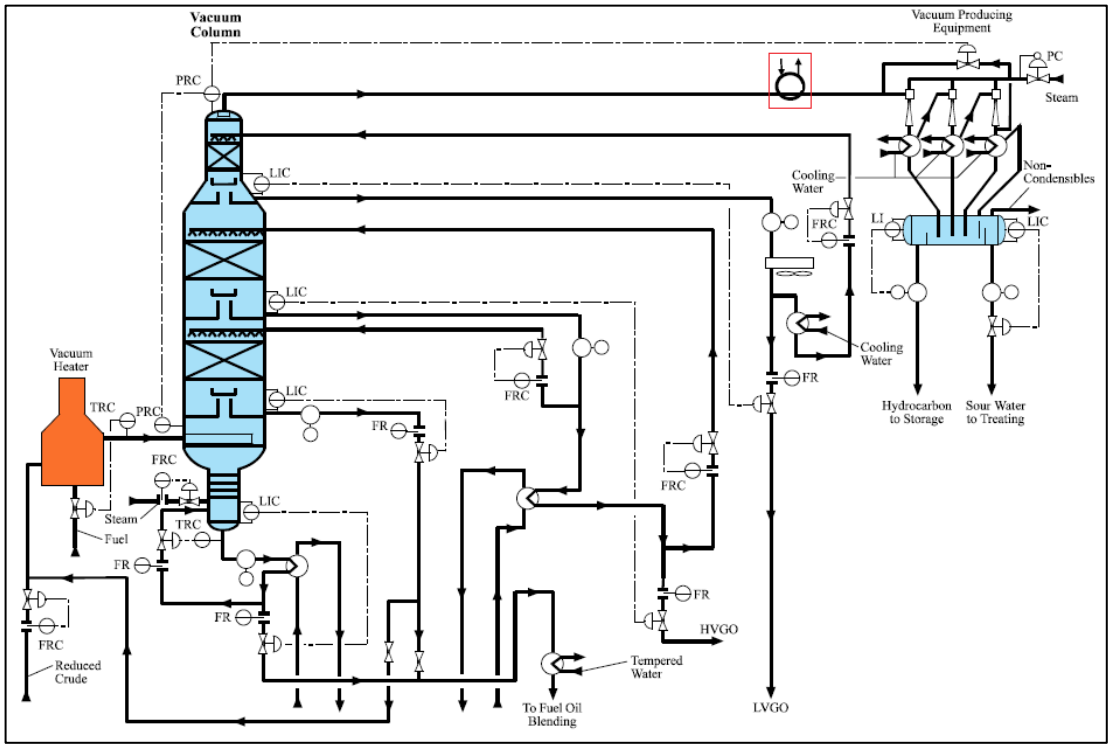
El vapor es más eficaz para la recuperación de gasóleos cuando se utiliza como vapor de despojamiento. Con 8 a 10 platos de despojamiento y 8 a 10 lbs de vapor /bbl, el 15%en volumen del líquido que se alimenta a los platos es despojado. El despojamiento predicho con 4 platos (modelados como una etapa) es del 9%.

-***Pre-condenser vs. no pre-condenser, Wet vs. damp.*** Con un pre-condensador en el diseño, la mayor parte del vapor procedente del tope de la columna se condensa antes de la primera etapa de eyectores. Esto reduce significativamente la carga en la primera etapa de eyectores.

Sin embargo, hay una fase acuosa en equilibrio líquido-vapor presente en el pre-condensador, este ejerce una presión parcial de agua en la fase de vapor a la temperatura que ha sido condensada, esto significa que la presión de tope debe ser al menos este valor (en realidad, a esta presión parcial del agua hay que

añadir las presiones parciales del hidrocarburo y del aire). Esto significa que un diseño con un pre-condensador tendrá una presión alta de tope, y por lo tanto una presión de la *zona flash* más alta. Así, la única manera de compensar estas presiones más altas es aumentar la cantidad de vapor inyectado con el fin de reducir la presión parcial del hidrocarburo (que reduce parcialmente el beneficio de tener un pre-condensador). Con pre-condensador la presión de tope puede ser 45 – 50 mmHg abs, aunque valores más típicos son 55 – 60 mmHg abs. Sin pre-condensador la presión de tope puede ser cualquier valor, valores prácticos por encima de 10 mmHg son recomendados.

Figura 19. UDV típico con y con pre-condensador[26].



En teoría, un *wet-design* puede dar un punto de corte tan profundo como un *damp-design*. De modo realista hay un punto de rendimiento decreciente donde el vapor adicional da muy poco rendimiento adicional. Un punto de corte de 1000 – 1025 °F es un límite práctico para un *wet-design*.

Sólo un *damp-design* (con pre-condensador) es consistente con un diseño de corte profundo.

-**Nivel de vacío, caída de presión.** El nivel de vacío y caídas de presión se resumen como sigue:

[26]Vacuum Unit Design – UOP Training Services, Pag.17.

•Para diseño. el nivel de vacío en la zona flash con y sin pre-condensador es 30 mmHg.

•Para diseño, permitir una caída de presión de 4 a 5 mmHg por lecho (esto incluye una tolerancia para el plato acumulador debajo del lecho).

•Caída de presión de operación típica de un plato de acumulación alrededor de 1 mmHg y caída de presión de operación típica de un lecho empacado alrededor de 1 a 2 mmHg.

-**Horno de vacío.** Los diseños tradicionales son hornos de cabina de drenaje libre. Esto resulta en una sección vertical larga de la línea de transferencia para llegar a la boquilla de ingreso de la columna.

La filosofía de diseño debería ser un pico máximo de aumento de temperatura de 15 °F. El aumento del pico de temperatura en un buen diseño podría ser tan bajo como 10°F. Los hornos sin cambios de diámetro experimentarán un pico 30°F.la presión en la salida del horno podría estar en 160 mmHg.

-**Línea de transferencia de la columna al vacío.** La velocidad sónica es la máxima velocidad a la que el fluido puede desplazarse, basada en sus propiedades físicas. La velocidad sónica calculada está entre 400 y 420 ft/s.

Una alta caída de presión en la línea de transferencia aumentará la temperatura de salida y con ello aumentará el craqueo y la coquificación en el horno. Para fines de diseño se puede considerar una caída de presión de 3 a 3.5 psi podría dar un aumento de temperatura de 15 a 35 °F en el horno.

-**Sección de lavado.** Para muchas refinerías, la sección de lavado es una operación crítica. Esta sección controla el nivel de contaminantes en el producto *HVGO*. Si el destino del *HVGO* es un hidrocraqueador o hidrotratador, entonces por lo general existirán controles estrictos en carbón conradson (precursores de coque) y metales (venenos de los catalizadores). Muchos metales y carbón conradson son arrastrados en pequeñas gotas de líquido que salen con el vapor de la zona flash (en otras palabras, la zona flash no realiza un flasheo en equilibrio realmente como se produce en los simuladores comerciales). En la figura 20 se muestra la configuración de la zona de lavado.

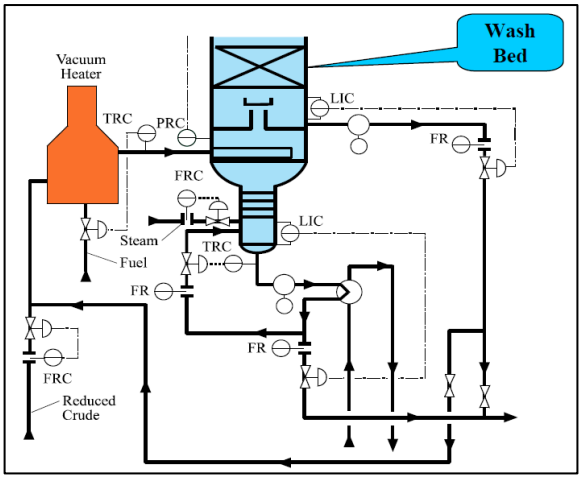
Sin embargo, debemos notar que cuando maximizamos el rendimiento de *VGO* (operación de corte profundo), el destilado puede contener cantidades significantes de carbón conradson y metales.

El propósito de la zona de lavado es de-arrastrar el residuo de los vapores que ascienden desde la zona flash. Los nuevos diseños también enfocan un nivel de fraccionamiento considerando los beneficios de mejorar la calidad del gasóleo a cambio de los costos de operación con más aceite de lavado y lechos con más espesor.

El lecho de lavado es reflujado con *HVGO* caliente y provee el calor de remoción necesario para la condensación del *slop-wax*.

Se debe considerar el líquido arrastrado en el dimensionamiento de la bomba del *slop-wax* también como en el balance de materia.

Figura 20. Configuración de la zona de lavado[27].



Un arrastre normal podría ser alrededor de 3% en volumen respecto de la alimentación a la columna de vacío. En figura 21 se muestra el arrastre en la zona de lavado.

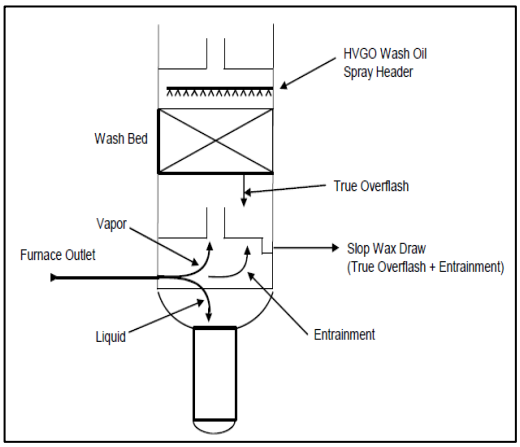
-**Modelamiento del lecho de lavado.** El lecho de lavado opera a altas temperaturas (cerca de 720°F) y bajos flujos de líquido (por debajo de 1 *hot* gpm/ft^2) y con el tiempo es propenso a la coquificación. Para mitigar la coquificación del lecho de lavado, se debe alcanzar un mínimo flujo de *wetting*. Aunque el flujo mínimo de *wetting* requerido real varía dependiendo del tipo de crudo y la severidad de la operación, una regla de oro para un buen diseño es proveer un mínimo de 0,30 *hot* gpm/ft^2 como *overflash* real. El *overflash* real es un flujo de líquido simulado que sale del fondo del lecho de lavado.

El uso del ELV (equilibrio líquido vapor) correcto para el modelamiento es crítico para este servicio. El equilibrio *Esso-tabular* es el paquete de fluido recomendado por la UOP para este servicio de crudo pesado. El uso de un paquete de fluido general, como *Peng-Robinson*, resultará en sobreestimaciones de flujo de *overflash* y consecuencias terribles si el lecho de lavado no es operado con el flujo de *wetting* adecuado.

Un parámetro de rendimiento clave para la sección de lavado es asegurar que, en la parte inferior de la sección empacada de lavado, la tasa de flujo del auténtico líquido de lavado (*HVGO* limpio) sea menor que 0,3 *hot* gpm/ft^2.Esto asegurará que la sección transversal completa del empaque esta adecuadamente húmeda y garantice un adecuado arrastre.

[27]Vacuum Unit Design – UOP Training Services, Pag.54.

Figura 21. Arrastre en la sección de lavado.



Hay torres de vacío que han operado durante largos períodos sin coquización con tasas en el flujo de lavado tan bajas como 0,10 *hot* gpm/ft^2. Sin embargo, los tipos de crudo no fueron tan rigurosos en términos de ensuciamiento, y las condiciones moderadas en la zona flash también pueden contribuir con largos periodos de operación. El valor de 0.30 gpm/ft^2 es razonable como guía en la línea base de diseño.

2.4 MARCO LEGAL

El Marco Legal de la presente investigación se divide en Disposiciones Legales de dos países de referencia y las Normas o Estándares Internacionales de aplicación a este rubro de ingeniería en todo el mundo.

2.4.1 Disposiciones legales. Ley 26221, Ley Orgánica de Hidrocarburos y sus Modificatorias – PERÚ.

Decreto Supremo Nº 024-2000-EM, que aprueba el Estatuto Social de Petróleos del Perú – PETROPERÚ S.A. y sus modificatorias – PERÚ.

Decreto Supremo Nº 043-2007-EM Reglamento de Seguridad para las Actividades de Hidrocarburos - PERÚ.

Decreto 1056 de 1953, Artículo 58, Código de Petróleos – COLOMBIA.

La Ley 39 de 1987, Los Artículos 1 y 8, Disposiciones sobre la distribución del petróleo y sus derivados – COLOMBIA.

Decreto 4299 del 25 de 2005 Capitulo 1, Requisitos, obligaciones y el régimen sancionatorio, aplicables a los agentes de la cadena de distribución de combustibles líquidos derivados del petróleo – COLOMBIA.

2.4.2 Normas internacionales. API 12J Specification for Oil and Gas Separators,

API 560 Fired Heaters for General Refinery Service,

API 610 Centrifugal Pumps for Petroleum, Heavy Duty Chemical and Gas Industry Services,

API 660 Shell and Tube Heat Exchangers for General Refinery Services.

2.5 MARCO CONCEPTUAL

BBL: Barriles americanos (barriles americanos de crudo).

UDP*:* Unidad de Destilación primaria.

UDV: Unidad de destilación al vacío.

***Preflash*:** Una columna donde se remueve el material ligero y el vapor de agua del crudo procedente del desalador.

***Assay*:** Es el reporte de los cortes de la destilación TBP o ASTM de un crudo, también incluye propiedades de este y sus cortes.

***FEED*:** Diseño de ingeniería básica extendida.

***Splitter*:** Es una columna que divide la nafta en dos productos: nafta ligera por el tope y nafta pesada por el fondo

MMBSPD: Millones de Barriles Estándar por día.

Overflash: Porcentaje adicional de flasheo considerado en diseño de UDP.

LVGO: *Light vaccum gas oil*, gasóleo ligero de vacío.

HVGO: *High vaccum gas oil*, gasóleo pesado de vacío.

3. DISEÑO METODOLÓGICO

3.1 DISEÑO DE LA INVESTIGACIÓN

El tipo de diseño que se utilizo fue el preexperimental de preprueba-postprueba con un solo grupo. Se evaluó primero la capacidad de los principales equipos existentes en las UDP y UDV de la refinería Talara, luego se incrementó la capacidad de estos equipos en el simulador de procesos y se evaluó nuevamente.

3.2 ENFOQUE DE LA INVESTIGACIÓN

El enfoque de la investigación fue cuantitativo, ya que con esta se estableció un modelo que permitió evaluar la capacidad de los equipos de la UDP y UDV de la refinería Talara, analizando sus datos de operación a través de conceptos.

3.3 TIPO DE INVESTIGACION

La investigación fue de naturaleza explicativa porque se dedujeron los efectos del aumento de capacidad en los principales equipos existentes en la UDP y UDV de la refinería Talara, mediante el uso de leyes y fundamentos científicos que permitieron seleccionar y dimensionar los nuevos equipos para alcanzar el objetivo planteado de la refinería.

3.4 TECNICAS DE RECOLECCION DE LA INFORMACION

La técnica de recolección de la información que se utilizo fue la observación directa. Se realizó visualmente a través de los instrumentos de campo y las señales que llegan a la sala de control en la refinería Talara.

3.5 HIPOTESIS

La evaluación de la columna fraccionadora de las unidades de destilación primaria y de vacío permitirá el adecuado fraccionamiento del crudo, requerido para la ampliación de capacidad de la refinería.

3.6 VARIABLES

Variable dependiente (VD): Fraccionamiento adecuado de crudo.

Variable independiente (VI): Evaluación de las unidades de destilación primaria y de vacío.

3.7 OPERACIONALIZACION DE VAIRABLES

Como podemos ver en la tabla 9, las variables mencionadas en el numeral anterior fueron operacionalizadas para facilitar su medición. Dentro de la operacionalización se consideró importante referirse a la definición de la variable, a la identificación de sus principales dimensiones, indicadores, fuentes y técnicas a través de las cuales se puede obtener información que permite cuantificar dichas variables.

3.8 PROCESAMIENTO DE LA INFORMACION

Para el procesamiento de la información se utilizó la tabulación por computador debido a que facilita el uso de los datos que se recopilaron.

Tabla 5. Operacionalización de variables.

Variable	Definición	Dimensiones	Indicadores	Fuentes	Técnicas	Aspectos a observar
Fraccionamiento adecuado de crudo.	Separación de los cortes de crudo de acuerdo a sus puntos de ebullición	Separación de cortes de crudo	- Color - Densidad -Viscosidad	Primaria	Observación directa	- Índice de color - Instrumentos de densidad - Instrumentos de viscosidad
		Puntos de ebullición	-Temperatura	Primaria	Observación directa	- Instrumentos de temperatura
Evaluación de las unidades de destilación primaria y de vacío	Estimación de capacidad de equipos existentes y dimensionamiento de equipos nuevos en UDP y UDV	Capacidad de operación bombas existentes	- Head -Caudal - Eficiencia - NPSH	Primaria	Observación directa	- Instrumentos de presión - Instrumentos de flujo - Curva de operación
		Capacidad de operación de intercambiadores de calor existentes	- Área de transferencia - Configuración - Aproximación de temperaturas	Primaria	Observación directa	- Instrumentos de temperatura
		Capacidad de operación de hornos existentes	- Flujo de combustible - Carga térmica en la zona radiante - Carga térmica en la zona convectiva.	Primaria	Observación directa	- Instrumentos de temperatura - Instrumentos de flujo
		Capacidad de operación de columnas de destilación existentes	- Presión de tope -Razón de reflujo - Perfil de temperaturas - Flujo de vapor - Carga térmica en pumparound	Primaria	Observación directa	- Instrumentos de presión - Instrumentos de temperatura - Instrumentos de flujo
		Dimensionamiento de bombas nuevas	- Head - Caudal - Eficiencia - NPSH	Primaria	Observación directa	- Instrumentos de presión -Instrumentos de flujo - Curva de operación
		Dimensionamiento de intercambiadores de calor nuevos	- Área de transferencia - Configuración - Aproximación de temperaturas	Primaria	Observación directa	- Instrumentos de temperatura
		Dimensionamiento de de hornos nuevos	-Flujo de combustible - Carga térmica en la zona radiante - Carga térmica en la zona convectiva	Primaria	Observación directa	- Instrumentos de temperatura - Instrumentos de flujo
		Dimensionamiento de columnas de destilación nuevas	- Presión de tope - Razón de reflujo - Perfil de temperaturas - Flujo de vapor - Carga térmica en pumparound	Primaria	Observación directa	- Instrumentos de presión - Instrumentos de temperatura - Instrumentos de flujo

4. RESULTADOS

En este capítulo se exponen los resultados obtenidos de la investigación, referente a la evaluación de la capacidad de los principales equipos de procesos de las unidades de destilación primaria y al vacío para incremento de producción de la refinería Talara.

Se muestra la descripción de cada una de las etapas llevadas a cabo durante la elaboración del estudio. Se presenta un panorama general sobre la configuración actual de la refinería Talara y también se describen de manera no exhaustiva algunos elementos útiles tanto para la organización y presentación de los datos como para el análisis de los resultados de la investigación.

4.1 ESQUEMA ACTUAL DE LA REFINERÍA.

La refinería Talara se localiza en la ciudad del mismo nombre, en Piura, a 1.185 kilómetros al norte de Lima, capital del Perú. Está instalada sobre un área de 128,9 hectáreas. Con una capacidad de procesamiento de 65.000 barriles por día, es la segunda de mayor producción del Perú. Produce gas doméstico GLP, gasolina para motores, solventes, turbo A-1, diesel 2, petróleos industriales y asfaltos de calidad de exportación.

La refinería cuenta con las siguientes instalaciones:

- Unidad de destilación primaria
- Unidad de destilación al vacío
- Complejo de craqueo catalítico
- Terminal multiproductos y amarradero
- Otras plantas y sistemas

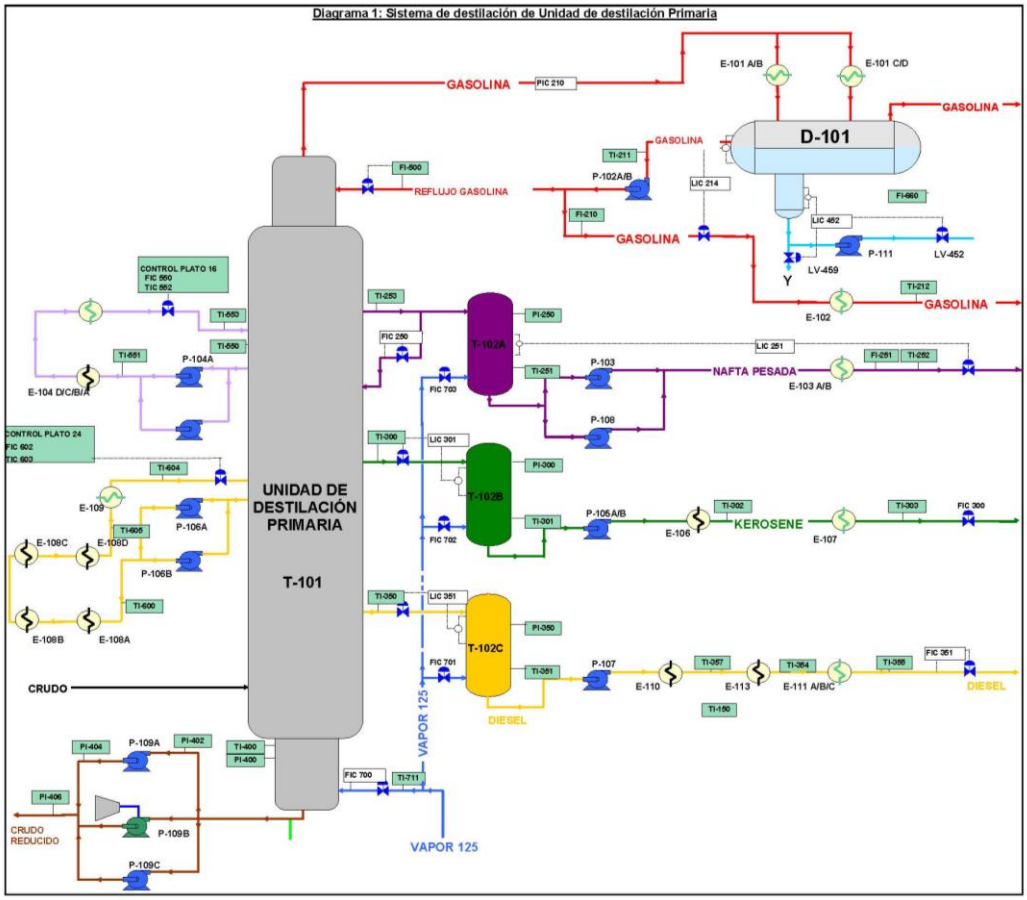
Para los intereses del presente estudio solo se describe a continuación la unidad de destilación primaria y unidad de destilación al vacío.

4.1.1 Esquema actual de la unidad de destilación primaria. El crudo cargado es precalentado hasta alcanzar 660 °F (aproximadamente 348,9 °C). A esta temperatura entra en la torre de destilación, donde son destilados los combustibles principales: naftas, kerosene, diesel y crudo reducido. La figura 22 muestra el esquema actual de UDP de la refinería Talara.

4.1.2 Esquema actual de la unidad de destilación al vacío. El crudo reducido ingresa a la unidad a través de una bomba y atraviesa el tren de intercambiadores de calor, luego ingresa al horno de vacío a una temperatura de 490 – 510ºF.

Actualmente la temperatura a la cual el crudo reducido sale del horno está entre 700°F y 740°F. Del horno, el crudo reducido pasa a la columna de destilación para ser fraccionado en los siguientes productos: gasóleos livianos, gasóleos pesados, slop-wax y fondos de vacío. La figura 23 muestra el esquema actual de la UDV de la refinería Talara.

Figura 22. Unidad de destilación primaria



4.1.3 Especificaciones de los productos. Las especificaciones para los productos de la UDP actual de la refinería Talara se encuentran en la tabla 6.

4.2. ETAPA DE RECOLECCIÓN DE DATOS.

En esta etapa se recolectaron los datos de procesos que reportan los instrumentos de campo y sala de control, en el formato predefinido de uso diario por los operadores de planta en la refinería Talara.

4.2.1 Datos de operación de la unidad de destilación primaria. En la tabla 7 se muestran los datos de operación de la UDP, los cuales son los valores promedios recolectados durante los días del 14 al 16 de julio del 2013.

Figura 23. Unidad de destilación al vacío.

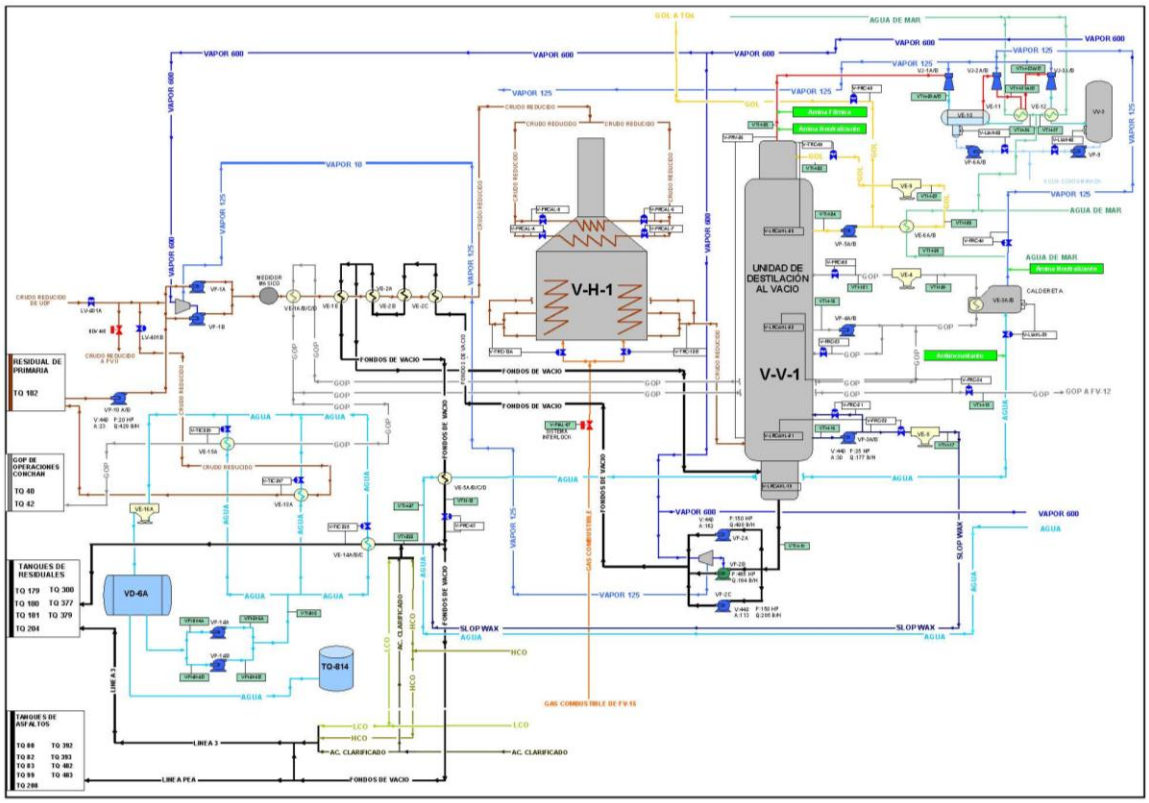


Tabla 6. Especificaciones principales de productos

ESPECIFICACIONES DE LOS PRODUCTOS DE LA UDP TALARA					
NAFTA LIVIANA	**Min.**	**Máx.**	**KEROSENE**	**Min.**	**Máx.**
Gravedad específica	0,71	0,73	**Punto de inflamación [°C]**	43	-
Destilación [°C]			**Destilación [°C]**		
Punto inicial de ebullición [°C]	37,8	-	10% V recuperado	-	200
Punto final	-	-	Punto final		300
Azufre total [% masa]	-	-	**Azufre total [% masa]**	-	0,25
NAFTA PESADA	**Min.**	**Máx.**	**DIESEL**	**Min.**	**Máx.**
Punto de inflamación [°C]	37,8	-	**Punto de inflamación [°C]**	52	-
Destilación [°C]			**Destilación [°C]**		
50% V recuperado	-	177	90% V recuperado	282	360
Punto final		190	Número de cetano	45	-
Azufre total [% masa]	-	0,1	**Azufre total [% masa]**	-	0,5
Punto de inflamación [°C]	43	-	**Viscosidad cinemática a 40°C**	1,7	4,1

Tabla 7. Datos de operación actual y características de la UDP

OPERACIONES TALARA UNIDAD DE DESTILACIÓN PRIMARIA														
RUDO TALARA			FLUJOS									DESALADORA D-103		
CRUDO TALARA			MEZCLA	TRENES						HORNO				
HORA	TANQUE	NIVEL		TREN A			TREN B			CABINA A	CABINA B	PIC-122	FIC-450	LIC-455
04:40	50	24.5.2	FIC-120	FIC-106	FIC-107	FIC-108	FIC-119	FIC-109	FIC-110	FIC-118	FIC-113	[psi]	[B/d]	[%]
09:05	50	24.5.4	[B/d]	[B/d]	[B/d]	[B/d]	[B/d]	[B/d]	[B/d]	[B/d]	[B/d]			
13:30	50	24.4.2	55,131.63	57,233.48	26,531.43	30,088.98	56,632.37	27,858.97	28,726.48	7,272.03	7,697.78	110.15	3,989.45	57.85
16:30	50	24.5.1	PRODUCCIONES							VAPOR DE DESPOJAMIENTO				
19:55	50	24.5.4	GAS UDP A URG FI-200 [B/d]	NAFTA LIVIANA FI-210 [B/d]	NAF.PES. A DIESEL FI-251 [B/d]	NAF.PES. A GAS. FI-251 [B/d]	TURBO A1 FIC-300 [B/d]	DIESEL 2 FIC-351 [B/d]	RES. DE PRIM. FI-401 [B/d]	NAFTA PESADA FIC-703 [lb/hr]	KERO FIC-702 [lb/hr]	DIESEL FIC-701 [lb/hr]	FONDOS FIC-700 [lb/hr]	TOTAL FI-710 [lb/hr]
00:45	50	24.5.2												
04:50	50	24.4.7												
CRUDO ORIENTE														
HORA	TANQUE	NIVEL	779.10	7,545.88	1,451.20	289.3	10,630.52	12,517.22	21,929.63	4,276.60	1,575.60	709.47	5,795.18	12,645.28
04:45	293	7.1.7	TEMPERATURAS											
09:00	294	41.8.1	CORTES LATERALES				FONDOS		TORRE T-101					
13:25	294	40.10.4	SALIDA DE ENFRIADORES											
16:35	294	40.2.4	NAFTA LIVIANA [°F]	NAFTA PESADA [°F]	KERO [°F]	DIESEL [°F]	A UDV TI-416 [°F]	A TQ182 TI-417 [°F]	ZONA FLASH TI-401 [°F]	FONDO TI-400 [°F]	PLATO 24 TIC-603 [°F]	PLATO 16 TIC-552 [°F]	TOPE TIC-210 [°F]	D-101 TI-211 [°F]
20:00	294	39.7.0												
05:00	294	38.7.7												
00:00	294	37.11.7	115.93	92.80	140.60	134.45	290.47	204.23						
									629.38	613.98	390	271.82	209.53	131.23

CALIDAD DE PRODUCTOS (23:00)								
PRODUCTO	GRAVEDAD	FLASH/RVP	VISCOSIDAD	COLOR	PIE	50% ASTM	90% ASTM	PFE
NAFTA LIVIANA / SOLVENTE 1	64.70	8.50	0	30	0	0	0	0
NAFTA PESADA / SOLVENTE 3	52.20	18	0	30	0	0	0	0
KEROSENE / TURBO A1	43.70	39	0	30	152	196	231	247
DIESEL	33.20	0	0	1	230	307	362	390
FONDOS	17.30	0	0	0	0	0	0	0

4.2.2 Datos de operación de la unidad de destilación al vacio. En la tabla 8 se muestran los datos de operación de la UDV, los cuales son los valores promedios recolectados durante los días del 14 al 16 de julio del 2013.

4.2.3. Assay de crudos. Actualmente la refinería Talara procesa una mezcla de los crudos Talara y Oriente, con una proporción de 70% y 30% en volumen respectivamente. En la tabla 9 y 10 se presenta el assay de cada uno de estos crudos.

Como parte de la modernización o aumento de capacidad de la refinería, se ha proyectado incrementar el procesamiento a 95 MBPD procesando una mezcla de crudos más pesada que la actual mencionada en el párrafo anterior. La refinería Talara procesará una mezcla pesada de los crudos Talara y Napo, con una proporción de 33% y 67% en volumen, respectivamente. En la tabla 11 se presenta el assay del crudo Napo.

Tabla 8. Datos de operación actual y características de la UDV

OPERACIONES TALARA UNIDAD DE DESTILACIÓN Al VACÍO									
FLUJOS						**PRESIÓN EN CIRCUITO DE CARGA**			
DESCRIPCIÓN			**UNID.**	**PROMEDIO**		**DESCRIPCIÓN**		**UNID.**	**PROMEDIO**
ALIMENTAC.	C.O.	CIRCUITO N°1	B/d	5.636		ENTRADA V-E1		psig	0
		CIRCUITO N°2	B/d	5.636		ENTRADA V-E2		psig	0
	C.E.	CIRCUITO N°3	B/d	5.636		LINEA OESTE A V-H1 CIRCUITO N°1		psig	90,67
		CIRCUITO N°4	B/d	5.636		LINEA OESTE A V-H1 CIRCUITO N°2		psig	83
	CARGA TOTAL A UDV		B/d	22.544		LINEA ESTE A V-H1 CIRCUITO N°3		psig	83,33
REF.	GOL (reflujo a zona de lavado de GOL)		B/d	12.395		LINEA ESTE A V-H1 CIRCUITO N°4		psig	80,33
	GOP (reflujo a zona de lavado de GOP)		B/d	23.841		**SISTEMA DE VACIO**			
ESP.	GOP (reciclo a zona inferior de GOP)		B/d	1.003,50		**DESCRIPCIÓN**		**UNID.**	**PROMEDIO**
	SLOP WAX (reciclo a zona superior)		B/d	859	P.V.	TOPE		in Hg	-29,50
PRODUCTOS	NAFTA PESADA A DIESEL		B/d	0		ZONA FLASH		in Hg	-29
	GOL A DIESEL		B/d	2.191,17	VAP.	VAPOR TOTAL		lb/hr	15.360
	GOL A F -V12		B/d	811,50		PRESIÓN DE VAPOR		psig	165
	GOP		B/d	11.515	P.EYEC.	ENTRADA V-J1 A/B		psig	110
	SLOP WAX		B/d	782		ENTRADA V-J2 A/B		psig	0
	FONDOS		B/d	7.019,17		ENTRADA V-J3 A/B		psig	0
	PERDIDAS		B/d	225,17	TEMP. EN EYECTORES	SALIDA V-J1 A		°F	184,33
TEMPERATURAS						SALIDA V-J1 B		°F	101
DESCRIPCIÓN			**UNID.**	**PROMEDIO**		SUCCIÓN V-J2 A		°F	0
PREC.	A V-E1		°F	288,33		SUCCIÓN V-J2 B		°F	0
	A V-E2		°F	391		SALIDA V-J2 A		°F	0
	ENTRADA AL HORNO		°F	428,17		SALIDA V-J2 B		°F	237,33
HORNO	CIRCUITO N°1		°F	731,17		SUCCIÓN V-J3 A		°F	250,50
	CIRCUITO N°2		°F	743		SUCCIÓN V-J3 B		°F	223,67
	CIRCUITO N°3		°F	724,67		SALIDA V-J3 A		°F	0
	CIRCUITO N°4		°F	749		SALIDA V-J3 B		°F	0
	SALIDA LADO OESTE		°F	735	CONDENSAD.	CONDENSADO DE V-E11		°F	57,83
	SALIDA LADO ESTE		°F	735		CONDENSADO DE V-E12		°F	189,67
	CHIMENEA		°F	671,33		CONDENSADO DE V-P6 A/B		°F	0
TORRE	ZONA FLASH		°F	714,83		AGUA SALADA V-E10		°F	82,67
	FONDOS		°F	705		AGUA SALADA V-E11		°F	85,33
	PLATO SLOP WAX		°F	654		AGUA SALADA V-E12		°F	72,50
	PLATO GOP		°F	526,50					
	PLATO GOL		°F	279,83					
	TOPE		°F	109,33					
	REFLUJO GOP (temp de retorno)		°F	356,83					
	REFLUJO GOL (temp de retorno)		°F	88,83					
PRODUCTOS	FONDOS DE V-E2		°F	528,83					
	FONDOS A TANQUES		°F	328,67					
	FONDOS A TANQUES		°F	383,5					
	SLOP WAX A TANQUES		°F	417					
	GOP DE CALDERETAS (salida de calderetas)		°F	411,33					
	SALIDA DE AGUA DE V-E6 A/B (en reflujo de GOL)		°F	104,17					

Tabla 9. *Assay* de crudo Talara

Assay Crudo Talara								
Propiedades del crudo				**Hidrocarburos ligeros**				
Peso molecular				Metano	0	LV %		
Gravedad API	34,2	a 60°F		Etano	0	LV %		
K Factor	11,9	UOP 375		Propano	0	LV %		
Viscosidad [cst]	5,31	a 100°F		Isobutano	0.05	LV %		
Viscosidad [cst]	3,97	a 122°F		n-Butano	0,13	LV %		
Azufre total	0,071	wt %		Isopentano	0,33	LV %		
				n-Pentano	0,29	LV %		
				Hexano	1,19	LV %		
Destilación TBP								
Temperatura [°F]	**% LV**	**% LV Acumulado**	**Gravedad API**	**Azufre total**	**Viscosidad cinemática a 100°F [cst]**	**Viscosidad cinemática a 122°F [cst]**	**Viscosidad cinemática a 210°F [cst]**	**Viscosidad cinemática a 300°F [cst]**
IBP-200	3,86	3,86	71,3	6 ppm wt				
200-300	10,74	14,6	55,4	28 ppmwt				
300-350	6,03	20,63	47,7	56 ppm wt	0,93	0,81		
350-400	6,70	27,33	43,2	43 ppmwt	1,23	1,05		
400-500	13,73	41,06	39,1	38 ppm wt	2,08	1,69		
500-550	6,65	47,71	35,7	0,012 %wt	3,44	2,67		
550-650	14,29	62	33,7	0,025 %wt	6,28	4,61		
650-700	5,51	67,51	29,9	0,051 % wt	13,4	8,94	2,86	
650+ Def. F	37,77		22,0	0,178 % wt		95,82	13,49	
700+ Def. F	32,26		20,7					
700-800	7,70	75,21	25,9	0,084 % wt	44,22	26,26	5,98	
800-900	11,35	86,56	24,2	0,112 % wt		54,56	9,50	
900-1050	7,18	93,74	20,1	0,170 % wt		318,5	28,15	7,49
1050+ Def. F	6,03	99,77	9,7	0,379 % wt			3990	150,5

Tabla 10. *Assay* de crudo Oriente (COE)

Assay Crudo Oriente								
Propiedades del crudo				**Hidrocarburos ligeros**				
Peso molecular				Metano	0	LV %		
Gravedad API	23,6	a 60°F		Etano	0	LV %		
K Factor	11,8	UOP 375		Propano	0,24	LV %		
Viscosidad [cst]	59,87	a 100°F		Isobutano	0,16	LV %		
Viscosidad [cst]	35,06	a 122°F		n-Butano	0,58	LV %		
Azufre total	1,58	wt %		Isopentano	0,59	LV %		
				n-Pentano	0,69	LV %		
				Hexano	1,52	LV %		
Destilación TBP								
Temperatura [°F]	**% LV**	**% LV Acumulado**	**Gravedad API**	**Azufre total**	**Viscosidad cinemática a 100°F [cst]**	**Viscosidad cinemática a 122°F [cst]**	**Viscosidad cinemática a 210°F [cst]**	**Viscosidad cinemática a 300°F [cst]**
IBP-82	0,76	0,76	93,9					
82-200	4,74	5,5	73,5	<1 ppm t				
200-300	6,30	11,80	56,8	21 ppm				
300-350	3,53	15,33	49,4	0,028 % wt	0,89	0,78		
350-400	3,97	19,30	43,7	0,09 % wt	1,17	0,99		
400-500	7,73	27,03	38,1	0,307 % wt	1,95	1,60		
500-550	4,28	31,31	33,2	0,809 % wt	3,14	2,5		
550-650	9,40	40,71	31,3	1,01 % wt	6,03	4,42		
650-700	4,46	45,17	26,8	1,41 % wt	12,66	8,64	2,77	
650+ Def. F	59,06		11,9	2,16 % wt		can't run	328,8	
700+ Def. F	54,6		10,9					
700-800	6,93	52,10	23,6	1,50 % wt	43,95	24,81	5,31	
800-900	9,13	61,23	21,3	1,55 % wt		58,39	9,51	
900-1025	10,32	71,55	18	1,85 % wt		can't run	25,91	7,31
1025+ Def. F	28,22	99,77	2,8	2,63 % wt			can't run	30209

Tabla 11. *Assay* de crudo Napo

Assay Crudo Napo								
Propiedades del crudo				**Hidrocarburos ligeros**				
Peso molecular				Metano	0	LV %		
Gravedad API	18.4	a 60°F		Etano	0	LV %		
K Factor		UOP 375		Propano	0.02	LV %		
Viscosidad [cst]		a 100°F		Isobutano	0.04	LV %		
Viscosidad [cst]		a 122°F		n-Butano	0.014	LV %		
Azufre total	2.12	wt %		Isopentano	0.21	LV %		
				n-Pentano	0.25	LV %		
				Hexano	0	LV %		
Destilación TBP								
Temperatura [°F]	**% LV**	**% LV Acumulado**	**Gravedad API**	**Azufre total**	**Viscosidad cinemática a 100°F [cst]**	**Viscosidad cinemática a 122°F [cst]**	**Viscosidad cinemática a 210°F [cst]**	**Viscosidad cinemática a 300°F [cst]**
IBP = 83.1	0	0						
IBP - 252.5	5	5						
252.5 - 354.7	5	10						
354.7 - 507	10	20						
507 - 637.3	10	30						
637.3 - 753	10	40						
753 - 860	10	50						
860 - 966.6	10	60						
966.6 - 1080	10	70						
1080 - 1205	10	80						
1205 - 1342	10	90						
1342 - 1419	5	95						
1419 - 1494	5	100						

4.3 CARACTERIZACIÓN DE CRUDOS

Antes de realizar la caracterización propiamente, necesitamos ingresar al simulador los componentes gaseosos o denominados “incondensables” y definir o asignar un paquete termodinámico. El paquete seleccionado fue *Peng Robinson* debido a su consistencia termodinámica y mejor cálculo de balance de calor que mejor describe el sistema de hidrocarburos, otra alternativa pudo ser *Redlich-Soave-Kwong*. El sistema de hidrocarburos al vacío podría usar *Braun-K10* o *Esso Tabular*, elegimos el segundo por lo indicado en las bases teóricas.

A partir de la información de los *assay* de cada crudo: Talara, Oriente y Napo; se realizó la caracterización con el simulador *Aspen Hysys 7.3*, los resultados se muestran en las figuras 24, 25, 26. La mezcla de crudos actual es denominada “Carga Crudo” mostrada en las figuras 27 y 28. La mezcla de crudos futura es una mezcla pesada “Crudo Diseño” (67% crudo napo y 33% crudo Talara) cuyos resultados de caracterización se indican en las figuras 29 y 30 (caracterización del crudo Talara ver figura 24).

Generalmente, se busca minimizar el número de componentes hipotéticos para reducir la complejidad de los cálculos en el *flowsheet* del proceso, otras veces se busca maximizar o usar el recomendado por el simulador de procesos. En el

presente trabajo se realizó el número de cortes de componentes hipotéticos de acuerdo a lo indicado por Ai-Fu Chang.

Figura 24. Curva de destilación TBP del crudo Talara

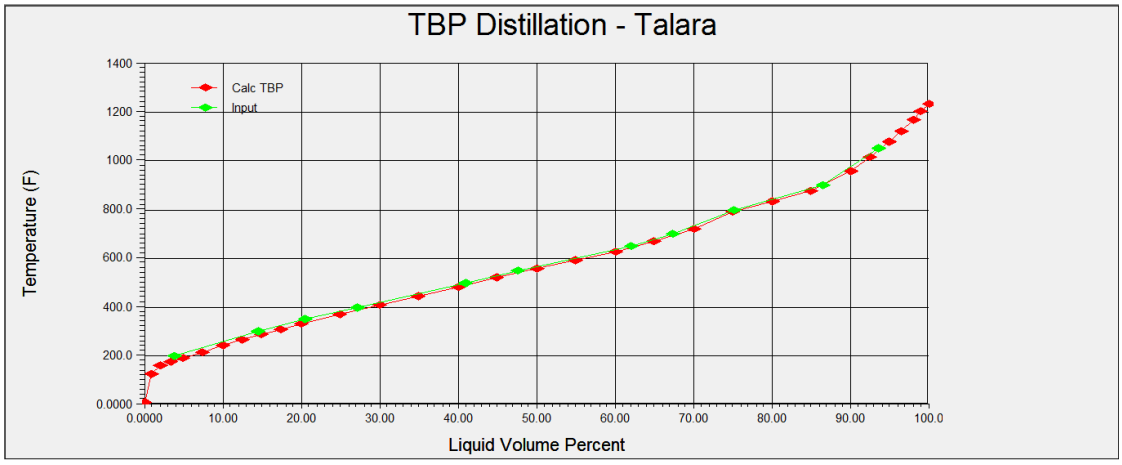


Figura 25. Curva de destilación TBP del crudo COE

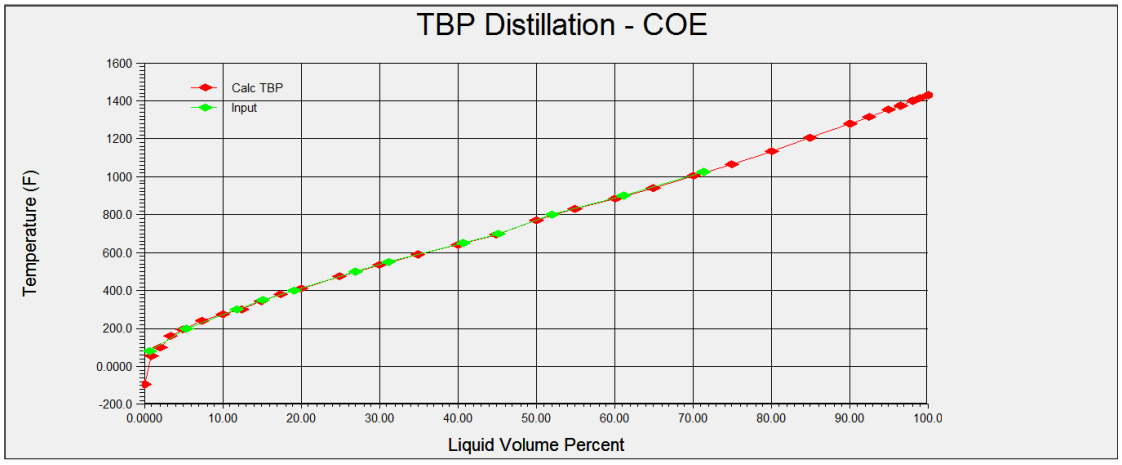


Figura 26. Curva de destilación TBP del crudo Napo

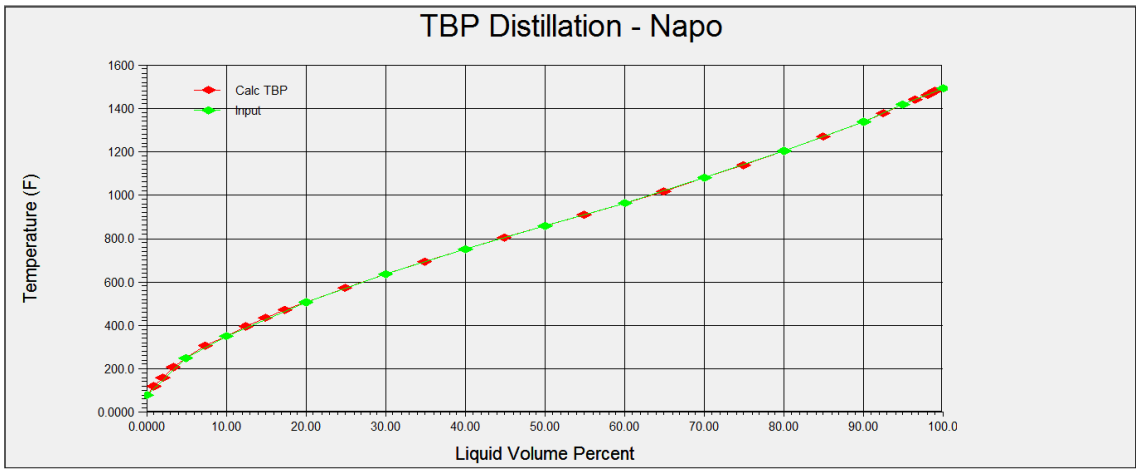


Figura 27. Distribución de corte de destilación de la mezcla actual "Carga Crudo"

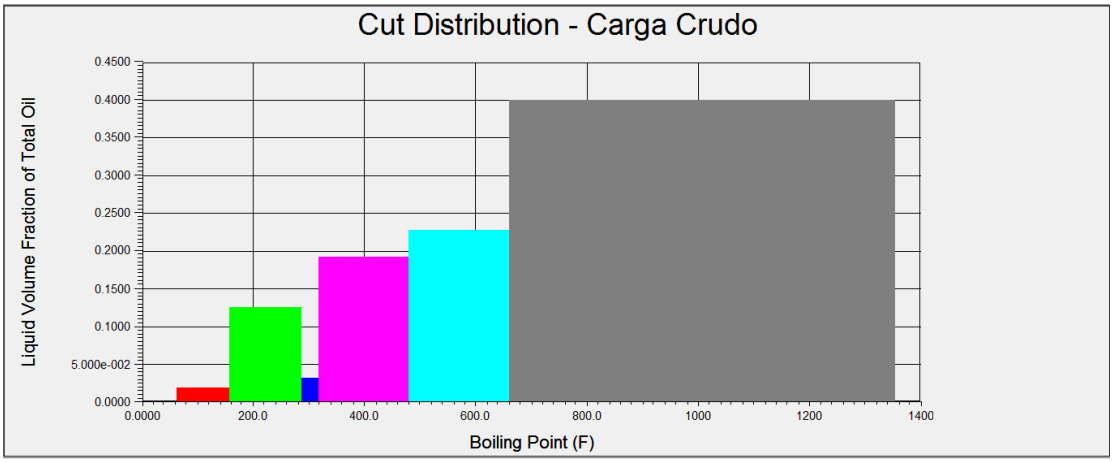


Figura 28. Curva de destilación TBP de la mezcla actual "Carga Crudo"

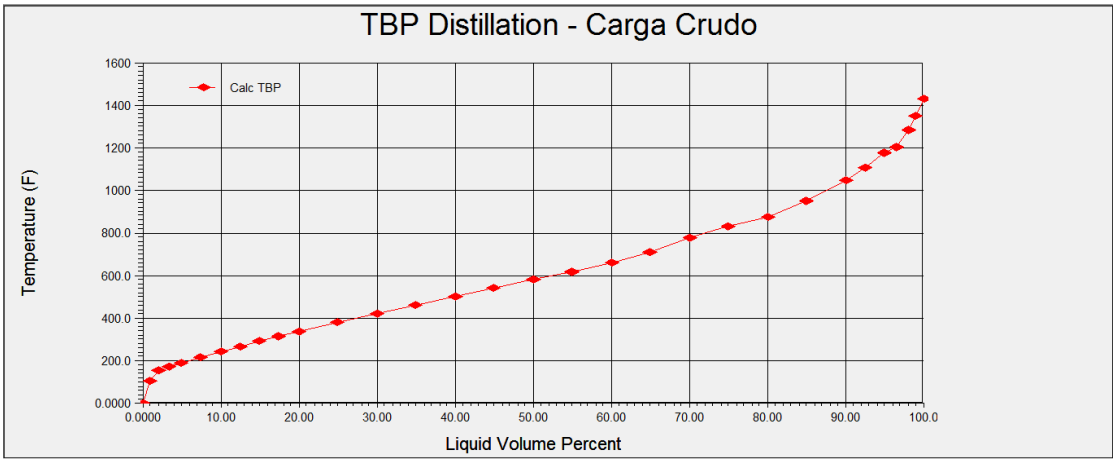


Figura 29. Distribución de corte de destilación de la mezcla actual "Crudo Diseño"

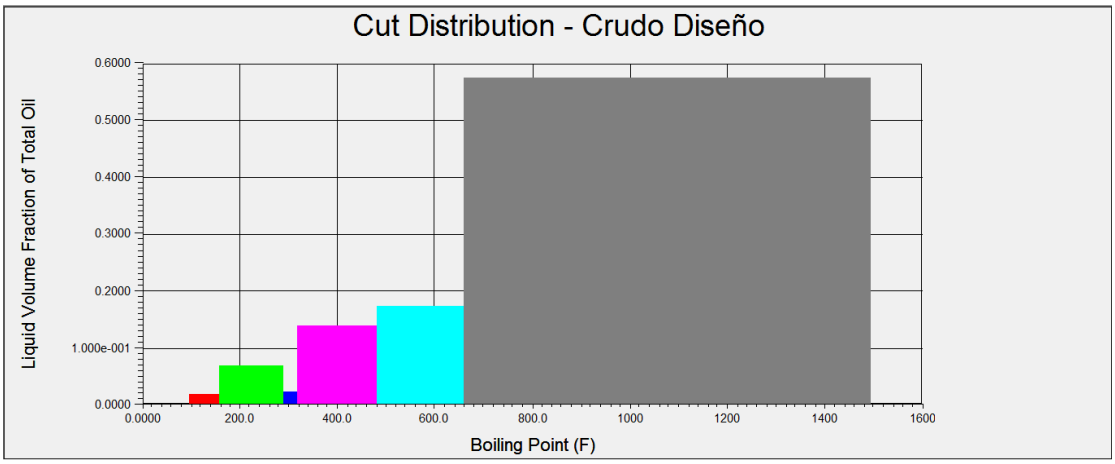
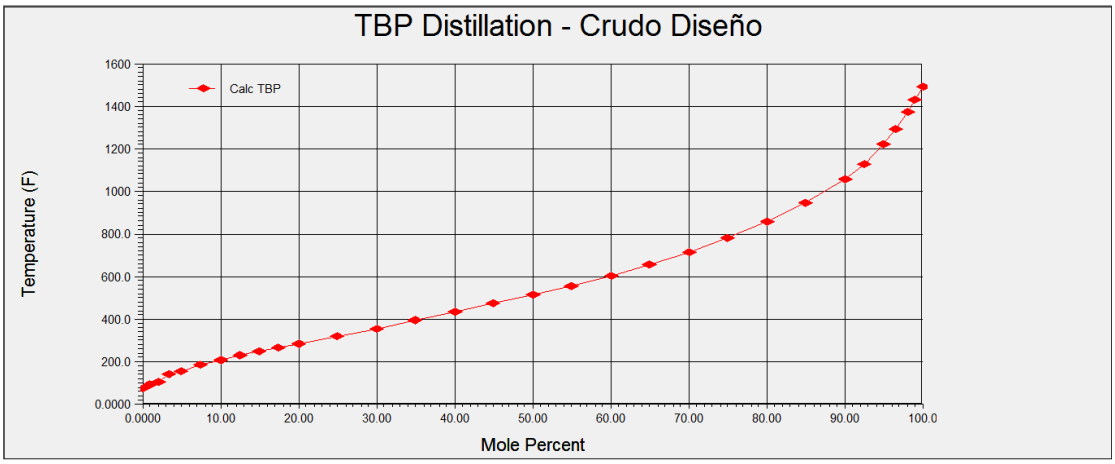


Figura 30. Curva de destilación TBP de la mezcla actual "Crudo Diseño"



4.4 SIMULACIÓN Y EVALUACIÓN

4.4.1 Simulación de equipos principales de la *UDP* y *UDV* actual. Las fraccionadoras de *UDP* (T-101) y *UDV* (VV-1) fueron simuladas usando los datos recolectados de planta, la caracterización se realizó previamente y el modelo de las columnas se muestran en las figuras 31 y 32. Se debe aclarar que estas representaciones esquemáticas son simplificadas e incluye la eficiencia correspondiente (en el número de platos) a cada zona de la columna. Como se dijo en las bases teóricas, estos esquemas son las representaciones teóricas de las columnas de destilación reales.

La simulación a la condición actual, permitió que se validara el modelo en *Aspen Hysys 7.3*, los resultados mostrados en la figura 35 y en las tablas 12 y 13 permiten visualizar las ligeras desviaciones del modelo con el resultado real. A partir de estos modelos se inició la evaluación, inicialmente se cambiaron las especificaciones extensivas en la columna de destilación a especificaciones intensivas, luego se aumentó la carga del mismo crudo actual para la *UDP*. Posteriormente, se repitió dicha evaluación con la futura mezcla de crudos denominada "Crudo Diseño". En las figuras 33 y 34 se muestran los diagramas de flujo presentados en el simulador de procesos. En la tabla 12 se muestra los rendimientos de cada unidad existente para la validación. En la tabla 13 se muestra los rendimientos proyectados de cada unidad, para el caso de la *UDP* con carga de crudo actual y para el caso de la *UDV* con carga de crudo futura.

De la tabla 13, la *UDP* existente permite procesar una capacidad máxima de 68,000 BPD con la carga de crudo existente, sin embargo la fraccionadora existente no puede procesar la carga futura (carga pesada) por límites de diseño.

Mientras que la *UDV* existente permite procesar una capacidad máxima de 26,000 BPD con la carga de crudo existente, además la fraccionadora existente si podrá

procesar alrededor de 18000 BPD de la carga futura pero se tendrá que modificar los internos de la sección inferior y superior.

Figura 31. Modelo teórico de la columna principal de la UDP (T-101)

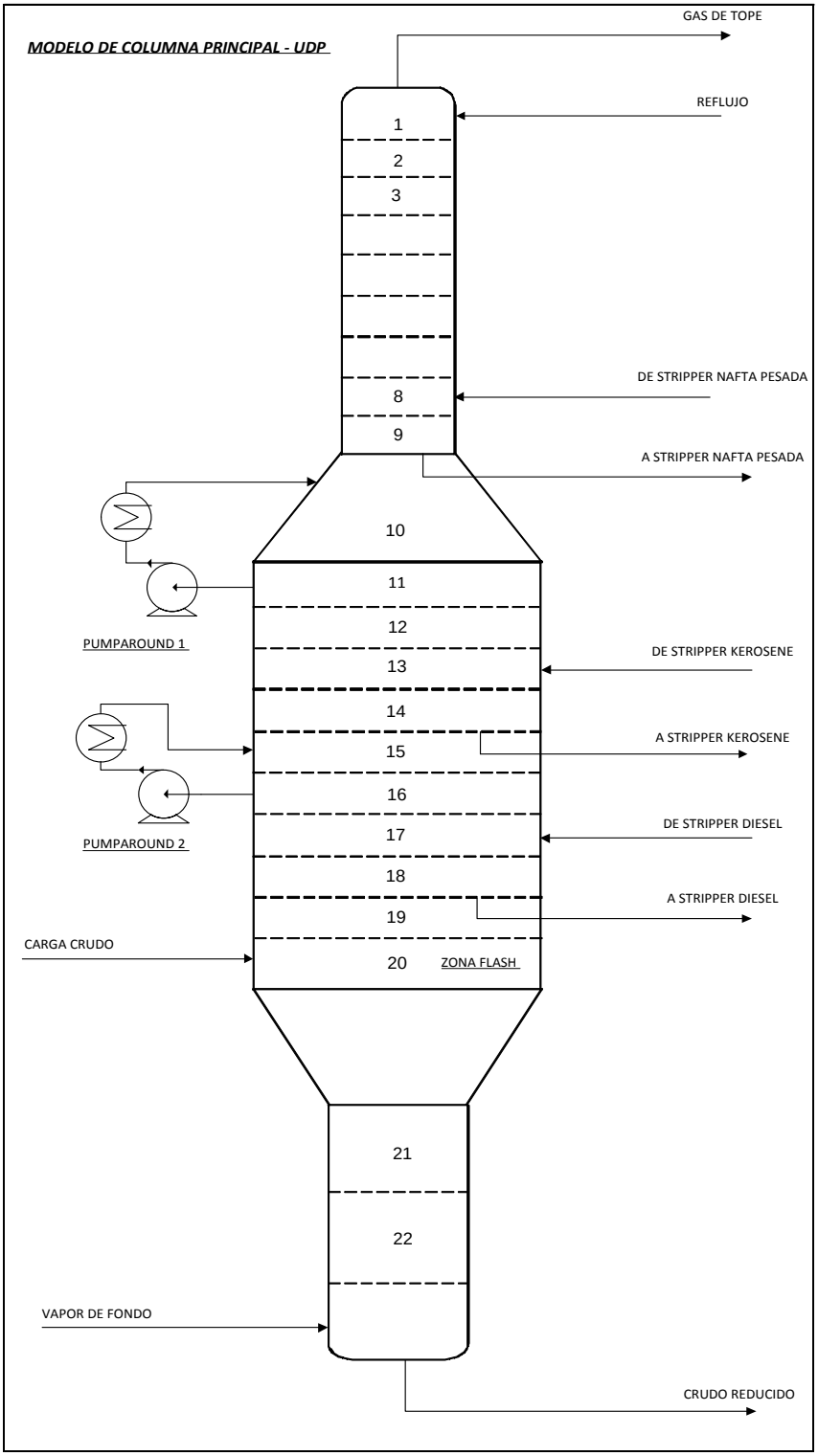


Figura 32. Modelo teórico de la columna principal de la UDV (VV-1)

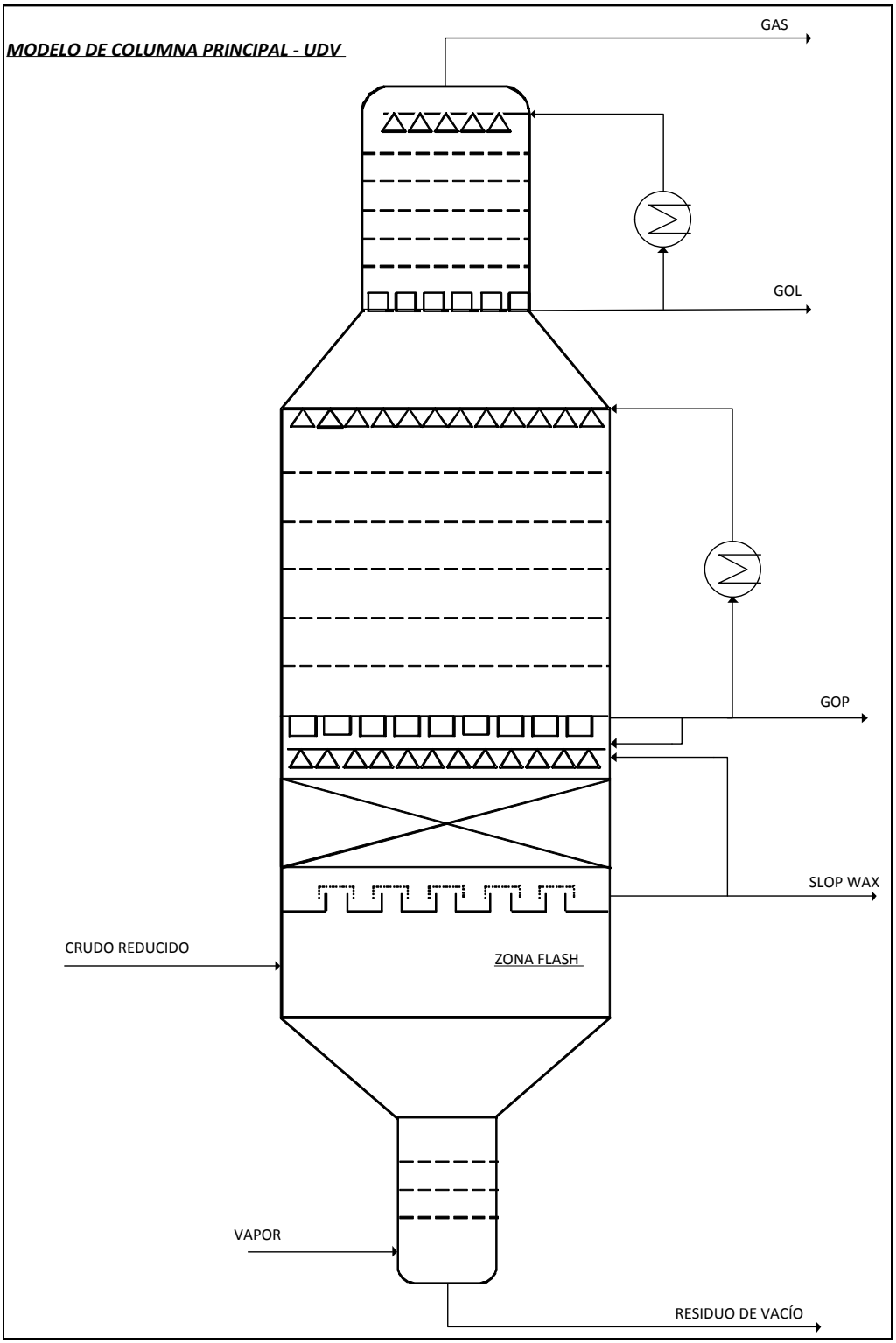
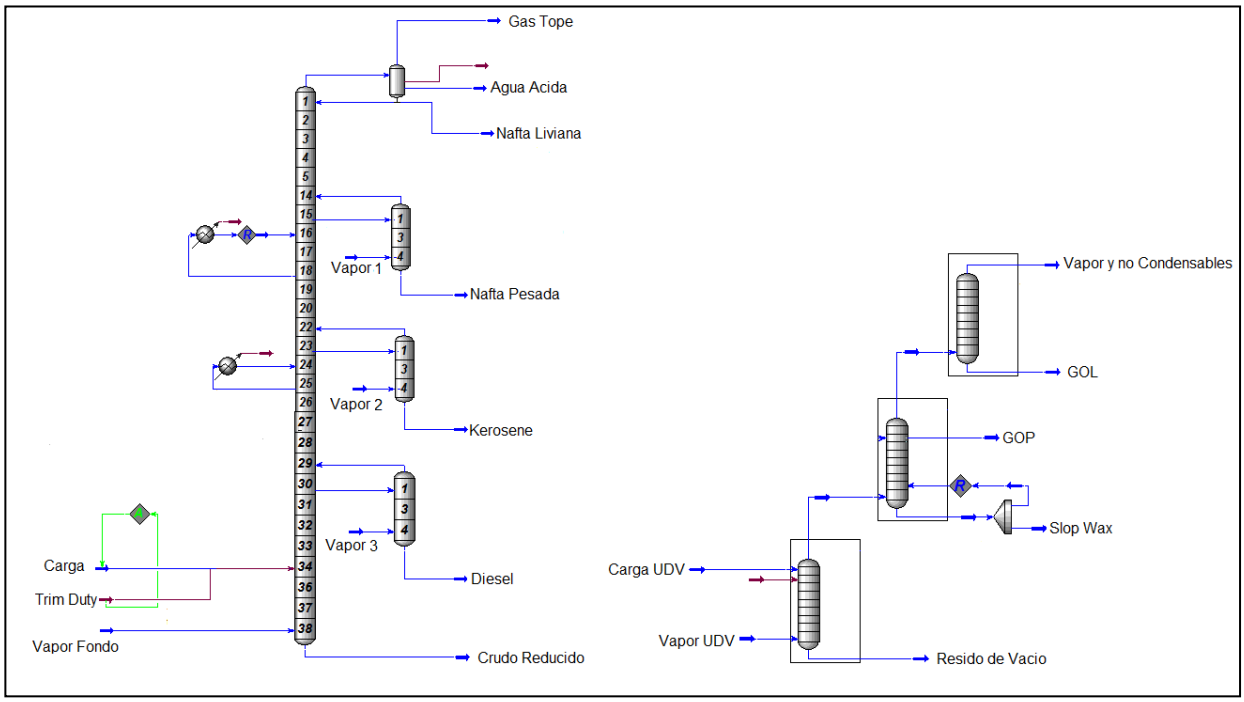


Figura 33. Diagrama de flujo en Aspen Hysys de fraccionadoras de UDP y "UDV preliminar".



4.4.2 Evaluación de equipos secundarios de la *UDP* y *UDV* actual. Los equipos secundarios de *UDP* y *UDV* han sido clasificados de esta forma por diferentes motivos entre ellos porque representan menor impacto a los cambios que se deben realizar. En la figura 36 y 37 se muestra el diagrama de flujo simplificado de los equipos secundarios para la *UDP* y *UDV*, respectivamente.

Figura 34. Diagrama de flujo en Aspen Hysys de fraccionadora UDV completo.

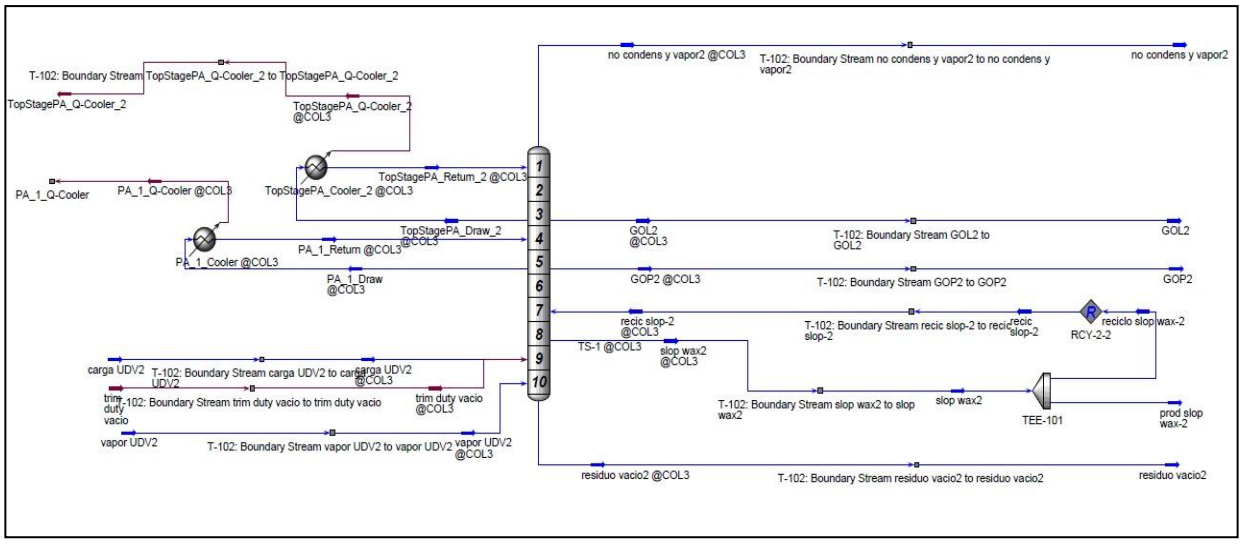


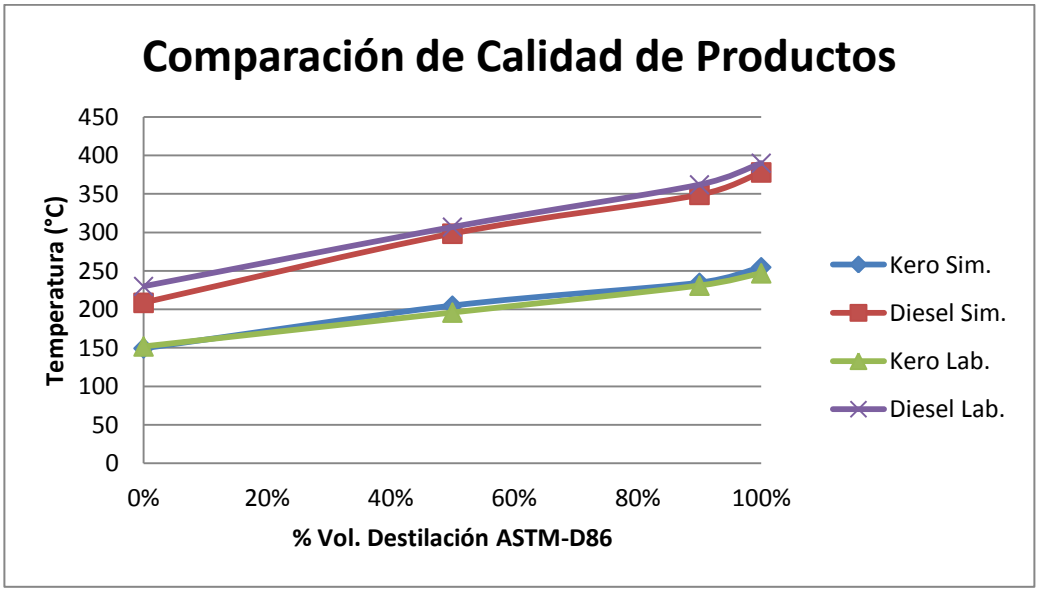
Tabla 12. Validación - Rendimientos actuales de productos en *UDP* y *UDV*.

UDP EXISTENTE			UDV EXISTENTE		
	Flujo [BPD]	Rendimiento [%]		Flujo [BPD]	Rendimiento [%]
Carga	54,859.0		Carga	22,544.0	
Nafta liviana	8,099.0	14.8			
Nafta pesada	1,859.0	3.4	GOL	3,039.0	13.5
Kerosene	10,167.0	18.5	GOP	11,696.0	51.9
Diesel	12,598.0	23.0	Slop wax	782.0	3.5
Crudo reducido	22,130.0	40.3	Residuo vacío	7,020.0	31.1

Tabla 13. Evaluación - Rendimientos proyectados de productos en *UDP* y *UDV.*

UDP EXISTENTE			UDV EXISTENTE		
	Flujo [BPD]	Rendimiento [%]		Flujo [BPD]	Rendimiento [%]
Carga	68,000.0		Carga	17,423.0	
Nafta liviana	9,384.0	13.8			
Nafta pesada	1,924.4	2.8	GOL	1,045.4	6.0
Kerosene	11,764.0	17.3	GOP	7,317.7	42.0
Diesel	15,640.0	23.0	Slop wax	-	-
Crudo reducido	27,404.0	40.3	Residuo vacío	8,885.7	51.0

Figura 35. . Validación – Comparación de rendimientos actuales de productos.



4.4.2.1 UDP – Bombas de procesos. El esquema actual de bombas de carga a la unidad permite la segregación de crudos pesados y ligeros, de manera que las bombas existentes P-100 A/B/C//D/E se pueden mantener para crudos ligeros y se instalarán bombas nuevas para crudos pesados. La mezcla de los crudos se realiza en línea aguas abajo a las bombas P-100 D/E y las respectivas bombas nuevas.

4.4.2.2 UDP – Intercambiadores de calor. Debido a que también se cambia la calidad de crudo, procesando crudo más pesado, se ha decidido repartir el flujo de crudo en un 60% por el tren existente de precalentamiento (57,000 BPD) y un 40% por el tren nuevo de precalentamiento (38,000 BPD). De este modo, se aliviará también hidráulicamente el tren existente (unos 5,000 BPD menos).

4.4.2.3 UDP – Horno atmosférico. Se emplea el horno de crudo existente, Horno Atmosférico UDP HS-101 de 218 MMBTU/h, cuya capacidad ya había sido ampliada a 90,000 BPD para procesar crudo liviano (API=34), equivalente a 95,000 BPD de crudo pesado con un factor de utilización del 95%, la carga térmica equivalente para el horno se verá reducida en 7.5 MMBTU/h aproximadamente, debido a la inclusión del sistema de retiro de calor del pumparound de tope que permite mejorar la eficiencia energética de la planta.

Ya que la mezcla de crudos de diseño de la unidad no tiene un contenido elevado en ácidos nafténicos, la metalurgia de este equipo se considera adecuada al servicio (tubos zona radiante: A335 P5, tubos zona convectiva A108 Gr.8).

4.4.2.4 UDV – Bombas de procesos. Los equipos V-P1 A/B, V-P2 A/B/C, V-P3 A/B, V-P4 A/B, V-P5 A/B y V-P14 A/B se encuentran cubiertos por la carta L-TR-CPT-0055.

La bomba V-P10 A/B deberá ser eliminada y posteriormente sustituida.

Las bombas V-P-8, V-P11, V-P13 y V-P15 mantienen su servicio actual con las condiciones de operación actuales. Por ello, se consideran aptas desde el punto de vista de procesos y mecánico. Cabe resaltar, que la UDV existente operará a menor carga con el crudo futuro y estará en paralelo a la nueva UDV para alcanzar los objetivos de procesamiento.

4.4.2.5 UDV – Intercambiadores de calor. Los equipos V-E1 A/B/C/D, V-E2 A/B, V-E2 C, V-E3 A/B, V-E5 A/B, V-E6 A/B no se consideran aptos por procesos debido a un aumento en las presiones de diseño de los distintos sistemas, a consecuencia de los cambios en las condiciones de operación de las bombas. Estos equipos no se consideran válidos desde el punto de vista de metalurgia.

Estos equipos podrían considerarse válidos desde el punto de vista de procesos con la instalación de válvulas de seguridad y candados. La opción de redistribuir en paralelo la alimentación a través de estos intercambiadores se ha descartado debido a la vida útil de los equipos existentes y a las implicaciones de construcción que tendría, teniendo que realizar una parada de larga duración para adecuar estos equipos.

Figura 36. Diagrama de flujo simplificado de equipos secundarios de UDP existente.

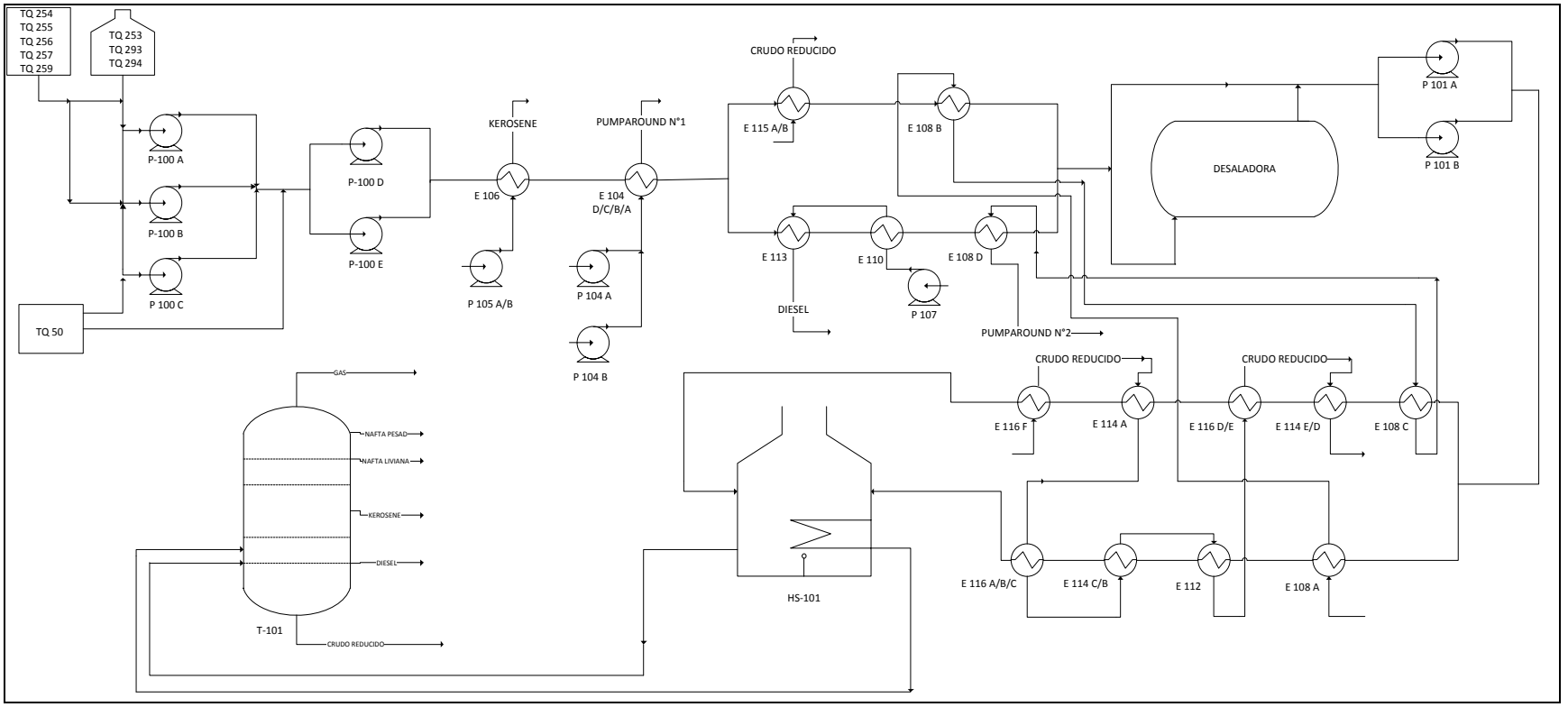
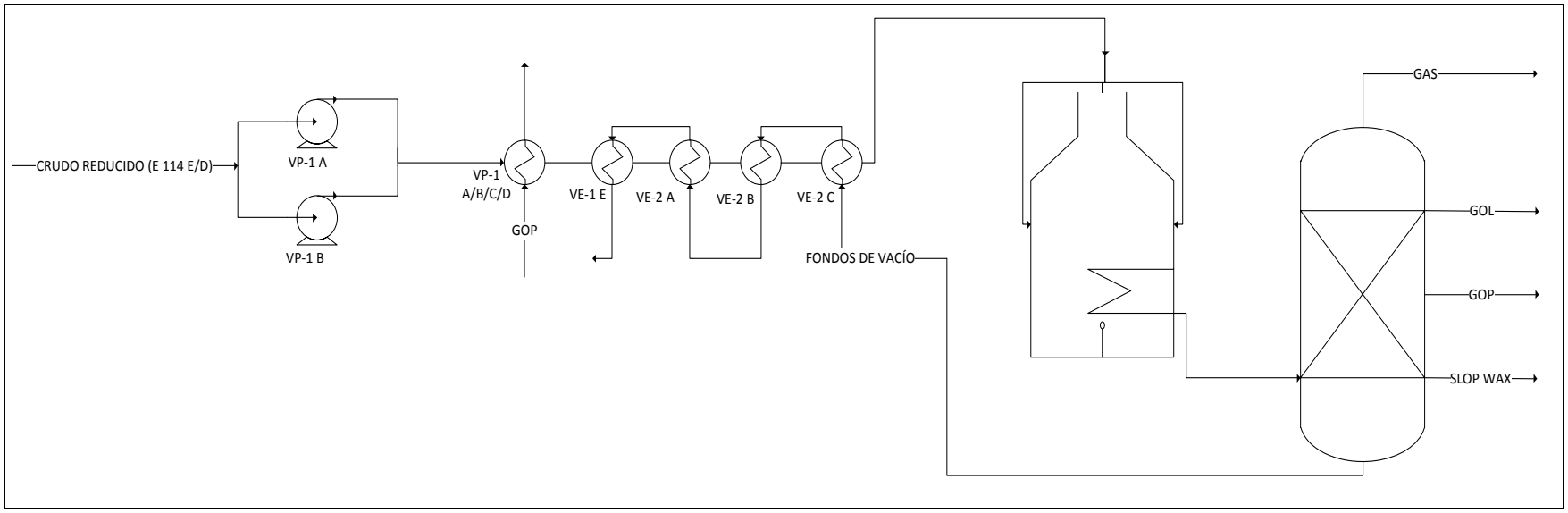


Figura 37. Diagrama de flujo simplificado de equipos secundarios de UDV existente.



Los intercambiadores V-E14 A/B/C y V-E15A no se han evaluado por falta de información.

Los condensadores de las etapas de eyectores (V-E10, V-E11 y V-E12) se consideran aptos por procesos, puesto que se reduce la capacidad de la unidad y las condiciones de presión en la succión de los eyectores es la misma que las condiciones actuales de operación. Se resalta que no se dispone de información sobre el sistema de generación de vacío (eyectores e intercambiadores).

En cuanto a los aeroenfriadores, los equipos V-E8 A/B, V-E9A/B, V-E16 no han sido evaluados desde el punto de vista de procesos.

El Enfriador V-E4, es apto desde el punto de vista de procesos y apto desde el punto de vista de metalurgia.

4.4.2.6 UDV – Eyectores. Estos equipos se consideran aptos desde el punto de vista de procesos y mecánico, dado que se ha reducido la carga de la unidad y se mantienen las condiciones de operación (presión de succión, etc) en el equipo.

4.4.2.7 UDV – Horno de vacío. Este equipo se considera apto desde el punto de vista de procesos y metalurgia (no se puede evaluar el remanente de vida útil del mismo). Se encuentra en muy mal estado según inspección visual por lo que se recomienda su sustitución.

4.4.2.8 UDV – Recipientes. Los recipientes de la unidad se consideran aptos desde el punto de vista de procesos, dado que mantienen sus condiciones de operaciones actuales o con caudales menores a los actuales. Desde el punto de vista metalúrgico, el recipiente V-V3 no es apto y para los demás no se dispone de información.

4.5 DISEÑO

El diseño de la unidad de destilación primaria es consistente con los objetivos generales del proyecto de modernización de la refinería Talara de ampliar la capacidad de refinación a 95 KBPD, maximizar la producción de destilados medios y minimizar la producción de residuos. El diseño incorpora la flexibilidad para procesar los distintos tipos de crudo contemplados en el punto 4.3.

El diseño incorpora características para un uso eficiente de la energía y la recuperación de calor coherente con el fraccionamiento de productos, como el empleo de tres reflujos externos en la columna de destilación primaria.

4.5.1 Simulación y dimensionamiento de equipos principales para unidades nuevas. En el punto 4.4.1, se ha indicado que la columna fraccionadora existente de la UDP no será capaz de procesar la nueva carga de crudo, por ello se diseñará una columna nueva, cabe indicar que los otros equipos secundarios de la

UDP son considerados en el punto 4.4.2. También, para el caso de la UDV, se ha diseñado una nueva columna de 35,000 BPD para que complemente la carga total a las unidades de vacío, estas columnas son mostradas en la figura 38 y 39, respectivamente.

Figura 38. Modelo teórico de la columna principal de la UDP

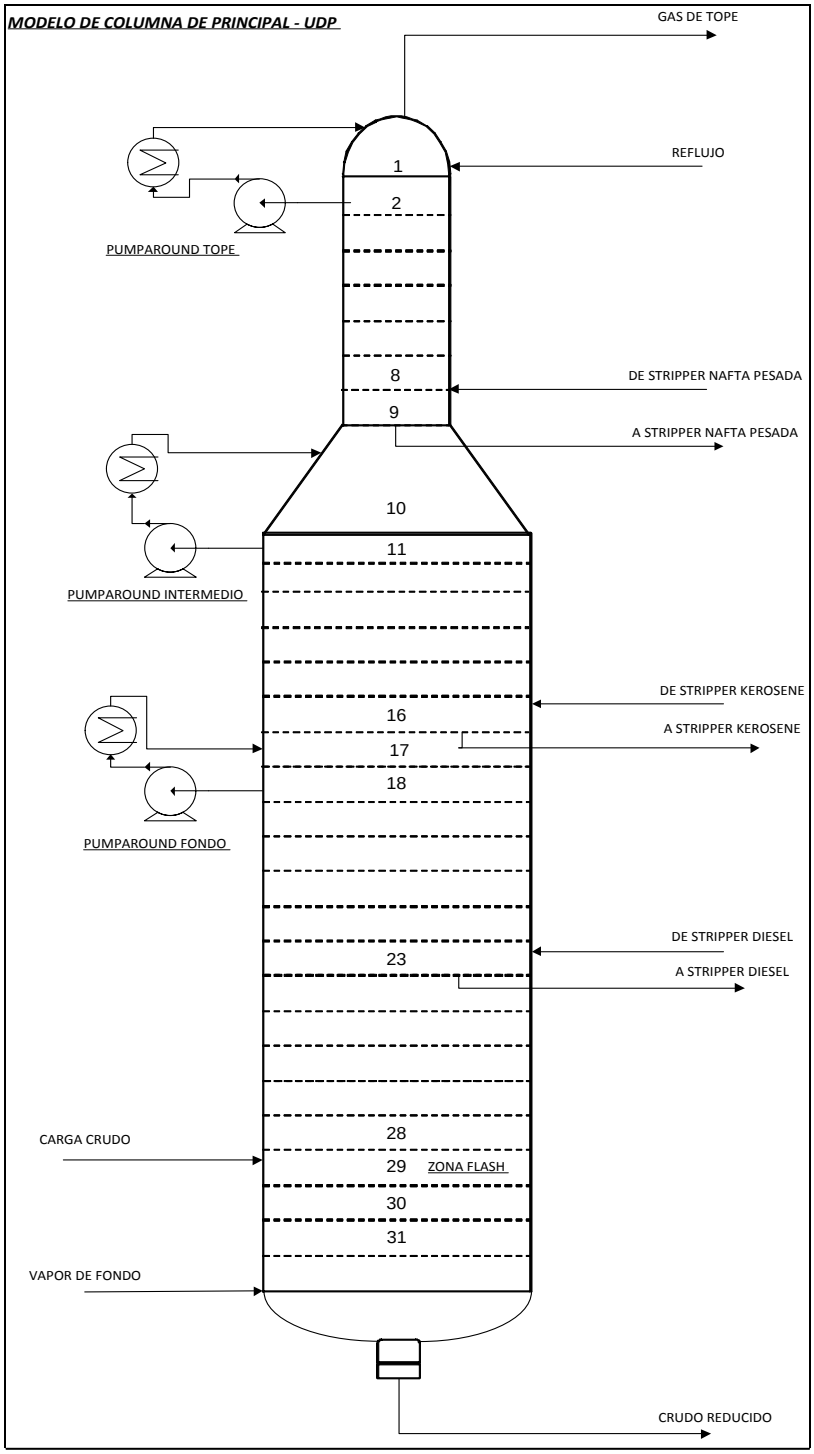
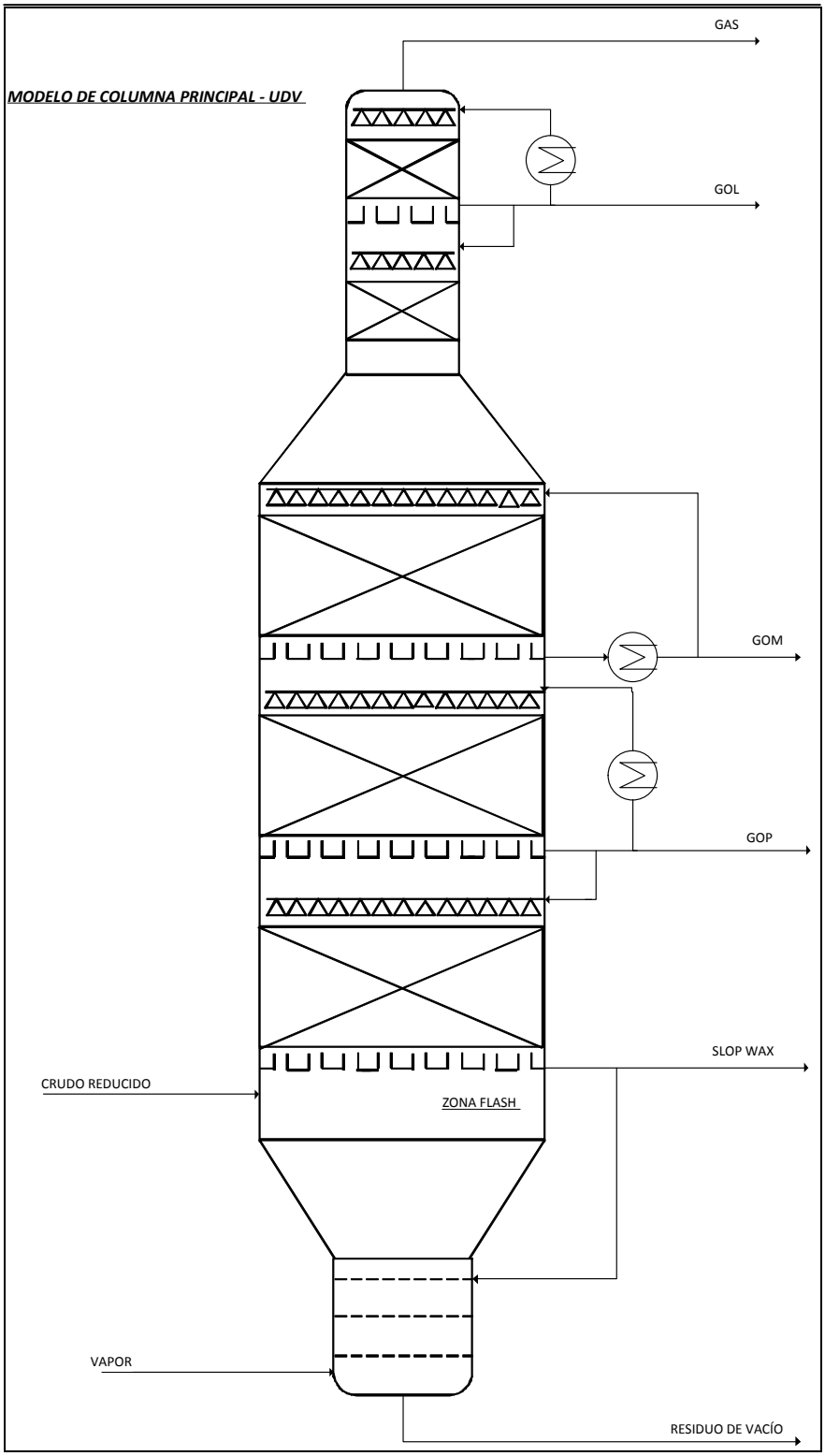
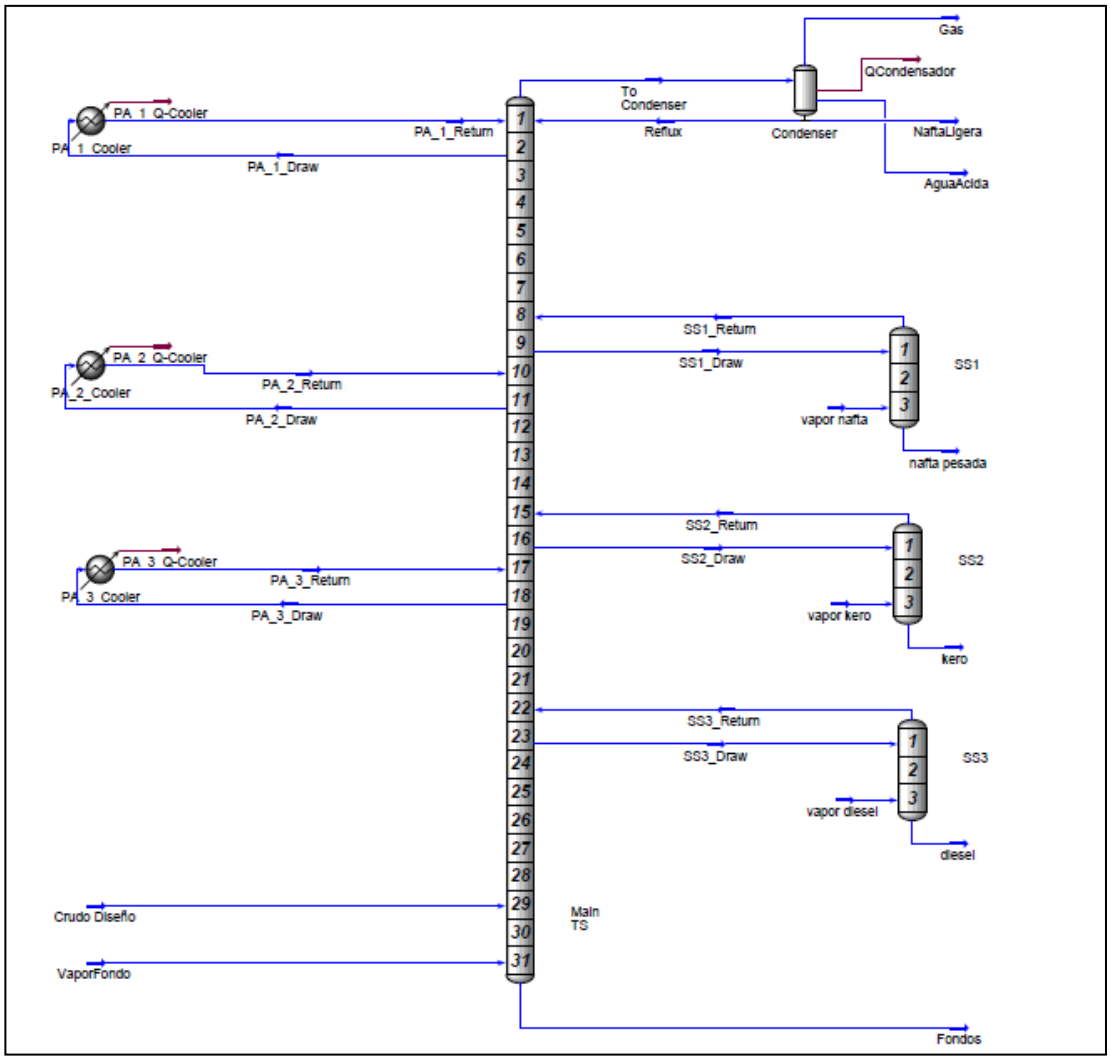


Figura 39. Modelo teórico de la columna principal de la UDV.



El modelo de simulación en *Aspen Hysys* se muestra en la figura 40, el cual produjo los resultados de rendimientos y especificaciones de producto que se muestran en la tabla 19.

Figura 40. Diagrama de flujo en Aspen Hysys de la UDP nueva.



El modelo de simulación en *Aspen Hysys* de la UDV nueva se muestra en la figura 41, el cual produjo los resultados de rendimientos y especificaciones de producto que se muestran en la tabla 14.

Cabe indicar, que el *GOP* o *HVGO* y el *GOM* o *MVGO* se mezclan aguas abajo de los intercambiadores de calor para formar una sola corriente (la cual puede ser denominada GOP) y por consiguiente alcanzar temperaturas de almacenamiento y/o de entrada a otras unidades.

En la tabla 15, se muestra las dimensiones y características de la nueva columna fraccionadora de la UDP para 95,000 BPD de procesamiento de mezcla de crudos futuro.

Figura 41. Diagrama de flujo en Aspen Hysys de la UDV nueva.

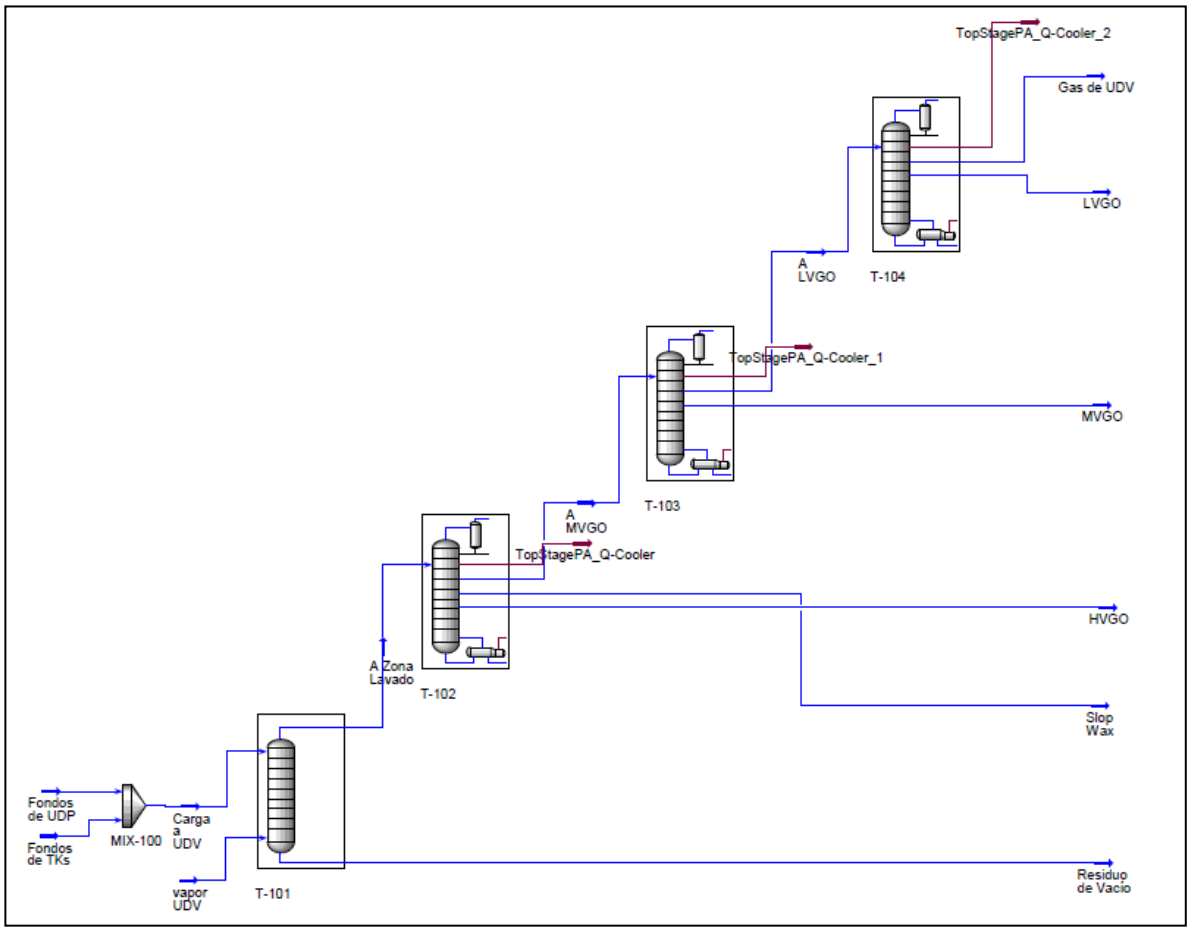


Tabla 14. Diseño - Rendimientos proyectados de productos en UDP y UDV.

UDP NUEVA			UDV NUEVA		
	Flujo [BPD]	Rendimiento [%]		Flujo [BPD]	Rendimiento [%]
Carga	95,150.0		Carga	35,000.00	
Nafta liviana	13,120.0	13.8			
Nafta pesada	2,442.0	2.6	GOL	4,305.00	12.3
Kerosene	8,869.0	9.3	GOP	18,305.00	52.3
Diesel	17,910.0	18.8	Slop wax	1,260.00	3.6
Crudo reducido	52,280.0	54.9	Residuo vacío	11,060.00	31.6

En la tabla 16, se muestra las dimensiones y características de la nueva columna fraccionadora de la UDV para 35,000 BPD de procesamiento de los residuales de mezcla de crudos futuro.

En la tabla 17, se muestras las especificaciones de los productos obtenidos en la nueva UDP.

4.5.2 Selección y dimensionamiento de equipos secundarios de la UDP y UDV. La selección y el dimensionamiento de los equipos secundarios para la nueva *UDP* y *UDV* no forman parte del alcance de este trabajo.

Tabla 15. Diseño – Dimensiones y características de secciones de columna fraccionadora de UDP

Columna de Fraccionamiento	Diámetro (m)	Altura total (m)	Espaciamiento de platos (mm)	Alt. de sección de platos ideales (m)	Alt. de sección de platos reales (m)
Principal - Sección 1	4.5	13.0	610	5.5	8.5
Principal - Sección 2	6.4	34.3	610	11.6	15.5
Principal - Sección 3	4.3	7.6	610	1.8	4.3
Stripper Nafta	1.3	6.2	610	1.8	3.7
Stripper Kero	1.7	7.4	610	1.8	3.7
Stripper Diesel	1.7	8.4	610	1.8	3.7

Tabla 16. Diseño – Dimensiones y características de secciones de columna fraccionadora de UDV

Columna de Fraccionamiento	Diámetro (m)	Altura total (m)	Espaciamiento de platos (mm)	Alt. de sección empacada ideal (m)	Alt. de sección empacada real (m)
Principal - Sección 1	6.1	11.7	-	2.0	4.0
Principal - Sección 2	10.0	22.0	-	2.7	5.3
Principal - Sección 3	4.8	5.8	610	1.8	3.1

Tabla 17. Especificaciones de productos calculadas con el simulador.

ESPECIFICACIONES DE LOS PRODUCTOS DE LA UDP TALARA			
NAFTA LIVIANA	**Calc.**	**KEROSENE**	**Calc.**
Destilación [°C]		**Destilación [°C]**	
10% V recuperado	70	10% V recuperado	200
90% V recuperado	165	Punto final	285
Azufre total [% masa]	-	**Azufre total [% masa]**	-
NAFTA PESADA	**Calc.**	**DIESEL**	**Calc.**
Destilación [°C]		**Destilación [°C]**	
50% V recuperado	184	90% V recuperado	357
Punto final	215	Índice de cetano	45

CONCLUSIONES

-El modelamiento de los equipos principales de la UDP y UDV existente en el simulador de procesos logró representar satisfactoriamente los valores reales o condiciones de operación de planta.

-La caracterización de crudos nos permitió realizar un análisis previo de los productos a obtener tanto en la configuración existente como en la nueva, dando como datos de partida o valores iniciales para los puntos de corte de cada producto.

-La columna fraccionadora de la UDP existente no permite cubrir la nueva proyección de la planta. Por tal razón, debemos diseñar una nueva columna con las capacidades especificadas en el punto de resultados y con las características y consideraciones de diseño para instalaciones modernas indicadas en las bases teóricas del presente trabajo.

-La predicción de la calidad de productos por parte del simulador *Aspen Hysys* presenta una ligera diferencia inferior en todos los casos. La validación del modelo nos permitió verificar estas diferencias que tuvimos en cuenta para la realización de los cálculos.

-La columna fraccionadora y los equipos secundarios de la UDV existente podrán seguir operando pero a baja carga para la mezcla de crudos futura, ello conlleva al nuevo diseño de una columna y equipos asociados para lograr los objetivos de capacidad en esta unidad.

-Los equipos secundarios asociados a las unidades existentes, podrán ser reutilizados (a mínima carga de crudos pesados), siempre en cuando se construya un circuito o sistema en paralelo para cubrir el aumento de capacidad esperado. Vale aclarar que tales equipos existentes deben ser aprobados a nivel de procesos, mecánica y metalurgia.

-La simulación de la nueva UDP a las nuevas condiciones ha permitido obtener los resultados esperados que se habían planteado para este aumento de capacidad de acuerdo a los requerimientos de la refinería Talara.

-El dimensionamiento de los equipos principales de la nueva UDP y UDV se realizó con las consideraciones y recomendaciones indicadas en las bases teóricas del presente trabajo, el proveedor finalmente seleccionado deberá confirmar y validar estos resultados.

RECOMENDACIONES

-La validación del modelo con las condiciones de proceso existente fueron satisfactorias, sin embargo estas podrían mejorar si se realiza un análisis detallado de los productos en planta para intentar reconstruir el *assay* de crudo *backblending*.

-En el caso del crudo Napo se tuvo una cantidad limitada de datos de assay, creemos que se debería hacer análisis adicionales a este crudo pesado para realizar comparaciones más precisas.

-La columna fraccionadora de la UDP existente no debe ser descartada o enviada a un parque de chatarras, podría ser reusada como un pre-fraccionador, previamente debe ser evaluado en un estudio dedicado a los posibles usos que podría tener.

-La reutilización de los equipos existentes deberá ser verificada y aprobada por los especialistas correspondientes en procesos, mecánica y metalurgia. Inclusive los refinadores podrían optar por alternativas de reemplazo para facilitar o mejorar sus experiencias operativas.

-A partir de los resultados obtenidos, otros investigadores podrían continuar el análisis y determinación de los equipos secundarios en UDP y UDV.

BIBLIOGRAFÍA

AMADOR, Jorge, CHAVARRO, Karen. Revisión de heurísticas y conceptos para el diseño de equipos utilizados en procesos de refinación del petróleo. Programa de ingeniería química universidad de san Buenaventura. 2012.

BACHMANN, David, CLARY, Dennis. Vacuum distillation unit design. Engineering design seminar.UOP LLC 2006.

BACHMANN, David, DENNIS Clary. Crude distillation unit design.Engineering design seminar.UOP LLC 2006, 2010.

BARLETTA, Tony, MARTIN, Gary. Revamping conceptual process design.Petroleum technology quarterly. 2002.

BARLETTA, Tony. Practical considerations for crude unit revamps.Petroleum technology quarterly. 1998.

BARLETTA, Tony, SMITH, Matthew, MACFARLANE, Catherine. Crude unit revamp increases diesel yield. Petroleum technology quarterly.Spring 2000.

FAZLALI, Alireza, HOSSEINI, Sayedmohsen, YASINI, Behzad, MOGHADASSI. Optimization of operating conditions of distillation column: an energy saving option in refinery industry. Songklanakarin J. Sci. Technol. 2009.

GOLDEN, Scott, WHILE, Steve. Increasing crude unit preheat. Petroleum technology quarterly 2006.

KAMEL, Diana, GADALLA, Mandouh, ASHOUR, Fatma, New retrofit approach for optimization and modification for a crude oil distillation system. Chemical engineering transactions. 2013

MARTIN, Gary, CHEATHAM, Bryon. Keeping down the cost of revamp investment.Petroleum technology quarterly.Summer 1999.

METSO Atomation Inc. Aplication report: Crude distillation. 2011.

REMESAT, Darius, Improving crude vacuum unit performance.Petroleum technology quarterly. 2008.

RIKHTEGAR, Farbob, SADIGHI, Sepehr. Applying pinch technology to energy recovery.Petroleum technology quarterly. 2013.

THERNESZ, Artur, VARGA, Zoltan, RABI, Istvan, CZALTIG, Zsolt, LÖRINCOVA, María. Applying process design software for capacity increase and revamp of distillation units. MOL Hungarian Oil and Gas Plc.,DS Development. Springer-Verlag 2009.

UOP Training services. Crude distillation unit heat exchange network design &monitoring.Engineering design seminar. 2004.