

**UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE PETRÓLEO**



**EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE LA NAFTA
DILUENTE EN FUNCIÓN DE LOS CAMBIOS EN LAS
CARACTERÍSTICAS DE LA ALIMENTACIÓN DE CRUDO DILUIDO
(DCO) QUE SE PROCESA EN LA UNIDAD DE DESTILACIÓN
ATMOSFÉRICA DEL MEJORADOR PETROCEDEÑO**

Realizado por:

ADRIANA YURIBI SÁNCHEZ RAMÍREZ

TRABAJO DE GRADO PRESENTADO ANTE LA UNIVERSIDAD DE ORIENTE
COMO REQUISITO PARCIAL PARA OPTAR EL TÍTULO DE

INGENIERO DE PETRÓLEO

Barcelona, Abril del 2011

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE PETRÓLEO



**EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE LA NAFTA
DILUENTE EN FUNCIÓN DE LOS CAMBIOS EN LAS
CARACTERÍSTICAS DE LA ALIMENTACIÓN DE CRUDO DILUIDO
(DCO) QUE SE PROCESA EN LA UNIDAD DE DESTILACIÓN
ATMOSFÉRICA DEL MEJORADOR PETROCEDEÑO**

TUTORES

Ing. Químico Rayda Patiño, M.Sc
Asesor Académico

Ing. Químico Merhym Coscorrosa
Asesor Industrial

Barcelona, Abril del 2011

**UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE PETRÓLEO**



**EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE LA NAFTA
DILUENTE EN FUNCIÓN DE LOS CAMBIOS EN LAS
CARACTERÍSTICAS DE LA ALIMENTACIÓN DE CRUDO DILUIDO
(DCO) QUE SE PROCESA EN LA UNIDAD DE DESTILACIÓN
ATMOSFÉRICA DEL MEJORADOR PETROCEDEÑO**

JURADO

El jurado hace constar que asignó a esta tesis la calificación de:

Ing. Químico Oly Guerra, M. Sc.

Jurado Principal

Ing. Petróleo Jairo Uricare, Esp.

Jurado Principal

Ing. Químico Rayda Patiño, M.Sc.

Asesor académico

Barcelona, Abril 2011

RESOLUCIÓN

De acuerdo con el Artículo 41 “Los Trabajos de Grado son de la exclusiva propiedad de la Universidad de Oriente y sólo podrán ser utilizados a otros fines con el consentimiento del Consejo de Núcleo respectivo, el cual lo notificará al Consejo Universitario”

DEDICATORIA

Quisiera dedicar esta tesis a todas las personas que han sido importantes para mí en la culminación de este trabajo y en todo lo que llevo de vida como estudiante.

Antes que todo se lo dedico a Dios por permitirme alcanzar este logro.

A mis padres Humberto Sánchez y Zoraida Ramírez, quienes me apoyaron en mis estudios para lograr mi meta. Este logro en mi vida también es de ustedes.

A mi novio Ronny Rondón, por ser tan importante y especial en mi vida. Por brindarme todo su amor y apoyo incondicional durante mi carrera. Y a sus padres Grisalida Medina y Roberto Rondón a quienes también les dedico este importante trabajo.

A mis hermanas Yarelys, Yuriby y Humberlys, a quienes a la vez les aliento que sigan estudiando para que también alcancen sus metas.

A mis sobrinos Edwar Daniel y Stephanie Daniela a quienes espero servirles de ejemplo para que también puedan alcanzar sus metas.

A mis primos, primas, tíos, tías y abuelos.

A mi padrino Zenón quien no se encuentra hoy físicamente con nosotros, pero que donde este se alegrará por mí. Ya que siempre estaba pendiente de mí y mostrar tanta felicidad, apoyo y emoción por mis estudios.

A mis amigas del liceo y con quienes tengo la fortuna de continuar en contacto: Emiledys Lugo, Yuremi Moya y María Bello.

Del mismo modo le dedico este triunfo a mis amigas, compañeras y próximas colegas: Milagros Bello, Zorimag Bermúdez, Rosvianny Salcedo, Corelis Mundarain con quienes estude y compartí desde el inicio de mi carrera.

Asimismo a mis amigos desde básico, compañeros de fiestas y bochinches: Niumar Cabello, Daniel Aguilera, Antonio González, Luis Barbacoa (fogiño), Paula Parrinelo, Laura Santamaría, Keny Matute, Cesar Blondell, Lili Villegas, Carlos Perdomo, Emily Rodríguez y Jackson Macuare, quienes fueron de gran apoyo en momentos fuertes de la carrera.

A todos los amigos y compañeros de la escuela de Petróleo y demás escuelas que gané en el camino hacia este logro: Rosanny Esteves (Catira), Edixon Romero, Mariham Bolivar, Yorbelis Rivas (la gocha), Jonathan Armas, Marco Antonio Padrón, Marice Navarro, Eglee Núñez, Mileidys Vásquez, Lirida Carvajal, Davianny Martínez, Marianny Jiménez (manita), Joel Villarroel, Félix Martínez, René Morao, Merycruz Carvajal, Irina Vargas, Joan Villarroel, Lourdes Bárcenas, Grea Montaner, Desiree Molero, Carmelo Morales, Marian Nazaret, Josme López. Y me disculpo por los que se me hayan pasado por alto.

AGRADECIMIENTO

Agradezco primeramente a Dios, por darme vida y salud para lograr esta meta.

A mis padres por todo su amor y esfuerzos para que estudiara y lograr así alcanzar el título de ingeniero.

A mi novio con quien compartió conmigo muchos días en las fases finales de este trabajo y fue parte fundamental, sin su colaboración y apoyo hubiese sido imposible culminar esta tesis.

A mi tutora académica: Rayda Patiño por su gran apoyo, orientación y colaboración en la culminación de esta tesis.

A la empresa PDVSA- Petrocedeño S.A, por brindarme la oportunidad de desarrollar mi tesis de grado y de esta forma cumplir satisfactoriamente con mis estudios de pre-grado.

A todo el personal que labora en Petrocedeño, que me brindaron su apoyo y colaboración.

A Merhym Coscorrosa por su apoyo al servirme como tutor industrial.

A todo el equipo del departamento de procesos, operación, inspección, planificación: Luis Guerra, Elizama Patiño, Manuel Oliveira, Nasttaze Naveda, Luis Alvarez, Juan Guerra, Xionel Palomo, Rosemary Zacarias, Desire Hurtado, María acosta, Julio Gutierrez, Cesar Rondón, Cesar Espinoza, Armando León y Rafael, por el ambiente amigable en el que desarrolle mi pasantías.

A Israel Medina por su colaboración y apoyo en la adquisición de datos.

A Luis Duran y Francisco Fernández llamados cariñosamente por mí, como mis coach tutores industriales quienes fueron gran apoyo en mi entrenamiento, formación como profesional. Muchas gracias por brindarme sus conocimientos

A mis compañeras de pasantías con quienes compartí desde mi comienzo y me brindaron de su amistad haciendo más ameno el ambiente de pasantías. Pierina Hurtado, Katherine Madrid, Verónica y en especial a Dayana Aguilar.

A Eglee Núñez y al Ing. Rafael Barrueta, por prestarme su ayuda cada que la he necesitado, por lo que les estoy muy agradecida.

El agradecimiento es extensivo a todas las personas, profesores, amigos, compañeros de clase y familiares que de alguna forma han ayudado a mi desarrollo, formación y me han dado todo el apoyo para alcanzar mis metas.

RESUMEN

Actualmente, la operación de la unidad de destilación atmosférica del Mejorador Petrocedeno se está viendo afectada en la recuperación de diluyente tanto en cantidad como en la calidad debido al cambio de algunas características de la alimentación con respecto a las del diseño.

Es por ello que se planteó la necesidad de desarrollar una evaluación de la unidad, a partir de un modelo virtual del sistema de destilación del mejorador, donde se mantuvo estable las temperaturas en los equipos: intercambiadores y hornos. Al igual que con un flujo pumparound de nafta pesada en la columna preflash, con el fin de establecer una guía operacional que permitan determinar las nuevas condiciones de la columna en función de las características del crudo diluido de alimentación al mejorador. En donde se obtuvo como resultado, que al disminuir un 1,88% de crudo diluido (DCO), el rendimiento de nafta diluyente recuperado por la columna de destilación se ve afectado directamente de una manera significativa con 3,81%; mientras que en el °API de la nafta recuperada no representa mayor impacto con la variación de 0,77%. Y a cargas de DCO superiores a 1600 tn/hr, la columna opera mejor y con mejores resultados en sus productos.

También se realizaron unas series de actualizaciones a las pantallas que permiten llevar mejor monitoreo de manera amigable a la vista y seguimiento de la alimentación desde que entra a la unidad de destilación atmosférica hasta que se obtienen los productos.

CONTENIDO

	Pág
RESOLUCIÓN	iv
DEDICATORIA	v
AGRADECIMIENTO	vii
RESUMEN.....	ix
CONTENIDO	x
LISTA DE FIGURAS	xiv
LISTA DE TABLAS	xviii
ABREVIATURA	xix
CAPÍTULO I. INTRODUCCIÓN	20
1.1 Planteamiento del problema.....	20
1.2 Objetivos	22
1.2.1 Objetivo general:.....	22
1.2.2 Objetivos específicos:	22
CAPÍTULO II. MARCO TEÓRICO	23
2.1 Antecedentes	23
2.2 Reseña histórica de la empresa	24
2.2.1 Misión y visión de la empresa.....	27
2.2.2 Breve reseña de las empresas que integran Petrocedeño	28
2.3 Mejoramiento de crudos pesados	30
2.4 Características de los crudos	31
2.4.1 Gravedad API.....	31
2.4.2 Viscosidad.....	31
2.3.3 Contenido de azufre	31
2.4.4 ph.....	32
2.4.4.1 Número total de acidez (TAN).....	32

2.5 Clasificación de los crudos.....	32
2.6 Principales propiedades de mejoramiento para crudos pesados	34
2.7 Nafta diluyente	35
2.8 Destilación de crudo.....	35
2.8.1 Caracterización.....	37
2.8.1.1 Métodos estándares ASTM:.....	40
2.8.2 Destilación atmosférica.....	42
2.8.2.1 Calidad de fraccionamiento	43
2.8.2.2 Pumpharounds.....	46
2.8.2.3 Tambores de destilado	47
2.8.3 Columnas Preflash	48
2.8.4 Internos.....	51
2.8.4.1 Platos y empaques.....	51
2.8.4.2 Otros.....	53
2.9 Descripción de las unidades de destilación atmosférica de crudo del Complejo Mejorador Petrocedeño	55
2.9.1 Columna Preflash 01-C-10-03	55
2.9.2 Columna de Destilación Atmosférica 01-C-10-01.....	56
2.10. Simulación de columnas de destilación de crudo	60
2.10.1. Validación de una simulación	62
2.10.2. Descripción del simulador	64
2.11 PI Processbook	65
CAPÍTULO III. METODOLOGÍA DE LA INVESTIGACIÓN.....	66
3.1 Interpretación de las características del crudo diluido (DCO) y la recuperación de nafta en función de las condiciones de operación de la torre de destilación atmosférica.....	66
3.1.1 Características del crudo diluido.....	66
3.1.2 Características de la nafta recuperada.....	66

3.2 Simulación de las condiciones operacionales de la torre de destilación atmosférica en los momentos de cambio en las características del crudo diluido para aproximarse a la recuperación de diluyente requerida	67
3.2.1 Procesos de simulación con el software de procesos Pro II.....	67
3.2.1.1 Creación del modelo virtual o montaje del sistema	68
3.2.1.2 Definición de la corrida.....	68
3.2.1.3 Obtención de los resultados	70
3.2.2. Validación de las simulaciones	70
3.2.3 Estudio del sistema con variaciones de cantidad de diluyente.....	71
3.3 Actualizar los diagramas de monitoreo del proceso de fraccionamiento de la empresa.....	72
3.4 Propuesta de los manuales operacionales para la columna de destilación atmosférica que permitan la recuperación de diluyente deseado cuando cambie el crudo diluido, a través del análisis de resultado de las simulaciones.....	83
CAPÍTULO IV. Resultados y conclusiones	85
4.1 Interpretar las características del crudo diluido (DCO) y la recuperación de nafta en función de las condiciones de operación de la torre de destilación atmosférica	85
4.1.1 Características del crudo diluido.....	85
4.2 Simular las condiciones operacionales de la torre de destilación atmosférica en los momentos de cambio en las características del crudo diluido para aproximarse a la recuperación de diluyente requerida.....	95
4.2.1 Creación del modelo Virtual o montaje de la del sistema.....	95
4.2.2 Definición de la corrida.....	98
4.2.3 Obtención de los resultados	100
4.2.4 Validación de las simulaciones.....	101
4.2.5 Estudio del sistema con variaciones de cantidad de diluyente.....	104
4.3 Actualizar los diagramas de monitoreo del proceso de fraccionamiento de la empresa.....	105

4.4 Proponer guía operacional para la columna de destilación atmosférica que permitan la recuperación de diluyente deseado cuando cambie el crudo diluido, a través del análisis de resultado de las simulaciones.....	135
CONCLUSIONES	138
RECOMENDACIONES	139
BIBLIOGRAFÍA	140

LISTA DE FIGURAS

	Pág
Figura 2.1. Ubicación geográfica de las instalaciones de Petrocedeno ^[4]	26
Figura 2.2. Disposición de las instalaciones del Complejo mejorador ^[4]	28
Figura 2.3. Imagen de un crudo pesado ^[5]	33
Figura 2.4. Imagen de un crudo extrapesado ^[5]	33
Figura 2.5. Imagen de un crudo mejorado ^[5]	34
Figura 2.6. Ejemplos de curvas TBP para distintos tipos de crudo ^[7]	37
Figura 2.7. Pseudocomponentes de una curva de destilación de crudo ^[8]	38
Figura 2.8. Fraccionamiento típico de una columna de destilación de crudo ^[7]	44
Figura 2.9. Ejemplo de un fraccionamiento real en una columna de destilación atmosférica de crudo. ^[7]	45
Figura 2.10. Sistema de condensación común. Columnas Preflash y Atmosférica ...	49
Figura 2.11 Esquema de la columna preflash de Petrocedeno. ^[4]	56
Figura 2.12. Columna de Destilación Atmosférica. ^[4]	57
Figura 2.13. Esquema de la columna de destilación atmosférica del Complejo Mejorador Petrocedeno. ^[4]	59
Figura 3.1. Pasos a seguir para la simulación	67
Figura 3.2. Vista general del sistema de seguimiento actual	73
Figura 3.3. Tren de intercambiadores previos a la desalación de crudos.....	74
Figura 3.4. Desaladores.....	75
Figura 3.5. Tren de intercambiadores de Crudo desalado.....	76
Figura 3.6. Tren completo de intercambiadores.....	77
Figura 3.7. Horno atmosférico A	78
Figura 3.8. Horno atmosférico B	78
Figura 3.9. Pre flash	79
Figura 3.10. Columna de destilación atmosférica.....	80
Figura 3.11. Horno A de la unidad de destilación de vacío	81

Figura 3.12. Horno B de la unidad de destilación de vacío	82
Figura 3.13. Sistema de inyección de vapor de los hornos de vacío.....	82
Figura 3.14 Columna de vacío	83
Figura 4.1. Muestra la variación del crudo diluido (DCO) de alimentación con respecto al de diseño en los últimos años	86
Figura 4.2 Variación del crudo diluido (DCO) de alimentación con respecto al de diseño en el 2007.....	87
Figura 4.3. Variación del crudo diluido (DCO) de alimentación con respecto al de diseño en el 2008.....	87
Figura 4.4. Variación del crudo diluido (DCO) de alimentación con respecto al de diseño en el 2009.....	88
Figura 4.5. Variación del crudo diluido (DCO) de alimentación con respecto al de diseño en el 2010.....	89
Figura 4.6. Propiedades que ha presentado el crudo diluido (DCO) en su variación de 14,5 – 18 °API	90
Figura 4.7. Variación de la nafta con respecto al crudo diluido en el 2007.....	91
Figura 4.8. Variación de la nafta con respecto al crudo diluido en el 2008.....	92
Figura 4.9. Variación de la nafta con respecto al crudo diluido en el 2009.....	93
Figura 4.10. Variación de la nafta con respecto al crudo diluido en el 2010.....	94
Figura 4.11. Rendimiento de Nafta y DCO en el tiempo.....	95
Figura 4.12. Modelo virtual del sistema de destilación atmosférica del Mejorador..	96
Figura 4.13. Ventana usada para el ingreso de información de la línea de alimentación del sistema	99
Figura 4.14. Ventana usada para el ingreso de valores para la definición	99
Figura 4.15. Ventana usada para el ingreso del método termodinámico	100
Figura 4.16. Comparación de las Curvas de Nafta.....	103
Figura 4.17. Comparación de la Curvas de SRGO	104
Figura 4.18. Vista general del sistema de monitoreo de la unidad de destilación atmosférica	106

Figura 4.19. Vista general de las unidades de destilación atmosférica y de vacío ..	107
Figura 4.20. Límite de batería de la unidad de destilación	108
Figura 4.21. Bombas de alimentación de crudo diluido a la unidad de destilación.	109
Figura 4.22. Tren de calentamiento de crudo.....	110
Figura 4.23. Vista general de los desaladores.....	111
Figura 4.24. Primer tren de desaladores.....	112
Figura 4.25. Segundo tren de desaladores.....	113
Figura 4.26. Tercer tren de desaladores	114
Figura 4.27. Intercambiadores que precalienta el crudo desalado	115
Figura 4.28. Columna de Pre Flash.....	116
Figura 4.29. Hornos de destilación atmosférica.....	117
Figura 4.30. Control de los quemadores de los hornos.....	118
Figura 4.31. Columna de destilación atmosférica.....	119
Figura 4.32. Sección del tope de la columna de destilación atmosférica.....	120
Figura 4.33. Sección de nafta la columna de destilación atmosférica	121
Figura 4.34. Sección de srgo de la columna de destilación	122
Figura 4.35. Sección de residuo atmosférico de la columna de destilación atmosférica	123
Figura 4.36. Diagrama de monitoreo de enfriamiento de nafta y srgo	124
Figura 4.37. Diagrama de monitoreo de enfriamiento de nafta y tanques de nafta diluyente.....	125
Figura 4.38. Despliegue de la unidad de destilación de vacío	126
Figura 4.39. Hornos de la unidad de destilación de vacío	127
Figura 4.40. Controles de quemadores de los hornos	128
Figura 4.41. Sistema de inyección de vapor de los hornos de vacío.....	129
Figura 4.42. Columna de destilación de vacío	130
Figura 4.43. Sección del tope de la columna de destilación de vacío.....	131
Figura 4.44. Sección de lvgo de la columna de destilación de vacío.....	132
Figura 4.45. Sección de hvgo de la columna de destilación de vacío.....	133

Figura 4.46. Sección de residuo de vacío de la columna de destilación de vacío.... 134

LISTA DE TABLAS

	Pág
Tabla 2.1. Subdivisión de la nafta de acuerdo con los cortes reales de la torre en naftas vírgenes ^[6]	35
Tabla 2.2: Esquema típico de rangos de pseudocomponentes ^[8]	39
Tabla 2.4. Eficiencias globales típicas de las secciones de las columnas Atmosférica ^[9]	60
Tabla 3.1. Curvas de Destilación de los productos utilizados como entrada.....	69
Tabla 3.2. Tabla de disminución de diluyente en el crudo diluido	72
Tabla 3.3. Guía de valores mínimos y máximos dados en los que debe operar la columna atmosférica	84
Tabla 4.1. Características del Crudo Diluido de alimentación a la Unidad de Destilación según diseño.....	85
Tabla 4.2 Características del DCO que a entrado al Mejorador a diferentes °API	90
Tabla 4.3. Valores de nafta diluyente según diseño.....	91
Tabla 4.3. Representación de los resultados presentados por el simulador	101
Tabla 4.4. Resultados en la validación.....	101
Tabla 4.5. Resultados de curvas arrojados por la simulación	102
Tabla 4.6 Resultados de las nuevas simulaciones al disminuir desde 5 al 50% de Nafta diluyente al crudo de alimentación.....	105
Tabla 4.7 Guía operacional de la Columna de Destilación Atmosférica	135

ABREVIATURA

API	Instituto Americano del Petróleo (American Petroleum Institute)
ARU	Unidad de Recuperación de Aminas (Amine Recovery Unit)
ASTM	Sociedad Americana para Pruebas y Materiales (American Society for Testing and Materials)
BPD	Barriles por Día
CDU	Unidad de Destilación Atmosférica (Crude Distillation Unit)
DCO	Crudo Diluido (Diluted Crude Oil)
FBP	Punto Final de Ebullición (Final Boiling Point)
GRU	Unidad de Recuperación de Gases (Gas Recovery Unit)
HETP Plate)	Altura Equivalente a un Plato Teórico (Height Equivalent to a Theoretical
HMU	Unidad de Manufactura de Hidrógeno (Hydrogen Manufacture Unit)
HVGO	Gasóleo Pesado de Vacío (Heavy Vacuum Gas Oil)
IBP	Punto Inicial de Ebullición (Initial Boiling Point)
LVGO	Gasóleo Ligero de Vacío (Light Vacuum Gas Oil)
P/A	Pumparound
PTB	Contenido de Libras de Sales por 1000 barriles
SRGO	Gasóleo Directo (Straight Run Gas Oil)
SRU	Unidad de Recuperación de Azufre (Sulphur Recovery Unit)
TAG	Nombre Único de Cada Equipo

CAPÍTULO I.

INTRODUCCIÓN

1.1 Planteamiento del problema

PDVSA Petrocedefío se encarga de la exploración, extracción, producción, mejoramiento y comercialización del crudo extrapesado proveniente de la faja petrolífera del Orinoco, del bloque Junín, en Zuata, ubicado al Sur Oeste del estado Anzoátegui. El crudo presenta una gravedad de 8,5 °API, que dificulta su extracción, la cual se hace mediante perforación horizontal, inyectándole diluyente (47 °API) para aumentar su gravedad a 17 °API y así facilitar su transporte. Este crudo es enviado a la estación principal localizada en San Diego de Cabrutica donde es separado del agua libre y gas que lo acompaña de yacimiento, para finalmente ser bombeado 284 MBD de Crudo Diluido (DCO) hasta el mejorador según diseño.

El complejo Mejorador de Petrocedefío transforma el crudo diluido de 17 °API, mediante una serie de procesos a los cuales es sometido para recuperar el diluyente (nafta) que se recircula a los pozos de producción, y obtener 180 MBD de crudo sintético Zuata Sweet, crudo liviano y dulce (30-32 °API), considerado el liviano de mayor calidad proveniente de la Faja Petrolífera del Orinoco, con menos de 0,13 % de azufre, sin metales, listo para su comercialización en el exterior. Durante el proceso de mejoramiento también se obtienen 6.000 toneladas de coque y 900 toneladas de azufre. El mejorador se encuentra en un área de más de 200 hectáreas y se divide en cuatro áreas funcionales: Area 1: Se encuentran las unidades de procesos de desalación, destilación atmosférica y de vacío, coquificación retardada y recuperación de gases; Area 2: Se encuentran las unidades hidropcesos, producción de hidrogeno, recuperación de aminas y azufre; Area 3: Servicios industriales; Area 4: Se encuentran las unidades de manejo de sólidos.

La recuperación de nafta es considerada la variable más importante en la unidad de destilación atmosférica, ya que es vital en los campos de producción para diluir los crudos extrapesados. En los últimos meses la recuperación de diluyente se ha visto afectada tanto en la cantidad como en la calidad, es por ello que se plantea realizar una evaluación de la unidad y el establecimiento de manuales operacionales que determinen las nuevas condiciones de la planta en función de las características del crudo de alimentación al mejorador.

El estudio a realizar parte desde la interpretación de la data histórica de análisis de laboratorio de las principales propiedades físico-químicas (cantidad de agua y sedimento, azufre, contenido de sales, carbón de Conradson, grado de acidez) en diversos °API de crudo diluido (DCO) recibidos de producción; para posteriormente proceder a realizar simulaciones en la operación de la columna de destilación en función de dichas características para observar su influencia en la recuperación de diluyente, a través del uso del simulador ProII. Luego se continuará con la actualización de diagramas de monitoreo de la unidad (1100/1200) destilación atmosférica y vacío, a fin de contar con una herramienta para evaluar la operación real de la unidad; Finalmente se desarrolla una guía operacional de la columna de destilación donde se describe cómo será la cantidad y calidad de la nafta diluyente al variar el °API del crudo diluido de la alimentación, mediante las simulaciones realizadas.

1.2 Objetivos

1.2.1 Objetivo general:

Evaluar el sistema de recuperación de la nafta diluyente en función de los cambios en las características de la alimentación de crudo diluido (DCO) que se procesa en la unidad de destilación atmosférica del Mejorador Petrocedeno.

1.2.2 Objetivos específicos:

1. Interpretar las características del crudo diluido (DCO) y la recuperación de nafta en función de las condiciones de operación de la torre de destilación atmosférica.
2. Simular las condiciones operacionales de la torre de destilación atmosférica en los momentos de cambio en las características del crudo diluido para aproximarse a la recuperación de diluyente requerida.
3. Establecer actualizaciones en los diagramas de monitoreo del proceso de fraccionamiento de la empresa.
4. Proponer manuales operacionales para la columna de destilación atmosférica que permitan la recuperación de diluyente deseado cuando cambie el crudo diluido, a través de análisis de resultados de las simulaciones.

CAPÍTULO II.

MARCO TEÓRICO

2.1 Antecedentes

Campos, Realizó un estudio de los factores que afectan el balance volumétrico del diluyente usado en el mejoramiento del crudo extrapesado en la empresa mixta Petrocedeño, para lo cual caracterizó en el área de producción el crudo extrapesado y el diluyente (nafta), encontrando que cumplen las especificaciones de calidad del MENPET e identificó que en la unidad de destilación se genera un excedente de nafta., con desviaciones considerables entre lo recuperado y lo inyectado directamente en pozo. ^[1]

Fernández, realizó una identificación y evaluación de propuestas de mejoras de la operación de las unidades de destilación del complejo mejorador de crudo de Sincor (actualmente PDVSA Petrocedeño), para lo que desarrollo un modelo de simulación que reflejará apropiadamente la operación de las columnas de destilación atmosférica y de vacío, obteniendo que la columna atmosférica puede operar con la temperatura de retorno del pumparound de nafta a 135 °C, para evitar la corrosión por condensación súbita; al igual que la corrosión en la columna atmosférica puede evitarse sin afectar los rendimientos de los productos. De la misma manera la tasa optima de 20 ton/hr a la cual debería operar la columna de vacío con un flujo de overflash, para lograr aumentar el rendimiento de los productos y disminuir el rendimiento del residuo de fondo. ^[2]

Sarabia, analizó del comportamiento de la unidad de destilación atmosférica Da-1 de la Refinería Puerto La Cruz ante un cambio de dieta de alimentación, para ello elaboró un modelo de simulación de dicha unidad y alimentó con un crudo

reconstruido (mezclaron productos de salida de la unidad con sus respectivas caracterizaciones), determinando que la torre de destilación atmosférica tiene una capacidad para soportar mayor carga que la actual (77,5 MBD), recomendó que las bombas deberían usar el modelo antiguo del sistema de gasóleo liviano, debido a que no soportaría por sí sola el nuevo caudal y además disminuir la velocidad de erosión hasta valores permisibles de velocidades de fluidos en la tubería. ^[3]

2.2 Reseña histórica de la empresa

Petrocedeño comenzó en noviembre de 1997 como una asociación entre Maraven (ahora PDVSA), TOTAL Venezuela, Norsk Hydro Sincor AS y Statoil AS, para formar Sincrudos de Oriente Sincor, C. A., retirándose Norsk Hydro medio año después para dejar en manos de los tres socios restantes, el proyecto de producción y mejoramiento de crudo con vigencia de 35 años después del inicio de la producción de crudo mejorado. La asociación obtiene rápidamente el financiamiento para iniciar la construcción de la Planta de Producción, concluida en febrero del 2001, y el Complejo Mejorador, finiquitada en marzo del 2002, tras tres años de labor, que constituyó consecuente el arranque de la Planta de Servicios Industriales, Hidrógeno y las Unidades de destilación atmosférica (CDU), torre de destilación al vacío (UDV) y coquificación retardada (DCU), con la entrada por primera vez de crudo diluido a la planta. Una excepcional obra de ingeniería construida en un área de más de 200 hectáreas ubicada en el Complejo Petrolero José Antonio Anzoátegui, en la carretera Nacional de la Costa, en el sector Jose del estado Anzoátegui (Figura 2.1).

Posteriormente se firma el acuerdo para comercializar el crudo Zuata Sweet con la Ultramer Diamond Shamoreck, incluyendo el coque y el azufre, que permite disparar a Petrocedeño en pro de sus objetivos administrativos y operacionales a

través de la primera carga de coque del 8 de marzo del 2002 y el alcance de las primeras 300 toneladas/hora de Zuata Sweet del 13 de marzo del mismo año.

La inauguración de la planta del Mejorador se comete el 20 de marzo del 2002, y el 28 del mismo mes se efectúa el primer embarque en el tanquero North Ocean con 1. 269. 469 barriles de crudo mejorado pautando la vigencia de 35 años del convenio de operación. En julio de ese año sale el primer embarque de azufre líquido, con 21 mil toneladas métricas en el buque Aurora, propiedad de Petrocedeno, y en agosto el primer despacho de coque, con 51. 600 toneladas en el carguero M. W. Konavle.

En el transcurso del resto del 2002 se estabilizan las plantas, lo que permite llegar a los niveles de producción esperados, se culmina e inaugura la Planta de Manejo de Sólidos y el Terminal de Manejo de Sólidos. En el 2003 se inician los preparativos para la parada 2004, inaugurando a su vez el centro de adiestramiento e iniciando la prueba de completación con una meta de producir 13. 1 millones de Zuata Sweet en 90 días continuos, meta que se cumple antes de la fecha fijada y en el primer intento.

En enero de 2004 se realiza la parada total por 45 días, actividad altamente planificada, que permitió generar un mayor aprendizaje para el proyecto de mejoramiento de crudo y comportamiento de las unidades del complejo, a través de la actualización de criterios y realización de una exhaustiva evaluación y labor de mantenimiento profunda, el reemplazo de catalizadores y eliminación de cuellos de botella, siendo esta la base de la planificación de las paradas consecuentes, la parada menor del 2008 y los procedimientos de mantenimiento.

Luego, iniciada el 25 de febrero del 2008, la Parada Mayor con una duración de siete semanas (49 días), implicó la puesta fuera de servicio de todas las unidades de

proceso del Mejorador. Durante este tiempo participaron más de 4. 000 trabajadores entre los que se encontraban técnicos y artesanos certificados en diversas áreas, 800 supervisores y especialistas contratados, y 60 representantes de PDVSA y sus empresas mixtas, así como de CITGO, gracias a la integración que permite ahora el que todas estas operadoras de la Faja Petrolífera del Orinoco sean filiales de PDVSA. En el aspecto técnico, se contó igualmente en todo momento con la presencia de representantes de las dos otras empresas socias, Total y StatoilHydro.^[4]



Figura 2.1. Ubicación geográfica de las instalaciones de Petrocedeño ^[4]

2.2.1 Misión y visión de la empresa

Su actividad medular es producir crudo extrapesado, mejorarlo y comercializarlo bajo la denominación de Zuata Sweet, crudo mejorado de amplia aceptación en los mercados internacionales, junto a los productos alternos que de este proceso se derivan. Sus oficinas principales se encuentran en Caracas, Venezuela, y sus áreas de proceso son la Estación Principal de Producción y el Complejo Mejorador.

La División de Producción inicia la cadena de valor de Petrocedeño con la extracción y producción de crudo extrapesado de 8° API al sur del estado Anzoátegui de la República Bolivariana de Venezuela, en un área de 399,25Km² conocida como el Bloque de Producción, que pertenece al Bloque Junín de la Faja Petrolífera del Orinoco a 10 Kilómetros de San Diego de Cabrutica, en la vía Mapire. En el Bloque de Producción se encuentran el campo y la Estación Principal. En el campo, los pozos están ubicados en macollas, que son instalaciones de superficie con capacidad para agrupar de 6 a 24 pozos. Su diseño, sumado a la perforación de pozos horizontales permite el drenaje de grandes extensiones de subsuelo con un mínimo de afectación de la superficie, lo que las convierte en infraestructuras ambientalmente amigables en relación a otras. En la estación principal se recolecta el crudo de las macollas. El gas asociado se separa y el crudo es diluido, calentado y deshidratado para garantizar la calidad requerida de 16° API para su transporte hasta el Mejorador.

El Complejo Mejorador tiene la capacidad de producir hasta 180MBD de Zuata Sweet a partir de 200MBD de crudo diluido enviados a través de un oleoducto desde la estación principal a unos 210 Kilómetros de distancia. En el proceso de mejoramiento también se obtienen 6mil toneladas diarias de coque y 900 toneladas de azufre. Esta planta de mejoramiento consta de unidades diseñadas con tecnología de punta para realizar procesos de destilación atmosférica y al vacío, coquificación

retardada, hidrotratamiento, hidrocrackeo, manufactura de hidrogeno, recuperación de azufre, tratamiento de gas de cola, despojadoras de aguas agrias, y almacenamiento y transporte de coque y azufre para despacho a buques (Figura 2.2). [4]

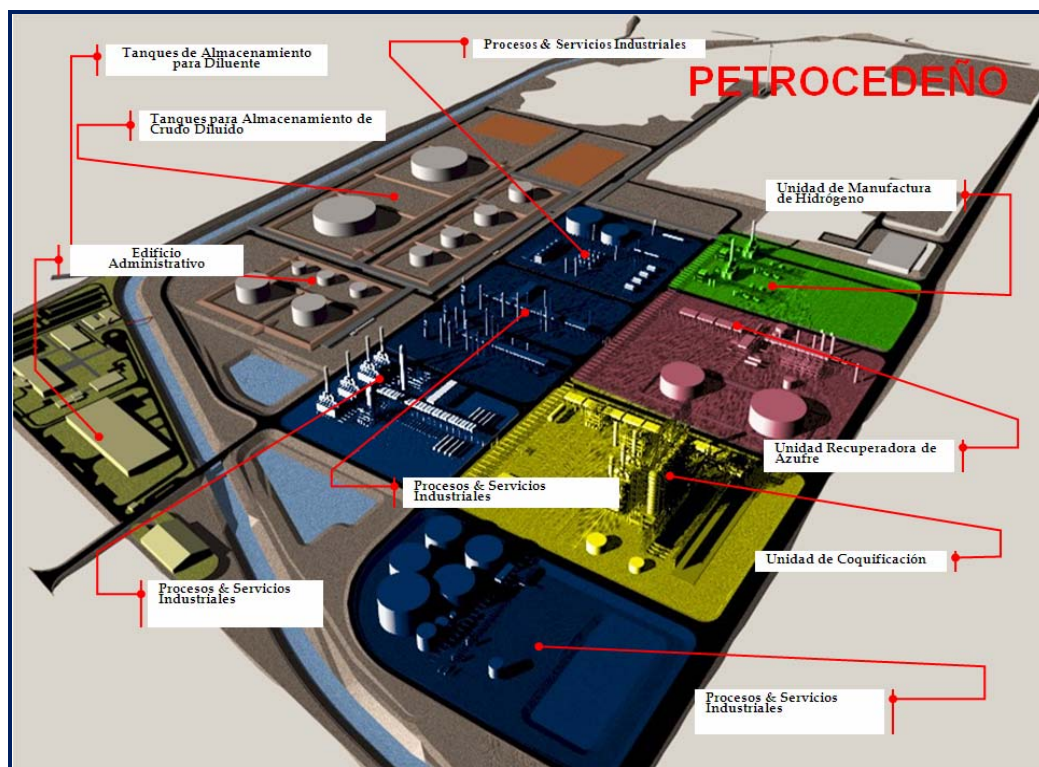


Figura 2.2. Disposición de las instalaciones del Complejo mejorador [4]

2.2.2 Breve reseña de las empresas que integran Petrocedeno

Petróleos de Venezuela S. A. (PDVSA): es la corporación estatal de la República Bolivariana de Venezuela encargada de la exploración, producción, almacenamiento, manufactura, transporte y mercadeo de los hidrocarburos, tareas que realiza de manera eficiente, rentable, segura, transparente y en compromiso con la protección ambiental. Esta empresa es el motor fundamental del desarrollo

económico y social del país, teniendo entre sus objetivos más importantes la promoción de la labor social, la gestión de desarrollo endógeno nacional y la incorporación de adecuaciones tecnológicas que permitan optimizar los procesos que maneja, en armonía con el medio ambiente y en pro del beneficio de los venezolanos, misión que cumple a través de su nutrido grupo de empresas filiales que emprenden tanto estas como las demás actividades propias del negocio petrolero, manipulando los 130 mil millones de barriles de crudo y 148 billones de pies cúbicos de gas natural que posee Venezuela como reservas de hidrocarburos, cifra duplicable tras la fase de certificación de reservas de crudo pesado y extrapesado de la Faja Petrolífera del Orinoco que convertiría a Venezuela en la poseedora de las mayores reservas de hidrocarburos y a través de su empresa en uno de los 5 principales países proveedores de este producto. Actualmente PDVSA tiene una participación de un 60% en Petrocedeño.

StatoilHydro: es una empresa de energía noruega establecida el 1° de octubre de 2007 tras la fusión entre Statoil y las actividades de gas y petróleo de Hydro. Cuenta con alrededor de 29 mil 500 empleados en 40 países. Actualmente produce más de 1,7 millones de barriles de petróleo equivalente por día con reservas certificadas de 6 billones de barriles de crudo. Es uno de los mayores suplidores de crudo y gas en el mundo. Es reconocida como el operador de aguas profundas más grande del planeta y como líder en la captura y almacenamiento de CO₂. Está presente en Venezuela desde 1995. Actualmente StatoilHydro tiene una participación de un 9,7% en Petrocedeño.

La compañía francesa TOTAL: es el cuarto grupo petrolero mundial. Se dedica a la producción y comercialización de petróleo y gas, así como a la refinación, petroquímica y química, empleando a 110 mil 700 personas en 120 países. En Venezuela, TOTAL es uno de los mayores inversionistas privados teniendo un 30,3% de acciones de Petrocedeño junto a su participación mayoritaria en el consorcio

TRIO, del cual posee el 69,5% de las acciones y cuya operadora Ypergas desarrolla los campos de gas no asociado de Yucal Placer en el estado Guárico. La producción de gas empezó en abril de 2004 con una capacidad de 100 millones de pie cúbicos diario (MMPCD), haciendo de Ypergas el pionero de la apertura del sector del gas a la inversión privada.^[4]

2.3 Mejoramiento de crudos pesados

En diversas partes del mundo, y en mayor cantidad en Canadá y Venezuela, existen elevadísimas reservas de crudos extrapesados (8-10 °API). En años anteriores, este tipo de crudos no se extraía de sus yacimientos por dos simples razones: En primer lugar, no se contaba con la tecnología para hacerlo; y en segundo lugar, no era rentable. La reducida aplicabilidad de los crudos pesados y su difícil transporte y almacenamiento hacía del mismo un negocio poco provechoso.

Los avances tecnológicos en las áreas de extracción y refinación del petróleo, así como los actuales altos precios del mismo, han permitido desarrollar esquemas económicamente rentables de Mejoramiento de Crudos Pesados. De manera general, este proceso consiste en tratar el crudo pesado (previamente habiéndolo diluido para facilitar su transporte y almacenamiento) en unidades de destilación atmosférica y de vacío, coquificación retardada, hidrotratadoras y de hidrocrqueo, para convertirlo en crudo sintético (también llamado sincrudo) de mayor gravedad API, y con un menor contenido de metales y azufre, siendo posible entonces comercializarlo en forma ventajosa. Generalmente, estos complejos mejoradores producen también subproductos como los son el Azufre y el Coque, los cuales también son vendidos. Debido a las elevadas cantidades de hidrógeno requerido para los procesos de hidrotratamiento e hidrocrqueo, el mismo es producido en unidades de manufactura del propio complejo.

El proceso general de mejoramiento depende principalmente de las características del crudo a ser tratado y de las especificaciones del crudo sintético a ser producido, las cuales son determinadas por el mercado al cual está destinado.

2.4 Características de los crudos

2.4.1 Gravedad API

El Instituto de Petróleo de Norteamérica (sus siglas en inglés: API) ha definido una escala estándar fundamentalmente para describir y clasificar el petróleo líquido tal como petróleo crudo para poder realizar la comercialización y el refinado de petróleo. Esta se basa en su gravedad específica y se mide en grados (°). Describe cuan pesado es el petróleo en comparación con el agua. Esta se puede ser arrojada mediante la utilización de la Ec. 2.1 que se encuentra a continuación. ^[5]

$$^{\circ}API = \frac{141,5}{GravedadEspecifica@60^{\circ}F} - 131,5 \quad (Ec.2.1)$$

2.4.2 Viscosidad

Es la propiedad física fundamental de transporte de los crudos y sus derivados y es una medida de la resistencia interna al flujo que ofrece el crudo o el derivado en particular. ^[5]

2.3.3 Contenido de azufre

El contenido de azufre es una propiedad utilizada para la clasificación de los crudos. El azufre es un contaminante natural que tiene impacto negativo tanto en el proceso de refinación, como en la calidad de los productos finales. ^[5]

2.4.4 ph

Es una medida de la acidez o alcalinidad de una solución.

El contenido de acidez de un crudo es medido como Número Total Ácido (TAN) en mg KOH/gr. Mediante la utilización un par de métodos: por titulación del indicador de color o por la titulación de potentiometric. ^[5]

2.4.4.1 Número total de acidez (TAN)

Es la cantidad de hidróxido del potasio en miligramos que es necesario neutralizar de los ácidos en un gramo de aceite. Es una medida de calidad importante de petróleo crudo, valor del TAN indica el potencial de problema por corrosión que puede poseer el petróleo bruto.

Un crudo de alta acidez es considerado aquel que tiene un TAN mayor de 0,5. Los crudos ácidos son altamente corrosivos para las instalaciones de un mejorador o refinería. ^[5]

2.5 Clasificación de los crudos

➤ Crudo Pesado

El término genérico crudo pesado es frecuentemente aplicado a un petróleo que tenga una gravedad API comprendida en el rango 10 - 22,3 °API (Figura 2.3).



Figura 2.3. Imagen de un crudo pesado ^[5]

➤ **Crudo extrapesado**

Es un crudo pesado con una gravedad API por debajo de 10 °API (Figura 2.4).



Figura 2.4. Imagen de un crudo extrapesado ^[5]

➤ **Crudo mejorado**

Crudo elaborado mediante mezclas de corrientes provenientes del procesamiento físico y/o químico de crudos medianos, pesados, extra pesados y bitúmenes (Figura 2.5). [5]



Figura 2.5. Imagen de un crudo mejorado [5]

2.6 Principales propiedades de mejoramiento para crudos pesados

- Aumento en la gravedad API (8° API $>17^{\circ}$ API)
- Disminución de la viscosidad (10000 cp 300-600 cp).
- Disminución de sólidos, agua y sedimentos B&WS (10 % $<2\%$).
- Contenido de fondo (58 % $<30\%$).
- Disminución del contenido de azufre y nitrógeno (4 % $<1\%$).
- Reducción del contenido de metales y % de Carbón Conradson.
- Compatibilidad y estabilidad con otros crudos. [5]

2.7 Nafta diluente

La nafta es un líquido que cumple con las características de un crudo liviano, el cual es usado en la división de producción para diluir el crudo extrapesado para su extracción y transporte. ^[4]

La nafta es producto del corte de la torre atmosférica en el intervalo C5 – 420° F. La cual, se subdivide de acuerdo a los cortes reales de la torre atmosférica como se muestra en la tabla 2.1. ^[6]

Tabla 2.1. Subdivisión de la nafa de acuerdo con los cortes reales de la torre en naftas vírgenes ^[6]

Nafta ligera	(C5-160 °F)
Nafta mediana	(160 ° -330 °F)
Nafta pesada	(280 °- 330 °F)
Nafta extra pesada	(330 °- 420 °F)

Estas son los principales componentes de las gasolinas, la cual necesita generalmente procesarse para obtener gasolinas de óptima calidad.

2.8 Destilación de crudo

El tratamiento más importante realizado en las refinerías y mejoradores al petróleo es el fraccionamiento por destilación. Esto generalmente produce hasta una docena de cortes de crudo, los cuales tienen volatilidades diferentes y cuyos

rendimientos dependen de la naturaleza del crudo procesado. En algunos casos, estos cortes pueden ser directamente comercializados, o como en la mayoría de los casos, usados para la manufactura de productos terminados. Generalmente requieren transformaciones químicas, por dos razones:

- Mejorar sus propiedades y cumplir ciertos requerimientos o especificaciones, tanto técnicas como ambientales. Los cortes de petróleo son convertidos en bases, las cuales son mezcladas para obtener los productos terminados.

- Convertirlos, para satisfacer cuantitativamente las demandas comerciales. Los procesos de conversión son aplicados a los cortes pesados para transformarlos en cortes livianos. Frecuentemente producen también una gran cantidad de hidrocarburos que son relativamente similares al petróleo original y, por lo tanto, deben también ser fraccionados en cortes. Esta es la razón por la cual el proceso de destilación de crudo es tan usado en todas las etapas de las refinerías. ^[7]

Cada corte de petróleo obtenido por destilación corresponde a un rango de volatilidades que puede ser identificado simplemente por un rango de temperaturas normales de ebullición, o por el número de átomos de carbono en los hidrocarburos contenidos en el corte. Consecuentemente, un análisis de este rango de temperaturas puede predecir los rendimientos o la producción de cada corte.

La relación entre el rango de temperaturas de ebullición y el rendimiento del crudo puede ser obtenido mediante el análisis TBP (True Boiling Point). Esto consiste en una operación de destilación a escala de laboratorio de gran separación, que produce prácticamente todos los componentes uno después del otro en función de su

punto de ebullición en el tope de la columna. El resultado de este análisis es representado por la curva TBP del crudo, la cual es una gráfica de las temperaturas de ebullición en función del porcentaje destilado como se muestra en la figura 2.6. [7]

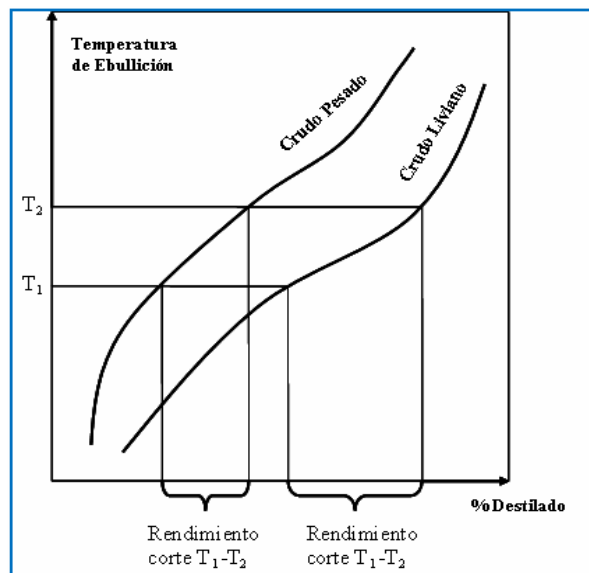


Figura 2.6. Ejemplos de curvas TBP para distintos tipos de crudo [7]

Para un determinado rango de temperaturas de ebullición T_1 y T_2 definiendo un corte de petróleo, la curva TBP muestra el principio de la determinación del rendimiento y el resultado obtenido para dos crudos diferentes. Al mismo tiempo, la comparación entre porcentajes destilados a una temperatura dada muestra las variaciones en el rendimiento entre un crudo liviano y uno pesado. [7]

2.8.1 Caracterización

Cada corte de petróleo está formado por gran cantidad de componentes; por lo tanto, es casi imposible definirlo a partir de un análisis composicional. En tal sentido,

las curvas de destilación deben ser usadas para caracterizar dichos cortes, y de esta manera estimar sus propiedades físicas.

No sólo pueden utilizarse curvas TBP para definir un corte de crudo; los análisis pueden incluir curvas de viscosidad, gravedad API, peso molecular, contenido de azufre o nitrógeno, etc. Sin embargo, la mínima información necesaria para caracterizar un crudo es una curva de destilación y la gravedad API promedio del corte

Introduciendo estos datos en cualquier programa o simulador capacitado, es posible generar los pseudocomponentes que definen el corte de crudo. Crear estos “componentes” consiste simplemente en dividir la curva de destilación en estrechos rangos de puntos de ebullición, siendo entonces cada rango la representación de cada pseudocomponente, como se muestra en la figura 2.7.^[8]

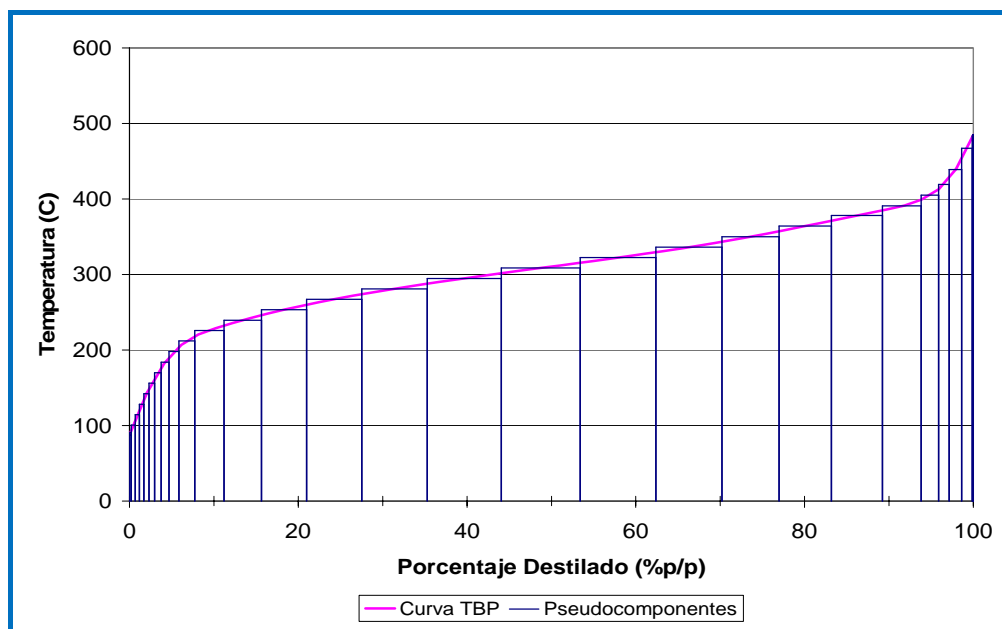


Figura 2.7. Pseudocomponentes de una curva de destilación de crudo^[8]

Una vez generados estos pseudocomponentes, es posible estimar sus propiedades físicas por medio de correlaciones existentes en la literatura, las cuales dependen de los rangos de temperaturas de ebullición y de la gravedad API. Si se provee una curva de gravedad API en función del porcentaje destilado se incrementa la precisión de las estimaciones de las propiedades físicas de los mismos y por tanto, del corte de crudo. Adicionalmente, la composición de la porción más ligera de la curva es generalmente conocida a partir de un análisis cromatográfico. La información de estos componentes puede ser suministrada al programa o simulador y ser utilizada para caracterizar el llamado frente de la curva (parte más liviana).

Generalmente deben ser usados 40 o más pseudocomponentes, para lograr una adecuada caracterización del corte de crudo. Sin embargo, este número va a depender de la cantidad de componentes distribuidos en las zonas de fraccionamiento. A continuación se muestra en la tabla 2.2 un esquema típico de rangos de puntos de corte, utilizado frecuentemente en refinerías. ^[8]

Tabla 2.2: Esquema típico de rangos de pseudocomponentes ^[8]

Rango TBP (°F)	Rango TBP (°C)	Número de Pseudocomponentes
< 100	< 37.8	Use componentes reales (análisis de ligeros)
100-800	37.8-427	28
800-1200	427-649	8
1200-1600	649-871	4

Observando la tabla 2.2, dada la cantidad de pseudocomponentes utilizados en el intervalo de más bajas temperaturas, queda claro que este es un esquema general

utilizado para crudos livianos. Por ejemplo, en un crudo extrapesado de 8°API, donde aproximadamente un 40% del crudo es la fracción más pesada, con temperaturas de ebullición por encima de 800°F, caracterizarlo con rangos de pseudocomponentes como los mostrados en la tabla 2.2 seguramente producirá errores apreciables en la estimación de las propiedades físicas de los mismos. En estos casos, debe ampliarse la cantidad de pseudocomponentes a utilizar en la llamada cola de la curva (zona más pesada).

Obviamente, mientras más estrechos sean los rangos de puntos de cortes y más pseudocomponentes se utilicen, mayor será la precisión y confiabilidad de los resultados obtenidos. Sin embargo, este procedimiento conlleva un alto consumo de tiempo, por la cantidad de información a manejar. En tal sentido, la estrategia general debe ser colocar suficientes componentes en la zona donde ocurre la distribución de los mismos. Para obtener resultados razonables, deberían existir al menos entre 6 y 8 componentes distribuidos en los dos productos de la separación.

Debido a la gran importancia y a la amplia utilización de las curvas TBP a nivel mundial, se han estandarizado los métodos para la realización de dichos análisis. Actualmente se emplean en casi todas las refinerías los métodos propuestos por la American Society for Testing and Materials (ASTM).^[8]

2.8.1.1 Métodos estándares ASTM:

Algunos métodos estandarizados se nombran a continuación:

- **TBP:** Es un método bastante cercano a una separación “componente por componente”, ya que se utiliza una pequeña columna de destilación (a escala de laboratorio) que posee una gran cantidad de etapas teóricas y un reflujo casi total. Las curvas resultantes se utilizan directamente para determinar los

promedios de puntos de ebullición para los pseudocomponentes. Las destilaciones TBP son normalmente reportadas en una base de 760 mmHg, aunque incluso frecuentemente se realizan a presiones reducidas (30 a 40 mmHg) para la porción de la muestra de más elevado punto de ebullición. Las desventajas de este tipo de destilación son básicamente dos: requieren un elevado consumo de tiempo, y son costosas. ^[9]

- ASTM D86: Es una prueba de laboratorio diseñada para gasolinas y destilados livianos. Una muestra del fluido es colocada en un recipiente, el cual es calentado progresivamente, y el material que va condensando es recolectado en un recipiente a la presión del laboratorio. La temperatura versus la cantidad colectada es registrada. Esta prueba es rápida, económica y su reproducibilidad es de unos pocos grados Fahrenheit. El Punto Inicial de Ebullición (IBP, por las siglas en inglés de Initial Boiling Point) es definido como la temperatura a la cual se colecta la primera gota de líquido. El Punto Final de Ebullición (FBP o EP, por las siglas en inglés de Final Boiling Point o End Point) es definido como la máxima temperatura alcanzada durante la destilación. El material más pesado de la muestra usualmente permanece en el recipiente y es reportado como residuo. De igual manera, el material más liviano de la muestra no es condensado y es reportado como pérdida. Por estas razones, la destilación ASTM D86 debe ser ajustada por algún método de conversión a una base TBP antes de ser utilizada para definir los puntos de ebullición promedios para los pseudocomponentes de petróleos. Adicionalmente, alguna corrección debería ser aplicada para presiones de laboratorios diferentes a 760 mmHg. ^[9]

- ASTM D1160: Es una prueba de laboratorio diseñada para destilados pesados y corrientes residuales. Una muestra del fluido es colocada en un recipiente y destilada a presiones reducidas. La temperatura versus la cantidad destilada es

registrada. Este test es similar al ASTM D86 en la mayoría de los aspectos. Es económica, de igual reproducibilidad y tampoco determina la porción más ligera y la más pesada de la muestra, por lo que igualmente debe ser convertida a una base TBP. Debido a que estas pruebas son realizadas a muy bajas presiones (típicamente 1 a 10 mmHg), sus resultados aproximan muy bien los rangos medios y altos de la curva de destilación. De hecho, la ASTM D1160 es frecuentemente usada para extender los datos de una destilación convencional TBP de crudos de altos puntos de ebullición, debido a que las bajas presiones manejadas por la ASTM D1160 permiten una destilación más completa de los materiales más pesados de las muestras. Estas pruebas generalmente son reportadas en una base de 760 mmHg de presión.^[9]

- Destilación simulada (ASTM D-2887): Consiste en distribuir en rangos de ebullición las fracciones de petróleo utilizando cromatografía de gas. Este método cubre la determinación de distribución de rango de ebullición de productos del petróleo. Es aplicable a productos de petróleo y fracciones de un punto final de 538°C (1000°F) o más bajos, a presión atmosférica. El método no está diseñado para ser usado con muestras de gasolina o componentes de gasolina. Está limitado para muestras que tienen un rango de ebullición mayor a 55°C (100°F) y que tengan una presión de vapor suficientemente baja para permitir el muestreo a temperatura ambiente. Este tipo de destilación es una herramienta analítica bastante rápida y los datos derivados son esencialmente equivalentes a los obtenidos por destilación TBP.^[6]

2.8.2 Destilación atmosférica

El primer paso en el proceso de refinación del petróleo es la destilación atmosférica. En esta columna se recibe el crudo procedente de las estaciones de flujo

de los campos petroleros para una primera separación. Estas unidades son precedidas por los desaladores, donde agua es añadida al crudo, la mezcla agua-crudo es electrolizada y la salmuera resultante es decantada para eliminar los cloruros y demás sales inorgánicas del petróleo.

En las unidades de destilación atmosférica, el objetivo es obtener combustibles terminados y cortes de hidrocarburos que luego se procesarán en otras unidades. El proceso consiste en vaporizar el crudo y luego condensar los hidrocarburos en cortes definidos, modificando la temperatura a lo largo de la columna fraccionadora. Estos cortes generalmente son (en orden descendente de gravedades API) Nafta Ligera y Pesada, Kerosén, Diesel, Gasóleo Atmosférico y por último el Residuo Atmosférico, salida de fondo de la columna que va a la columna de vacío. Sin embargo, los cortes obtenidos dependen de la calidad del crudo que es alimentado a la torre y de las especificaciones deseadas de los productos finales.

La carga a esta torre es la más alta de todas las unidades de las refinerías. Esto se traduce en mayores costos de utilidades que el resto de las unidades del proceso.
[10]

2.8.2.1 Calidad de fraccionamiento

Un análisis TBP de la alimentación de una columna de destilación atmosférica provee, como se mencionó anteriormente, la caracterización de sus diferentes componentes por medio de sus puntos de ebullición. Este resultado puede ser mostrado como una especie de banda rectangular, representando la alimentación en relación a una escala de puntos de ebullición, cuyas graduaciones corresponden a los diferentes componentes. Los productos de la destilación aparecerían entonces, en este diagrama, de arriba a abajo, en orden decreciente de volatilidades. Esta representación también ilustra el balance de materia de la columna, ya que la

alimentación es dividida en diferentes cortes con sus respectivos rendimientos, también en orden decreciente de volatilidades. Entonces, el diagrama mencionado sería algo como la figura 2.8.

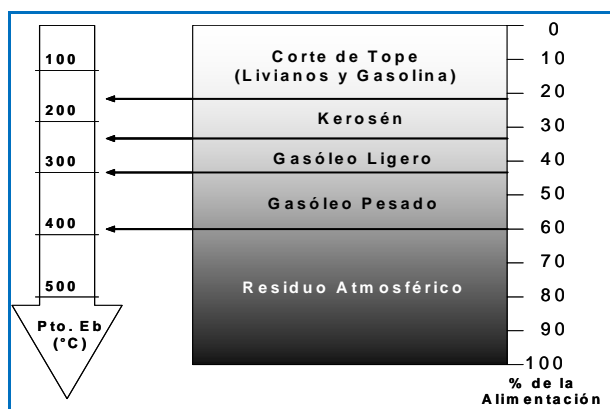


Figura 2.8. Fraccionamiento típico de una columna de destilación de crudo ^[7]

En esta representación, cada corte está dividido por un límite teórico en forma de un segmento horizontal, el cual representa el rendimiento de los mismos, y está asociado a una temperatura frontera de punto de ebullición en la escala de temperaturas. Entonces, este límite que determina la separación entre dos cortes de petróleo adyacentes se denomina temperatura de punto de corte, o simplemente *punto de corte*. De esta manera, como la relación entre los rendimientos y los puntos de ebullición viene dada por la destilación TBP de un crudo, se puede afirmar que los puntos de corte determinan el rendimiento de un producto para un crudo dado. ^[7]

El fraccionamiento industrial de crudo por destilación atmosférica no ocurre exactamente como lo muestra la figura 2.9, debido a que los diferentes cortes de petróleo obtenidos en la unidad contienen generalmente ciertas cantidades de hidrocarburos cuyas temperaturas de ebullición no están incluidas en el rango

definido por los puntos de corte. Un ejemplo de ese caso se muestra en la figura siguiente:

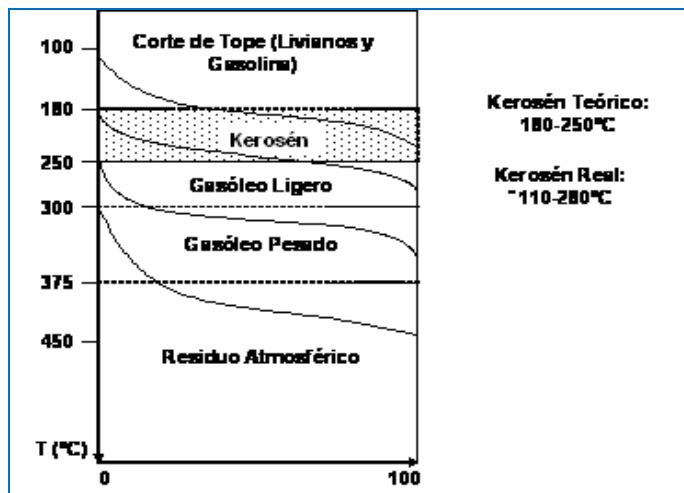


Figura 2.9. Ejemplo de un fraccionamiento real en una columna de destilación atmosférica de crudo. ^[7]

En esta figura se observa que el kerosén, cuyos puntos de corte son 180 y 250°C, está en realidad compuesto por hidrocarburos cuyas temperaturas de ebullición varían entre aproximadamente 110 y 280°C. Esto prueba que el kerosén contiene un poco del corte de gasolina y un poco del corte de gasóleo ligero.

Para mantener características satisfactorias de los productos, mucha atención debe ser prestada a la calidad de las diferentes separaciones llevadas a cabo, y por tanto, especificaciones de fraccionamiento deben ser establecidas. La manera más simple de realizar esto es usar las posiciones relativas de las curvas de destilación ASTM correspondientes a dos cortes adyacentes. Es obvio que un mejor fraccionamiento entre dichos cortes implica un ensanchamiento de sus curvas ASTM; mientras menos componentes pesados hayan en el corte liviano, menor será su punto final de ebullición, y mientras menos componentes livianos hayan en el corte pesado, mayor será su punto inicial de ebullición. ^[8]

Usualmente, la calidad del fraccionamiento es caracterizada por la diferencia de temperaturas entre el 95 y el 5% de las curvas ASTM de dos cortes consecutivos, como se presenta en la Ec. 2.2.

$$\Delta T = T_{5\%}(\text{Corte pesado}) - T_{95\%}(\text{Corte liviano}) \quad (\text{Ec.2.2})$$

Si $\Delta T > 0$; existe un *gap* de $\Delta T^{\circ}\text{C}$

Si $\Delta T < 0$; existe un *overlap* de $\Delta T^{\circ}\text{C}$

De esta manera, el *overlap o solapamiento* corresponde a un fraccionamiento relativamente mediocre, mientras que, a mayor *gap*, mejor separación. Estas definiciones se basan en los puntos de 5 y 95% de porcentaje de destilado y *no* en los puntos iniciales y finales de ebullición (IBP y EP) debido a que estos últimos tienen asociado un mayor porcentaje de error en los análisis de laboratorios. [8]

2.8.2.2 Pumparounds

Los pumparounds son sistemas de enfriamiento que consisten en retirar corrientes líquidas laterales de la columna, enfriarlas y retornarlas a la misma unos platos por encima. Las zonas de la columna entre las etapas de retiro y retorno de los pumparounds están diseñadas para una transferencia de calor eficiente, y muy poco fraccionamiento ocurre, dado que la composición del líquido permanece casi constante. La zona entre estas etapas puede abarcar una importante cantidad de platos, y básicamente funciona como un intercambiador a contra corriente, donde el líquido que cae enfría los vapores calientes que ascienden. [8]

Las ventajas de este tipo de equipos son considerables. Constituyen el principal punto de control de los flujos internos de líquido y vapor. Al disminuir la carga a través de la columna, permite la construcción de un diámetro de la columna estable y más constante. Además, disminuyen ampliamente la cantidad de calor que debe ser removido por el condensador. Este calor es entregado al crudo en los trenes de precalentamiento, disminuyendo a su vez el que deben suministrar los hornos para calentar el crudo hasta la temperatura de alimentación a la torre.

El flujo interno de vapor en la columna de destilación atmosférica disminuye cada vez que cruza una zona de pumparound, el cual consecuentemente actúa como un condensador parcial. Estas zonas son prácticamente inefectivas desde el punto de vista de fraccionamiento, por lo que los platos o empaques correspondientes son especialmente diseñados. ^[7]

Un incremento en el calor retirado por un pumparound resulta en una reducción en el poder de separación de la columna en las zonas localizadas por encima del pumparound. Esto puede ser rectificado desde el punto de vista de diseño añadiendo etapas adicionales, pero desde el punto de vista operacional esto automáticamente disminuye la calidad del fraccionamiento. ^[7]

2.8.2.3 Tambores de destilado

Estos equipos reciben y separan la corriente de tope de la columna de destilación atmosférica, que generalmente se encuentra en fase mixta luego de pasar por los condensadores, y está compuesta por la fracción más liviana del hidrocarburo procesado (parte en fase líquida y parte aún en fase gas) y por el agua utilizada para despojamiento en la columna. El destilado es retornado en parte a la columna o retirado como producto, mientras que el gas se utiliza como combustible y el agua puede enviarse a despojamiento de aguas agrias o utilizarse como agua de lavado en

los desaladores. El parámetro principal o controlante en el diseño de estos tambores es la fase liviana, ya que la fase líquida liviana debe estar libre de gotas de líquido pesado, es decir, el destilado debe estar lo más “seco” posible.

Cuando la cantidad de agua a contener por el separador es pequeña en comparación con la de líquido, se utilizan separadores con bota decantadora. De hecho, cuando se inicia el diseño de estos tambores son los primeros en ser evaluados, ya que reducen costos al no poner en el cilindro principal el volumen del líquido pesado, ahorrando diámetro y longitud en el cuerpo del recipiente, teniendo un costo extra por tener la bota decantadora, pero siendo este costo menor que si se tuviera la fase líquida pesada también dentro del cuerpo principal del separador.

En estos equipos, existe un control de nivel gas-líquido en el cuerpo principal, y un control de nivel de interfase líquido-líquido en la bota decantadora. (Debe recordarse que el control de nivel de interfase es más difícil y, a veces, menos confiable que el control de nivel gas líquido). El volumen de operación y de emergencia para la fase líquida liviana está contenido en el cuerpo principal del separador. El volumen de operación (en estos casos casi nunca se tiene volumen de emergencia), para el líquido pesado, lo contiene la bota decantadora. ^[11]

2.8.3 Columnas Preflash

Las columnas Preflash son torres ubicadas entre los desaladores y las columnas atmosféricas. Casi siempre son de gran diámetro y altura, por lo que sus costos de manufactura y operación son elevados. Por consiguiente, deben ser usadas sólo cuando sea estrictamente necesario.

En las columnas Preflash se vaporiza parte del crudo proveniente de los desaladores y una gran cantidad del agua contenida en él. La cantidad de

hidrocarburo vaporizada depende de la temperatura y presión de la torre. El fondo de la columna debe retener la espuma formada, para impedir que los vapores ascendentes la transporten fuera de la misma.^[12]

Generalmente estas unidades poseen sus propios condensadores de tope, aunque existen muchos esquemas de flujo posibles, especialmente uno muy común en el cual se usa el mismo sistema de condensación del tope de la torre de destilación atmosférica para condensar los vapores de tope de la Preflash y proveer el reflujo necesario (una pequeña porción de la nafta que se usa como reflujo de la columna atmosférica), como se indica en la figura 2.10.

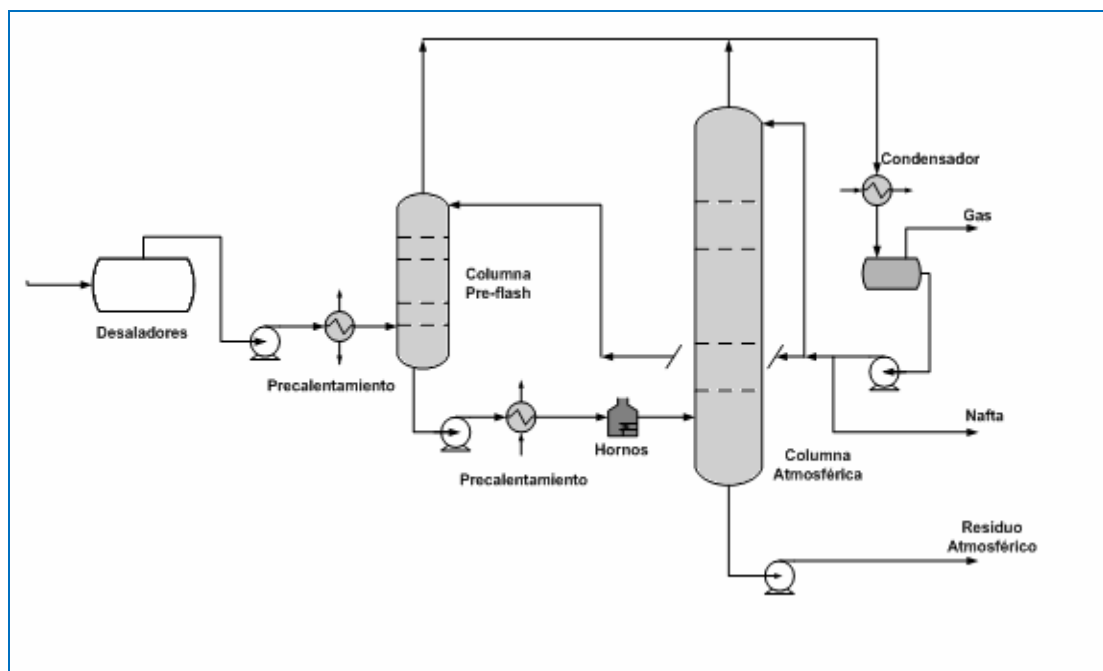


Figura 2.10. Sistema de condensación común. Columnas Preflash y Atmosférica

El diseño mostrado en la figura 2.10 reduce significativamente los costos de inversión, al eliminar por completo el sistema de tope de la Preflash, pero antes de

utilizarse este esquema debe evaluarse si los condensadores, tambores y bombas del sistema de condensación de la torre atmosférica poseen suficiente capacidad para manejar los flujos de las corrientes de ambas unidades. Esto no siempre se sabe con certeza a priori, debido a que normalmente las Preflash no se incluyen en los diseños iniciales de las plantas, sino que se agregan después, como resultado de estudios de aumentos de capacidad o de eliminación de cuellos de botella.

Consideraciones hidráulicas son los principales elementos a tomar en cuenta al momento de decidir la inclusión de una columna Preflash. La presión de operación de los pasos de las válvulas de entrada a los hornos debe ser suficientemente alta para prevenir vaporización del crudo o del agua contenida en él. Operar con un fluido de dos fases en dichas válvulas puede crear variaciones significativas de los flujos en los pasos de los hornos, causando rápida coquificación o, en el peor de los casos, ruptura de los tubos. La torre Preflash vaporiza parte del crudo y prácticamente toda el agua remanente de los desaladores. Por lo tanto, la presión de operación necesaria para evitar este fenómeno es menor. Esta es una importante consideración cuando se diseñan nuevas unidades, se desea aumentar la capacidad de una planta o se requiere procesar un diferente tipo de crudo, porque permite que la presión de descarga de las bombas del crudo de salida de la Preflash sea reducida a niveles mucho más razonables a los que se fuesen necesarios si no se tuviera la columna, especialmente cuando la temperatura de entrada a los hornos es alta ($>315^{\circ}\text{C}$).

Pueden utilizarse tambores o tanques Preflash en vez de columnas. Los tambores vaporizan parte del crudo en una única etapa, y sólo por consecuencia de una disminución súbita de la presión. Los costos de inversión son menores, pero la corriente de vapor del tope del tambor posee un amplio rango de ebullición y debe ser alimentada a la columna atmosférica para su fraccionamiento. La elección entre un tambor o una columna depende principalmente de consideraciones económicas y de las características del crudo de alimentación.^[12]

2.8.4 Internos

Se denominan internos de las torres a todos los elementos ubicados dentro de las mismas, cuya función, de manera general, es propiciar el contacto adecuado entre el líquido y el vapor, para llevar a cabo la separación deseada. Los avances tecnológicos en esta área han permitido la elaboración de equipamientos cada vez más eficientes y específicos para las diferentes necesidades, disponiéndose actualmente de una amplia gama de dispositivos que en conjunto incrementan notablemente el desempeño de las columnas de destilación. Los principales internos de las torres se describen a continuación. ^[13]

2.8.4.1 Platos y empaques

A pesar de sus notorias diferencias físicas y mecánicas, ambos elementos están diseñados para la misma función: Proveer un contacto adecuado líquido-vapor, de manera de asegurar un área interfacial suficiente para permitir que se transfiera masa entre las dos fases; evaporación de compuestos ligeros del líquido y condensación de compuestos pesados del vapor. Esta transferencia ocurre sólo a través de la interfase, es decir, en la zona donde el líquido está en contacto directo con el vapor. En los platos, el líquido es la fase continua y el gas es dispersado en él. En los lechos empacados, por el contrario, el líquido es dispersado en la fase gaseosa continua.

A continuación en la tabla 2.3 se presenta una serie de comparaciones entre platos y empaques.

Tabla 2.3. Comparación entre Platos y Empaques. ^[13]

	Platos	Empaques
Caída de Presión	Alta	Baja
Capacidad	Baja	Alta
Eficiencia	Buena	Muy Buena
Material	Metales	Prácticamente Cualquiera
Flexibilidad	Buena para platos tradicionales, Baja para platos de alto rendimiento	Alta
Costo	Generalmente bajo	Alto
Usos principales	Casi cualquier columna	- Presiones de vacío - Rediseño de columnas

La eficiencia tanto de los platos como de los empaques está relacionada a la transferencia de masa a través del área interfacial. Para el caso de los platos se define como se presenta en la Ec.2.3.

$$\text{Eficiencia Global} = \frac{\text{Núm. Etapas teóricas}}{\text{Núm. Platos reales}} \quad (\text{Ec.2.3})$$

El tiempo de contacto, el área interfacial, la viscosidad del líquido, la carga hidráulica y la tecnología de construcción, entre otros factores, influyen considerablemente en la eficiencia de los platos. Para el caso de los empaques, se define un factor denominado Altura Equivalente a un Plato Teórico (HETP, por las siglas en inglés de Height Equivalent to a Theoretical Plate), el cual es una medida de la eficiencia de los lechos empacado, y se define como se presenta a continuación en la Ec.2.4:

$$\text{HETP} = \frac{\text{Altura del lecho}}{\text{Núm Etapas Teóricas}} \quad (\text{Ec.2.4})$$

La distribución de líquido, la canalización, la carga hidráulica y la velocidad del vapor, entre otros, son factores que influyen apreciablemente en la eficiencia de los platos. Como se observa en la ecuación, el HETP, a diferencia de la Eficiencia Global de los platos, puede ser mayor que 1.

Los lechos que están constituidos por un gran número de pequeños elementos apilados aleatoriamente sobre el lecho se denominan empaques al azar. Cuando los lechos están contruidos por grandes bloques de láminas corrugadas unidas y apiladas ordenadamente se denominan empaques estructurados. ^[13]

2.8.4.2 Otros

En esta categoría se incluyen los internos donde no se lleva a cabo el contacto líquido vapor directamente, sino que cumplen funciones específicas para mejorar esta interacción y por tanto el desempeño de las torres. Como se mencionó anteriormente, actualmente existe una gran cantidad de elementos asociados a aplicaciones puntuales, algunos de los cuales son:

Distribuidores de líquido: Son dispositivos utilizados en las columnas empacadas, cuya finalidad es proveer una adecuada irrigación del líquido a través de toda la sección transversal de los lechos. De introducir el líquido en un solo punto en el tope de los lechos empacados, éste tendería a migrar hacia las paredes, produciendo un efecto conocido como canalización en el cual se crean caminos de flujo preferenciales a lo largo de la torre, disminuyendo así considerablemente la interacción entre las fases y dificultando de esta manera la separación deseada. Por lo

tanto, más que cualquier otro tipo de interno, estos elementos determinan en gran medida el desempeño de las columnas empacadas. Siempre se deben ubicar en el tope de los lechos, aunque en casos de torres muy altas, aquellas que cuentan con entradas o salidas laterales o con múltiples lechos empacados, deben utilizarse redistribuidores intermedios para complementar la función de los principales. ^[14]

Eliminadores de Neblina: Instalados por encima de la entrada de líquido del tope, consisten en una especie de conjunto de mallas de orificios de muy pequeño diámetro, que retienen las gotas atrapadas por el vapor ascendente, impidiendo el arrastre de las mismas hacia el condensador y el tanque de separación. En un principio se utilizaban pequeños lechos de empaques al azar para cumplir esta función, pero actualmente se han desarrollado equipos más avanzados que permiten coleccionar las gotas arrastradas de una manera más eficiente y con una menor utilización de espacio.

Platos de Retiro: Cuando las columnas cuentan con salidas laterales de líquido (como el caso de las columnas de destilación atmosférica y de vacío), se utilizan este tipo de dispositivos, que coleccionan y retiran parte o todo el líquido que desciende por la torre, mientras permiten al vapor ascender a través de ellos.

Platos de Soporte: Son platos diseñados para proveer soporte estructural a los empaques de las torres. Además del peso de los lechos, su diseño debe tener en cuenta futuros escalamientos en cuanto a capacidad de la columna y la retención de líquido durante la operación normal. Los platos de soporte deben ofrecer la menor resistencia posible a los flujos de vapor ascendente y de líquido descendente, para minimizar la caída de presión, así como ser fáciles de instalar y de retirar para mantenimiento o reemplazo.

Limitadores de Lechos: En las torres empacadas al azar, altas velocidades de gas pueden levantar empaques, arrastrándolo hasta el distribuidor de líquido o incluso más allá del mismo. Esto impacta desfavorablemente en el desempeño del distribuidor de líquido y en la eficiencia de la torre. Los limitadores de lechos restringen los empaques a su ubicación deseada, asegurando de esta manera el correcto funcionamiento de la columna. La utilización o no de este tipo de dispositivos está determinada principalmente por la velocidad del gas y el material de construcción de los empaques. ^[14]

2.9 Descripción de las unidades de destilación atmosférica de crudo del Complejo Mejorador Petrocedaño

2.9.1 Columna Preflash 01-C-10-03

El crudo diluido de 17°API de alimentación al Mejorador, luego de ser precalentado y desalado, ingresa a la Columna Preflash para una primera separación. Esta torre, de 22,5 m de altura y 7 de diámetro, consta de 4 platos reales y tiene como función principal vaporizar las fracciones más livianas del crudo y prácticamente toda el agua contenida en él. Esto con la finalidad de minimizar los problemas corrosivos asociados a la presencia de agua en el tope de la Columna de Destilación Atmosférica. Adicionalmente, permite que la presión necesaria para mantener el crudo en estado líquido en la entrada de los hornos atmosféricos sea menor a la requerida si no se vaporizaran las fracciones más livianas.

El crudo de alimentación a la columna preflash ingresa por el fondo de la torre a 160°C. Por el tope se retiran los vapores rectificadas a 126°C, los cuales se envían a los condensadores de la Columna de Destilación Atmosférica para ser enfriados junto con la corriente obtenida por el tope de la misma. Una pequeña porción de la nafta obtenida como producto en la columna atmosférica es enviada a la preflash e

introducida por la parte superior de la torre, de manera de tener un flujo de líquido descendente y permitir la rectificación. Por el fondo de la preflash se obtiene la corriente líquida a 140°C que no es vaporizada en la misma, la cual es calentada en intercambiadores de calor y luego en los hornos, para posteriormente ingresar a la Columna de Destilación Atmosférica ^[4]. En la figura 2.11 se presenta el esquema de la columna preflash con que cuenta Petrocedeño.

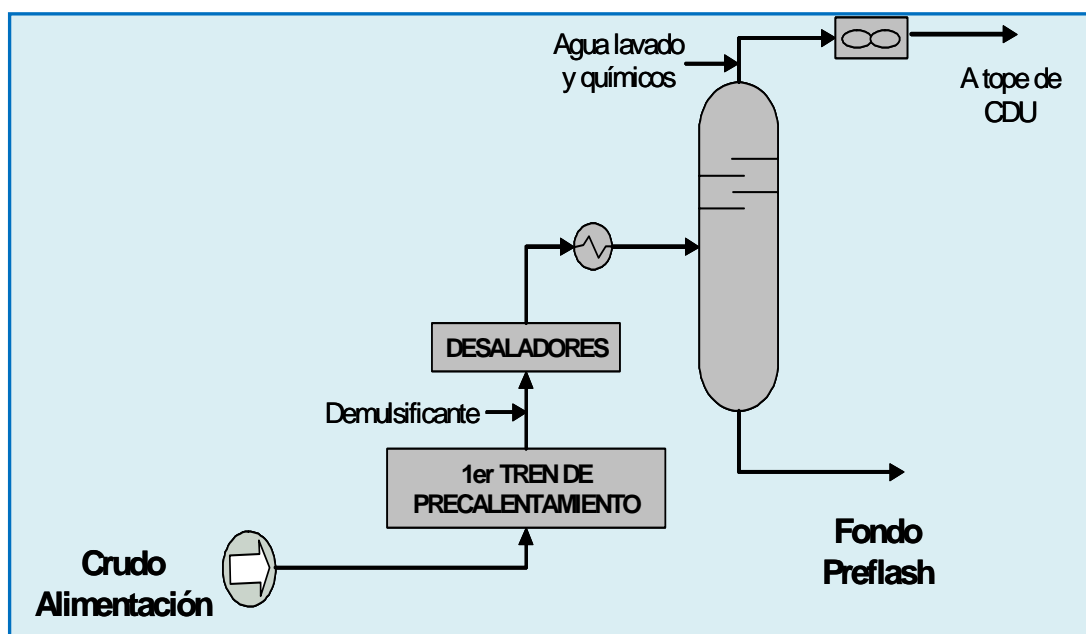


Figura 2.11 Esquema de la columna preflash de Petrocedeño. ^[4]

2.9.2 Columna de Destilación Atmosférica 01-C-10-01

Este equipo está diseñado para producir dos cortes de producto (Nafta y SRGO), residuo atmosférico y gas atmosférico de tope. La torre tiene 58,8 m de altura y 7 m de diámetro, y constaba de 5 lechos de empaques estructurados distribuidos a lo largo de la misma. Hoy en día el lecho número 5 se sustituyó en la parada del 2008 de empaque por 4 platos. La cual se puede observar en la figura 2.12.



Figura 2.12. Columna de Destilación Atmosférica. ^[4]

La alimentación a la Columna de Destilación Atmosférica sale de los hornos atmosféricos a 374°C e ingresa por debajo del lecho empacado inferior, en la sección denominada “zona flash”, donde se produce la vaporización de parte del crudo por efecto de disminución súbita de la presión. Por el fondo de la columna se introduce vapor de agua sobrecalentado a aproximadamente 350°C y 12 barg, para reducir la presión parcial del hidrocarburo y acentuar la separación. Las fracciones pesadas que no se vaporizan constituyen el Residuo Atmosférico, corte de 7°API que es enviado a los hornos de vacío a 366°C .

Los vapores calientes de la zona flash entran a la llamada “zona de lavado” de la columna, que consta de dos lechos empacados y en la cual dichos vapores se ponen

en contacto con parte del SRGO no despojado, para condensar los componentes pesados y combinarlos con el líquido de la zona flash. Los vapores que salen de la zona de lavado entran en la Sección de Pumparound de SRGO, compuesta por un lecho empacado por debajo del cual se retira el corte de SRGO no despojado a 285°C. Parte del mismo se retorna a la columna como flujo de lavado, mientras que el resto se divide en dos corrientes; una, que constituye el Pumparound de SRGO, que se enfría hasta 195°C y se retorna a la columna por encima del lecho empacado, y la otra, que se envía a la torre Despojadora Lateral de SRGO. En esta columna, usando vapor de media presión sobrecalentado, los componentes ligeros del corte son despojados por un fenómeno similar al llevado a cabo en el fondo de la torre atmosférica. Por el fondo se obtiene la corriente de SRGO producto a 185°C, la cual debe tener aproximadamente 24°API y un rendimiento de 12% respecto a la alimentación, mientras que los vapores de tope se retornan a la columna por encima de la sección de pumparound de SRGO, mezclándose con los vapores que salen de dicha zona, y entrando a la “zona de fraccionamiento”, llamada de esa manera porque es donde ocurre la separación entre los dos cortes de destilado.

En la zona de fraccionamiento, que consta de un lecho empacado, esta mezcla de gases entra en contacto a contracorriente con parte de la Nafta obtenida como producto, y luego ingresa a la Sección de Pumparound de Nafta. Esta sección consta de un lecho empacado, por debajo del cual se retira el corte de Nafta a 162°C. Parte de este corte se retorna a la columna hacia la zona de fraccionamiento, dividiéndose el resto en dos corrientes; una que constituye el Pumparound de Nafta, que se enfría hasta 105°C y se retorna a la columna por encima de la Sección, y la otra que se obtiene como producto, con 47°API y un rendimiento de 22% respecto a la alimentación.

Los vapores ascendentes de la Sección de Pumparound de Nafta salen de la Columna de Destilación Atmosférica a 126°C y se condensan parcialmente en unos

enfriadores por aire. Amina neutralizante, Inhibidor de Corrosión y Agua para Lavado se inyectan para minimizar riesgos de corrosión en la línea de tubería y en los condensadores. La mezcla líquido-vapor que sale de los enfriadores a 60°C se separa en un tambor de separación trifásico, donde se obtienen, por el tope, los gases incondensables y fracciones más livianas, por el fondo, el hidrocarburo que se recicla totalmente, mezclándose con la Nafta de Pumparound y retornando a la columna, y por la bota decantadora el agua que se envía a otra unidad para su tratamiento. [4]

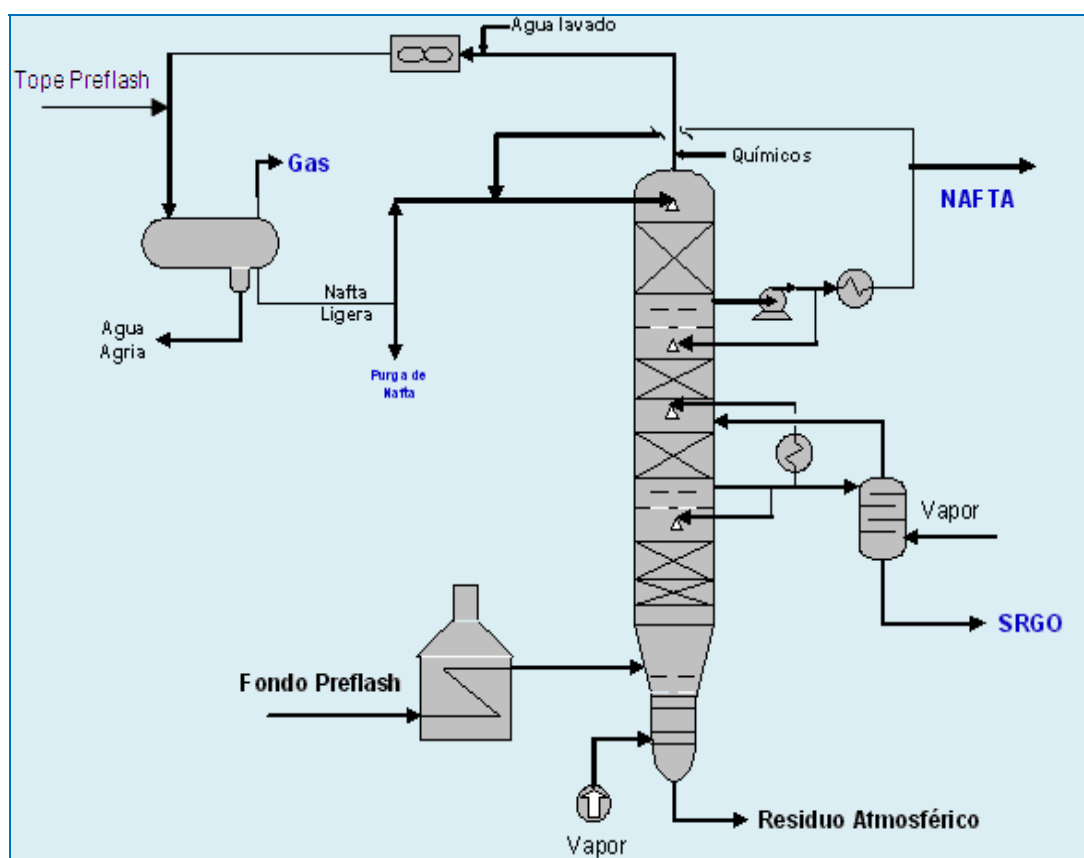


Figura 2.13. Esquema de la columna de destilación atmosférica del Complejo Mejorador Petrocedeno. [4]

2.10. Simulación de columnas de destilación de crudo

Numerosas técnicas de simulación han sido desarrolladas para modelar columnas de destilación atmosféricas y de vacío ya existentes. Aunque muchas de ellas también aplican para el diseño de nuevas columnas, el uso más rentable de los modelos de simulación es frecuentemente para mejorar la operación actual. De esta manera, la mayoría de los modelos de simulación de este tipo de unidades se desarrollan para realizar análisis operacionales y estudios de eliminación de cuellos de botella.

Es sencillo trasladar un diagrama de flujo de proceso de una columna a un modelo de simulación, aplicando el concepto de las eficiencias globales. Las eficiencias globales en columnas de destilación de crudo tienden a decrecer desde el tope al fondo de la torre. La eficiencia de una torre empacada es expresada como Altura Equivalente a un Plato Teórico (HETP). En una buena simulación, el HETP es determinado a partir de mediciones en campo, ajustando el número de etapas en la simulación hasta que los resultados obtenidos en la misma coincidan con los flujos y perfiles de temperaturas y composición medidos. ^[15]

Algunas eficiencias típicas de ciertas secciones de las columnas de destilación atmosférica se muestran en la tabla 2.4.

**Tabla 2.4. Eficiencias globales típicas de las secciones de las columnas
Atmosférica ^[9]**

Sección	Etapas Teóricas
Sección de Despojamiento	1-2
Zona Flash	2-4
Secciones de Pumparounds	2

Las dificultades en la simulación de columnas de crudo se pueden agrupar en dos categorías: balance de materia y balance de energía. Los problemas con el balance de masa son usualmente causados por dificultades con la caracterización de la alimentación, mientras que el balance de energía suele complicarse por los circuitos de pumparounds.

En refinерías de crudos pesados, el 25 % final o más de la curva de destilación de la alimentación es frecuentemente desconocido. En esas situaciones, existen dos posibilidades para completar la curva: Extrapolar la destilación hasta el FBP, o construir la curva de alimentación a partir de las curvas conocidas de los productos.^[9]

Extrapolación de la curva de destilación hasta el FBP: La extrapolación es sencilla, ya que los simuladores la realizan automáticamente para curvas incompletas. Sólo es necesario seleccionar el método de extrapolación que se ajuste a las necesidades del problema. También es posible extrapolar las curvas manualmente. Además, la información de los productos puede ser usada para incrementar la exactitud de los cálculos del simulador. Por ejemplo, a partir de las gravedades API promedios de los cortes de crudo, información que casi siempre se tiene disponible, es posible construir una curva de gravedad API en función del porcentaje destilado de la alimentación, lo cual mejora la caracterización de la misma y reporta beneficios en la simulación.

Construcción de la curva de alimentación a partir de los productos: La ley de la conservación de la masa permite inferir que la alimentación puede ser construida combinando las corrientes de productos. Cuando la caracterización de todos los productos está disponible, los resultados serán probablemente más exactos si se utiliza esta técnica para reconstituir la corriente de alimentación. Esto es debido principalmente a dos factores: Los productos son frecuentemente más detalladamente

analizados que la de la alimentación, y los gases ligeros producido por craqueo en los hornos estarán presentes en los productos. ^[8]

2.10.1. Validación de una simulación

Una vez obtenida la convergencia de una simulación, es vital asegurarse de que la misma refleje de manera adecuada el mundo real (la planta). Cualquier diferencia provee una advertencia de una potencial deficiencia de la simulación que puede causar un diseño fallido. Una simulación que no refleje lo que ocurre en campo puede conducir a un diagnóstico incorrecto en un estudio de solución de problemas y por tanto puede conllevar a proponer soluciones inadecuadas. ^[14]

Un requisito inalienable para una buena simulación es contar con datos de campo confiable. Producir buenos datos de campo demanda considerables esfuerzos; y la falta de recursos frecuentemente causa problemas que comprometen la confiabilidad de la misma, lo cual restringe a las simulaciones de reflejar adecuadamente la operación de los equipos en estudio. Siempre es importante recordar que el costo y el esfuerzo de la recolección de datos fiables se ven empequeñecidos por aquellos asociados al mal funcionamiento de una columna.

Los datos de campo son recolectados generalmente mediante la realización de corridas de prueba o *test runs*. Los *test runs* consisten en mantener una planta por un cierto período de tiempo sin realizar cambios en las condiciones de operación de la misma. Durante este período, es obtenida tanta información como sea posible de temperaturas, presiones y flujos de entrada y salida por medio de instrumentos previamente calibrados, así como composiciones de alimentaciones y productos mediante exhaustivos análisis de laboratorio realizados a distintas muestras tomadas en puntos estratégicos. Esto provee información valiosa del funcionamiento de la planta, y es usada frecuentemente en análisis de eliminación de cuellos de botella

para aumentos de capacidad y evaluaciones de operación en general. Esta información es comúnmente aplicada para la revisión de la simulación usando la siguiente estrategia general:

- a) Los flujos y temperaturas de las alimentaciones son medidos, y las composiciones de las mismas obtenidas por los análisis de laboratorio. El perfil de presiones de la columna es medido (si se cuenta con el recurso) o inferido a partir de otras mediciones. Estos parámetros, junto con otros que dependen de la naturaleza de la simulación (como los flujos de los pumparounds) constituyen el conjunto de variables de entrada.
- b) Las composiciones de los productos, obtenidas por los análisis de laboratorio, son especificadas en la simulación. Siempre debe preferirse modelar con mayor exactitud una composición o un IBP o FBP que un flujo de producto, debido a las posibles imprecisiones en las mediciones de flujo.
- c) La eficiencia de los platos o empaques es estimada y usada para convertir el número de platos o la altura de empaque en etapas teóricas, lo cual es especificado en la simulación. La eficiencia se asume uniforme, a menos que exista alguna razón de peso para lo contrario. Esto define la etapa de alimentación.
- d) El método termodinámico más adecuado para el proceso en estudio es seleccionado.
- e) Dadas las condiciones de alimentación, el número de etapas y las composiciones de los productos, el simulador calcula el reflujo, calor del rehervidor y perfiles de temperatura y composiciones. Esto constituye el conjunto de variables de salida.

Se comparan estos valores con los datos de la corrida de prueba, y se realizan los ajustes necesarios de los parámetros estimados, como presiones, eficiencia de los

platos o empaques, uniformidad de la eficiencia a lo largo de la columna o método termodinámico seleccionado, hasta que coincidan de acuerdo a la tolerancia seleccionada y las necesidades del estudio a realizar, de manera de poder considerar que el modelo de simulación refleja adecuadamente lo que ocurre en campo, es decir, validarlo. ^[15]

2.10.2. Descripción del simulador

Pro II es un simulador estacionario de estado estacionario que permite el diseño de procesos mejorados y análisis operativo. Está diseñado para realizar balances rigurosos de masa y energía para una amplia gama de procesos químicos, con aplicaciones que van desde separación gas crudo hasta destilación reactiva. Pro II posee una significativa base de datos de compuestos y propiedades químicas y físicas con extensos y rigurosos métodos termodinámicos, para permitir al usuario modelar de manera satisfactoria casi cualquier proceso unitario en estado estacionario. La interfase gráfica es completamente interactiva, sencilla de utilizar y en ambiente Windows.

Entre los procesos de refinería que se pueden modelar con Pro II se encuentran:

- Destilación Atmosférica y al Vacío
- Plantas de Gas
- Hidrocraqueo
- Reformación con Vapor
- Hidrotratamiento
- Alquilación
- Isomerización
- Aminas
- Despojamiento de aguas agrias
- Coquificación Retardada

La simulación de procesos con Pro II se realiza generalmente para diseñar nuevos procesos, evaluar configuraciones alternativas de plantas, modernizar y/o ampliar plantas existentes, eliminar cuellos de botellas y optimizar o mejorar rendimientos de plantas y rentabilidades, entre otras aplicaciones. Aunque produce resultados satisfactorios para casi cualquier proceso químico, su uso es altamente recomendado para todos los procesos referentes a refinación y tratamiento de petróleo. ^[16]

2.11 PI Processbook

Es una sofisticada herramienta para desplegar en tiempo real e histórico, datos almacenados en el sistema de archivos de datos y otras fuentes. Los archivos de datos de PI pueden estar como valores medidos o calculados para cada uno de los puntos que se han establecido para las fuentes de datos discretos en los procesos o facilidades de plantas. ^[17]

CAPÍTULO III.

METODOLOGÍA DE LA INVESTIGACIÓN

3.1 Interpretación de las características del crudo diluido (DCO) y la recuperación de nafta en función de las condiciones de operación de la torre de destilación atmosférica

3.1.1 Características del crudo diluido

En la torre de destilación ubicada en el área 1 del Mejorador Petrocedeno, se trabaja con un crudo diluido (DCO) proveniente del área de producción ubicado en San Diego de Cabrutica. Este crudo, presenta características que están sometidas a constantes variaciones debido al porcentaje de nafta presente en el crudo para diluirlo. Se recopiló datos históricos mediante la herramienta PI, los cuales permiten construir gráficas de la variación de agua y sedimentos, azufre, carbón conradson sales y número de acidez en el crudo diluido a diferentes °API a los que haya variado este.

Estas características serán interpretadas por medio de gráficas que indican como es el crudo diluido que entra en la torre de destilación cuando varía su °API.

3.1.2 Características de la nafta recuperada

En la torre de destilación, se extrae la nafta del crudo diluido y la cual es enviada a producción para volver a diluir el crudo extra pesado a mejorar, la cual según diseño debiera recuperarse en condiciones fijas de 22,7 de rendimiento y 46,9 °API.

La calidad de nafta diluyente (presencia de nafta en el crudo) en el proceso de destilación ha variado en el tiempo, por lo que su comportamiento en su recuperación será interpretado por medio de gráficas en función de las condiciones de operación de la columna.

3.2 Simulación de las condiciones operacionales de la torre de destilación atmosférica en los momentos de cambio en las características del crudo diluido para aproximarse a la recuperación de diluyente requerida

Con ayuda del simulador Pro II, se simula la columna de destilación atmosférica para conocer su comportamiento y determinar ciertas variables en etapas del proceso. Para ello se debe realizar unas series de pasos, los cuales se muestran a continuación:

3.2.1 Procesos de simulación con el software de procesos Pro II

Al igual que muchos de los simuladores de procesos se debe seguir unas series de pasos sistemáticos para realizar un estudio de simulación (Figura 3.1).

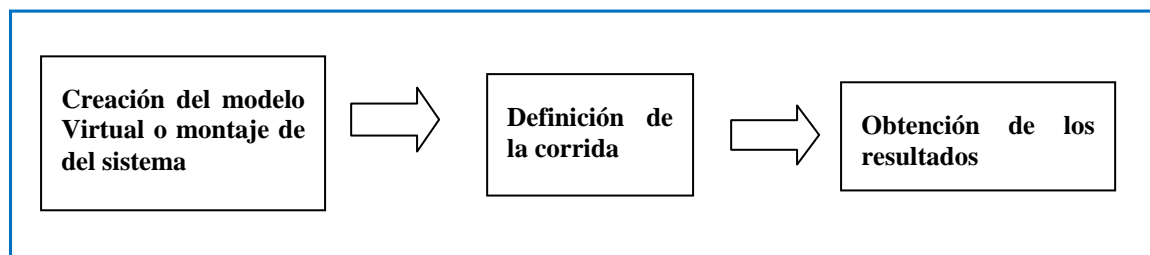


Figura 3.1. Pasos a seguir para la simulación

3.2.1.1 Creación del modelo virtual o montaje del sistema

Como en todo simulador de procesos, el primer paso de este proceso interactivo es crear el sistema virtual de estudio. Este sistema virtual, es generado utilizando las herramientas que ofrece el paquete de simulación de procesos Pro II de la empresa SIMSCI, y está configurado de acuerdo a los diagramas de flujo de las unidades de destilación atmosférica y vacío de Complejo Mejorador PETROCEDENO, específicamente de la columna atmosférica, para simular su comportamiento. Para ello, se recopiló información referente a modelos de simulación de columnas de destilación atmosférica realizados anteriormente, tanto a nivel de la empresa como trabajos de investigación existentes.

3.2.1.2 Definición de la corrida

Para definir la simulación, al modelo virtual se le incorpora todas las características del proceso, como los valores de entrada y los métodos termodinámicos, para obtener resultados de la simulación ceñidos a los que se obtendrían en la realidad.

Entrada:

Para la simulación se trabajó con datos de campo recopilados del histórico de la empresa en fecha de realización de corridas de prueba (test runs), ya que en estas por cierto periodo se mantuvo la unidad de destilación sin realizarle cambios en las condiciones de operación de la misma. Se realizó con temperaturas, presiones y flujos de entrada y salida por medio de instrumentos previamente calibrados, así como composiciones de productos que se obtuvieron mediante exhaustivos análisis de laboratorio realizados a distintas muestras tomadas en puntos estratégicos en este periodo.

En la entrada del mezclador se trabajó con construcción de curva de alimentación a partir de la mezcla de los productos de la destilación, ya que según el trabajo de grado realizado por Fernández anteriormente se obtienen resultados probablemente más exactos si se utiliza esta técnica.

Cabe destacar que se trabaja con curvas de productos de la columna de vacío, debido a que él toma muestra del residuo atmosférico de la columna de destilación se encuentra dañado.

En la tabla 3.1 se presentan destilaciones de productos usados como entrada del simulador.

Tabla 3.1. Curvas de Destilación de los productos utilizados como entrada

IBP	Nafta de 47,24 °API	SRGO de 23,76 °API	LVGO de 16,72 °API	HVGO de 12,1 °API
5%	120,4	208	279	403
10%	124,5	238	307	416
20%	131,8	263,3	329	434
30%	138,3	288,9	344	444
40%	144,7	292.2	365	458
50%	153,7	305,8	374	470
60%	164,1	318,5	384	485
70%	175,5	331,9	397	502
80%	190,9	347,2	415	523
90%	212,5	367,9	434	552
95%	229,2			

Métodos termodinámicos:

Se utilizó el método termodinámico de Grayson- Streed, ya que éste se usa generalmente para la simulación de unidades atmosférica de crudo, siendo el más recomendado por manuales de diseño de proceso de PDVSA para el diseño de torres.

3.2.1.3 Obtención de los resultados

Luego que el sistema virtual es definido todas sus características (crudo y de los métodos para el cálculo), el simulador PRO II arroja los resultados en una series de tablas que se presentan en la interface. Entre los resultados que muestran a la salida se obtiene: la temperatura, flujo másico, °API de los productos; siendo el °API y rendimiento de la nafta diluyente las variables más importantes en este trabajo de investigación.

3.2.2. Validación de las simulaciones

Para validar el sistema simulado y considerar los datos arrojados por la corrida como valederos, se compara con la data suministrada por la empresa mediante su sofisticada herramienta PI que despliega a tiempo real e histórico las condiciones de operación del sistema en planta, con los resultados arrojados por la simulación. Para la comparación del sistema virtual y real se toma como variable los °API y el flujo másico de la Nafta diluyente y se calculó un porcentaje de error para ambas variables del proceso, mediante la Ec. 3.1 con que se cuenta a continuación.

$$\%Error = \frac{(X_r - X_s)}{X_r} * 100\% \quad (Ec.3.1)$$

Donde:

X_r = valor del sistema real o original

X_s = valor del sistema simulado

Se validará con el test run del 12/12/2006 donde no se presentaba el cambio notorio del °API en el crudo diluido que pudiese afectar las condiciones de operación de la columna.

3.2.3 Estudio del sistema con variaciones de cantidad de diluente

Con un sistema validado, se estudiará cómo se comporta la columna con variaciones de cantidad de Nafta en el crudo. Para ello, se tomarán valores con menor cantidad de nafta, con el fin de buscar menores °API en el crudo diluido. Los cuales se obtendrá a partir de una relación porcentual usando la Ec. 3.2.

$$ms = mr * (1 - \%dism/100) \quad (\text{Ec.3.2})$$

Donde:

mr: Valor real de flujo másico de nafta tomada del tes runs = 371,74 (tn/hr)

ms: Valor de flujo másico de nafta a simular (tn/hr)

% dism: Relación porcentual de disminución de flujo másico de nafta

En la tabla 3.2, se presentan diversas disminuciones de % de diluyente que se realizó para variar el °API del DCO, usando la Ec.3.2.

Tabla 3.2. Tabla de disminución de diluyente en el crudo diluido

Variación (%)	Valor de flujo másico a simular (tn/hr)
5	553,15
10	334,57
15	315,98
20	297,39
25	278,81
30	260,22
35	241,63
40	223,04
45	204,46
50	185,87

3.3 Actualizar los diagramas de monitoreo del proceso de fraccionamiento de la empresa

En la empresa PETROCEDENÑO se necesita llevar un seguimiento continuo de las unidades y los procesos que permiten evaluar y garantizar su buen funcionamiento. Por ello, se proponen unas series de actualizaciones en los diagramas de monitoreo de la unidad de destilación, que permitan una amigable visualización de las unidades y procesos, además de un mejor seguimiento de las variables operacionales, manteniendo la tendencia de seguimiento continuo realizado por la

empresa. Para esto, se usó herramientas gráficas computacionales, de dibujo, la herramienta PI ProcessBook y PDI de la unidad de destilación y vacío (diagramas precisos).

A continuación se muestran las diversas figuras donde se representan el sistema de monitoreo con que cuenta actualmente la empresa.

En la figura 3.2 se presenta una ventana general del sistema de destilación de destilación atmosférica y de vacío actualmente usado por la empresa. Donde se presentan una lista de diversas ventanas con que se cuentan para su monitoreo.

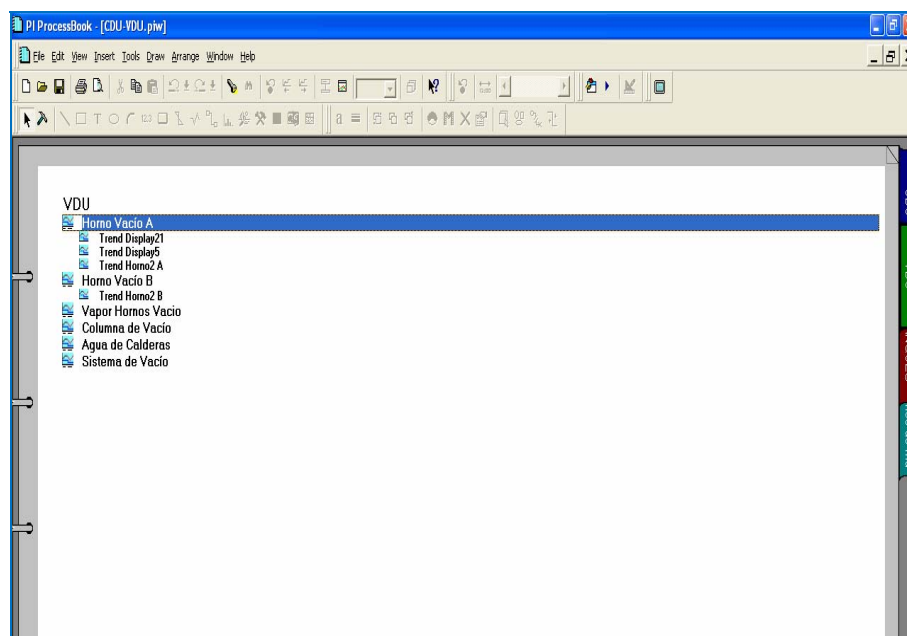


Figura 3.2. Vista general del sistema de seguimiento actual

Este sistema de seguimiento cuenta con una pantalla que presenta el tren de intercambiadores por donde pasa el crudo diluido previo a ser desalado como se

observa en la figura 3.3. Esta pantalla se mejora de manera de que sea más amigable a la vista, ya que se encuentra muy recargado con graficas suministradas al sistema de monitoreo en la creación del sistema, un poco de desorganización al momento de visualizar las variables y las líneas presentes en el campo.

La ventana que se presenta en la figura 3.3, posee botones que tienen como función llevar a las ventana que indica; en este caso se puede ir a las pantallas: tren en caliente (intercambiadores luego de la desalación), desaladores, horno A, horno B, la columna de destilación atmosférica y a ella misma.

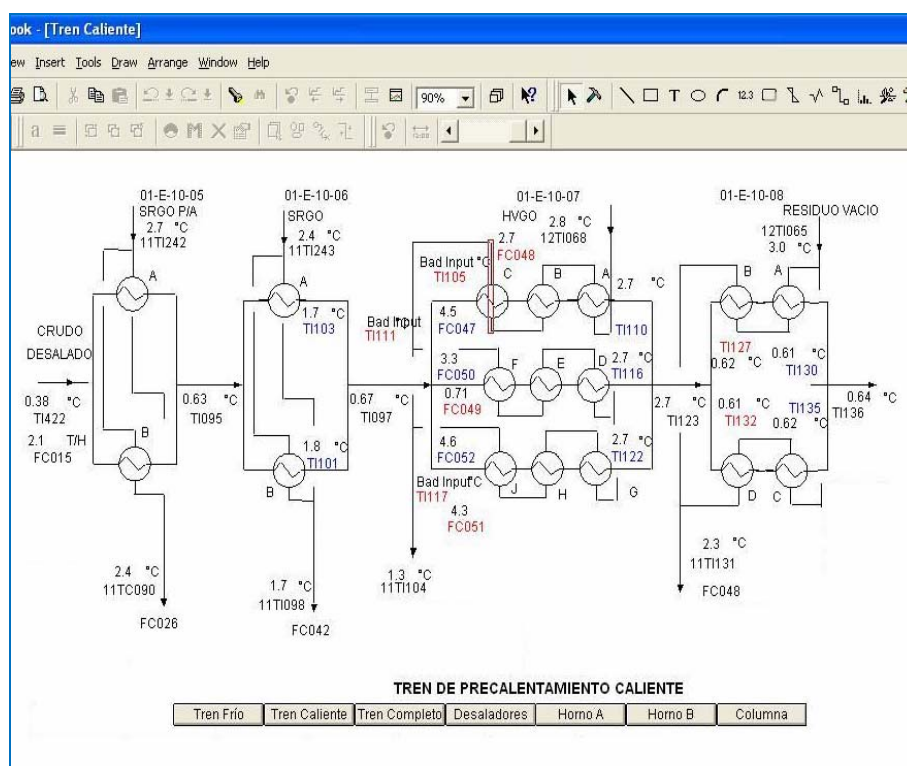


Figura 3.3. Tren de intercambiadores previos a la desalación de crudos

De la misma manera, cuenta con una pantalla de seguimiento general de los desaladores como se observa en la figura 3.4; dicha figura muestra cuán recargada con las variables se encuentra. Es importante resaltar que esta herramienta PI facilita visualizar gráficas de las variables en interés, con tan solo ubicarse en esta variable y pulsar en nueva tendencia de display, el cual se encuentra en la barra superior al lado izquierdo del zoom que en esta figura marca 95 %. Esta ventana se actualizó con pantallas donde se pueden vigilar de una forma detalla cada uno de los tres trenes de desalación del crudo diluido, como lo son: el tren A, tren B y tren C y de fácil manejo de las variables al momento de graficar.

La ventana mostrada en la figura 3.4 cuenta con botones, que permiten llegar a las ventanas de: tren en frío (intercambiadores previos a la desalación), tren completo, tren caliente (intercambiadores luego de la desalación), horno A, horno B, la columna atmosférica y a ella misma.

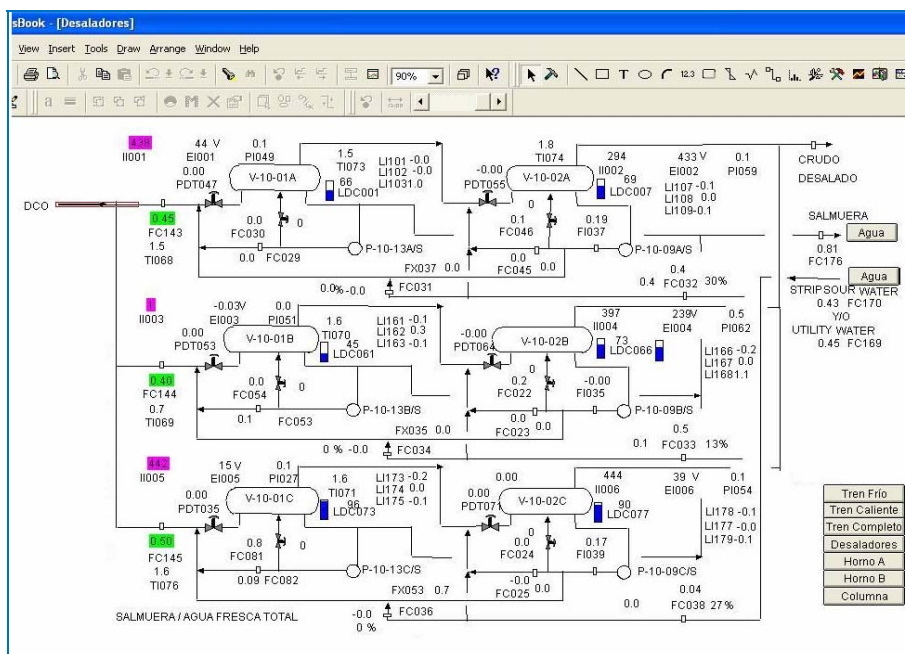


Figura 3.4. Desaladores

En la figura 3.5 que se presenta a continuación se refleja el tren de intercambiadores donde entra el crudo para ser calentado después de su desalación y previo a la entrada de los hornos, con el cual cuenta actualmente el sistema de la unidad de destilación. Esta ventana de igual forma que las dos figuras anteriores, posee botones que le permiten ir a las demás ventanas de la unidad de destilación, tal como se muestra en la figura.

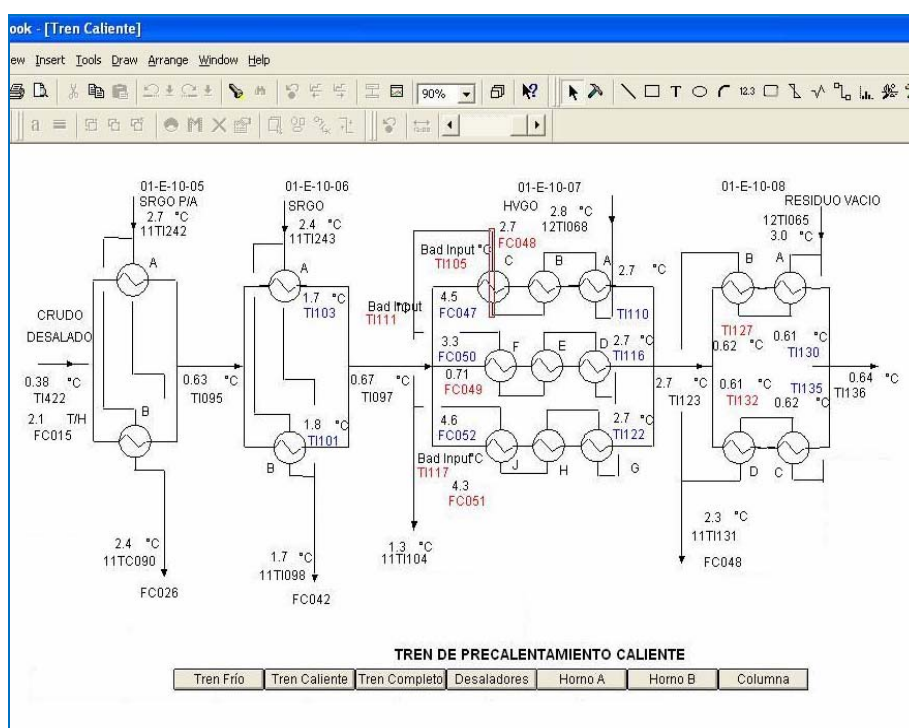


Figura 3.5. Tren de intercambiadores de Crudo desalado

Este sistema también cuenta con una ventana donde se muestra el tren completo de intercambiadores, a manera general todos los trenes de intercambiadores (Figura3.6) para el seguimiento del crudo. Dicha ventana también posee el menú de botones de las demás ventanas de la unidad de destilación.

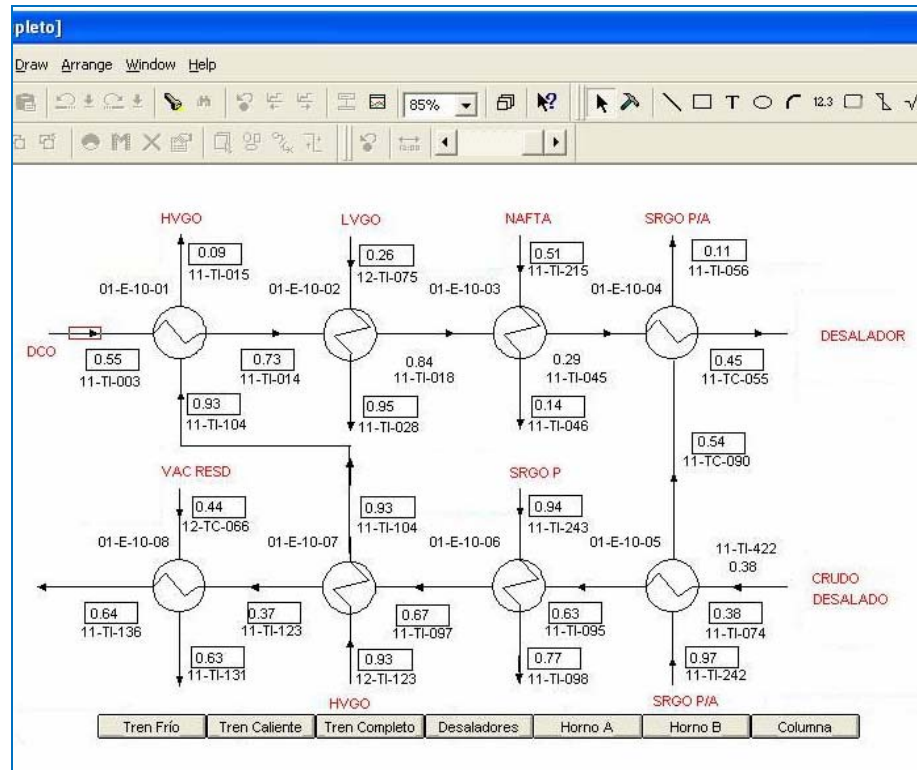


Figura 3.6. Tren completo de intercambiadores

La figura 3.7 muestra la pantalla donde se le puede llevar el seguimiento del horno A. Al cual se mejora de manera, que se pueda llevar un mejor seguimiento de las variables dentro de este, de las líneas a entradas y salidas del crudo calentado hasta la temperatura necesaria la entrada de la columna de destilación.

También se lleva seguimiento al horno atmosférico B a través de una pantalla mostrada a continuación en la figura 3.8. Y a quien se le actualizará de manera que sea más amigable y organizado los tag para su mejor monitoreo, como se para el horno atmosférico A.

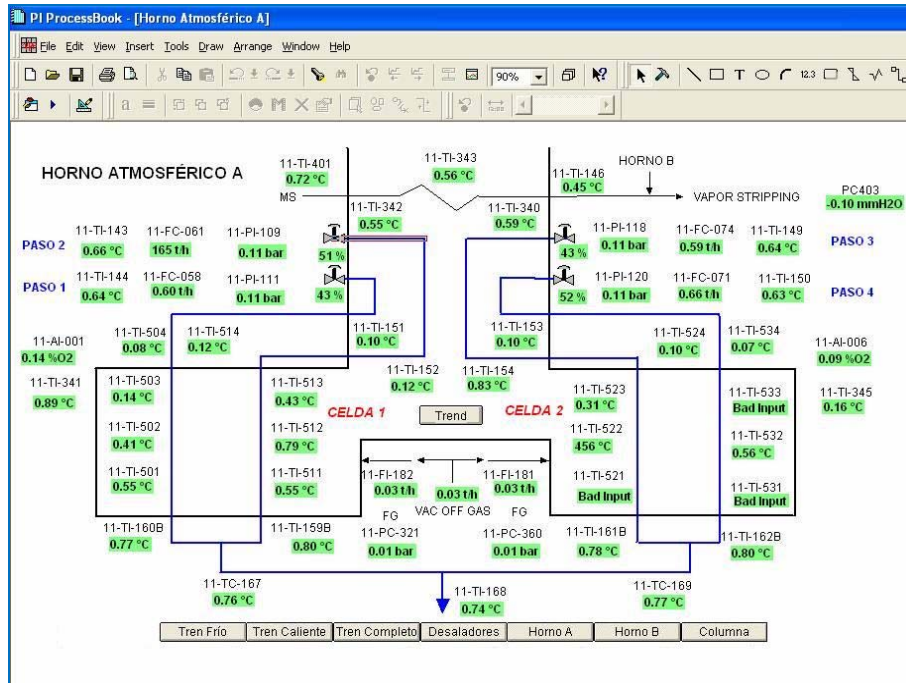


Figura 3.7. Horno atmosférico A

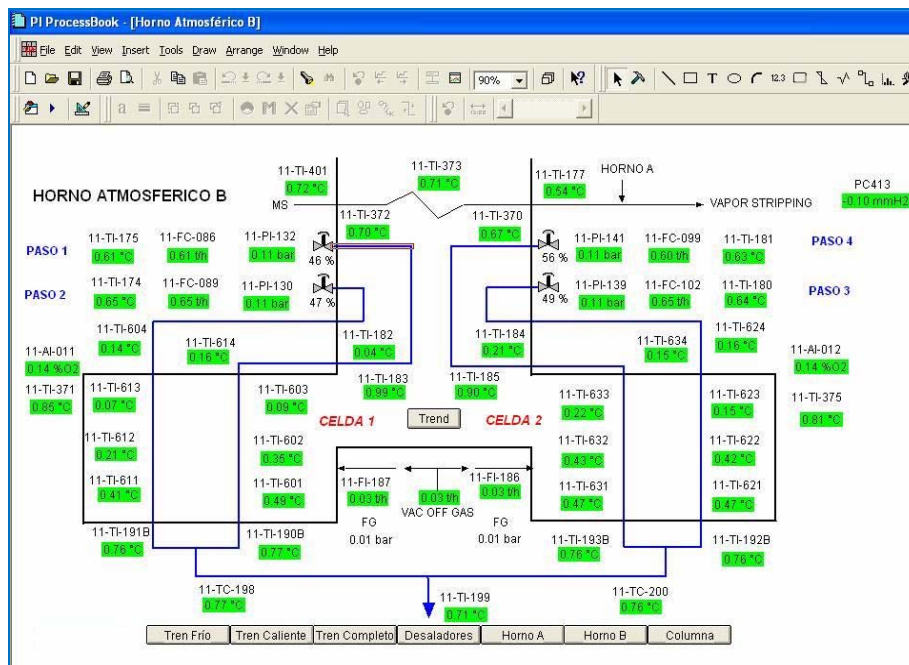


Figura 3.8. Horno atmosférico B

Este también presenta pantalla donde se pueden ver el funcionamiento de la torre pre flash (Figura 3.9), a la cual se actualiza como las pantallas anteriores.

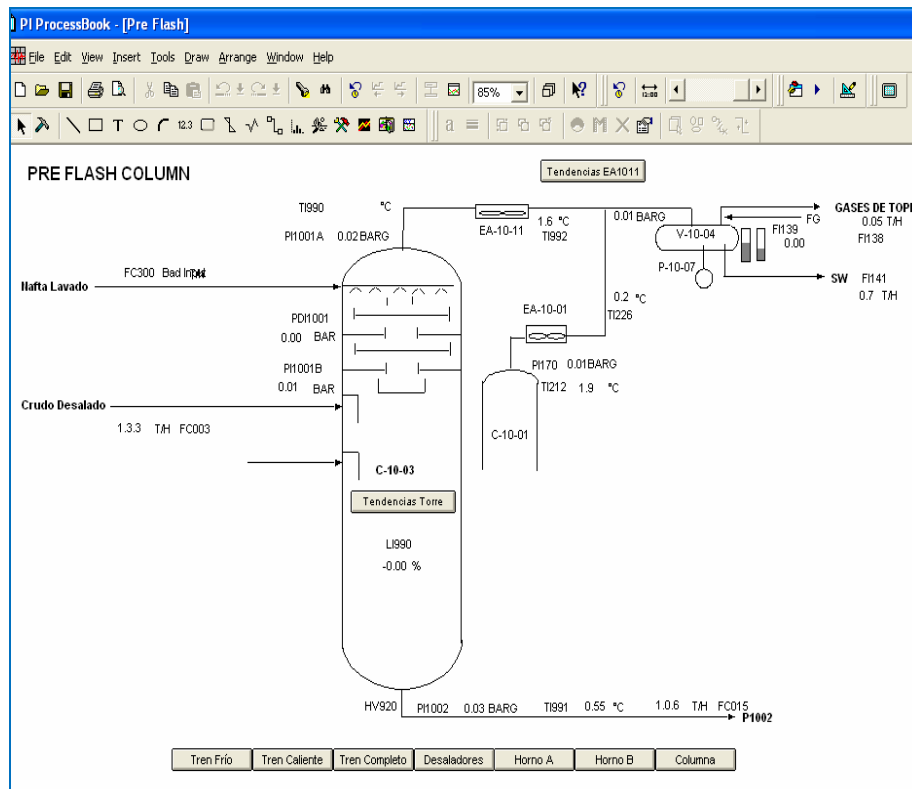


Figura 3.9. Pre flash

La pantalla donde se monitorea la columna de destilación atmosférica (Figura 3.10) se le realizan actualizaciones y se le anexan otras pantallas donde se pueden ver su comportamiento por secciones donde se pueden detallar las corrientes que entran y salen de dicha columna.

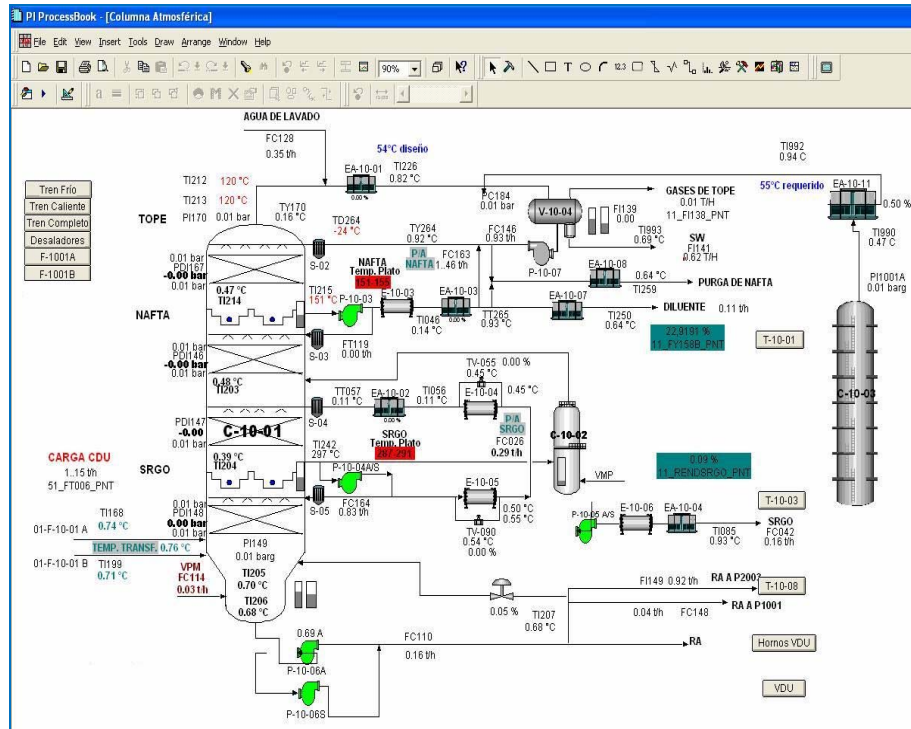


Figura 3.10. Columna de destilación atmosférica

Una vez presentadas las ventanas de monitoreo de la unidad de destilación atmosférica, se procede a presentar las ventanas de monitoreo de la unidad de vacío, las cuales se necesitan actualizar, ya que los productos que se obtienen de la columna de destilación al vacío son necesarios en los trenes de intercambiadores para llevar al crudo a la temperatura adecuada para su posterior destilación.

Entre las pantallas de destilación al vacío que se modifican está la pantalla que presentan: los hornos A y B, el sistema de vapor para dichos hornos y la columna de vacío.

En la figura 3.11 que se presenta el horno A de la unidad de destilación al vacío, la cual posee unos botones de donde se llega a: horno B, sistema de vapor de los hornos de vacío y la columna de destilación al vacío.

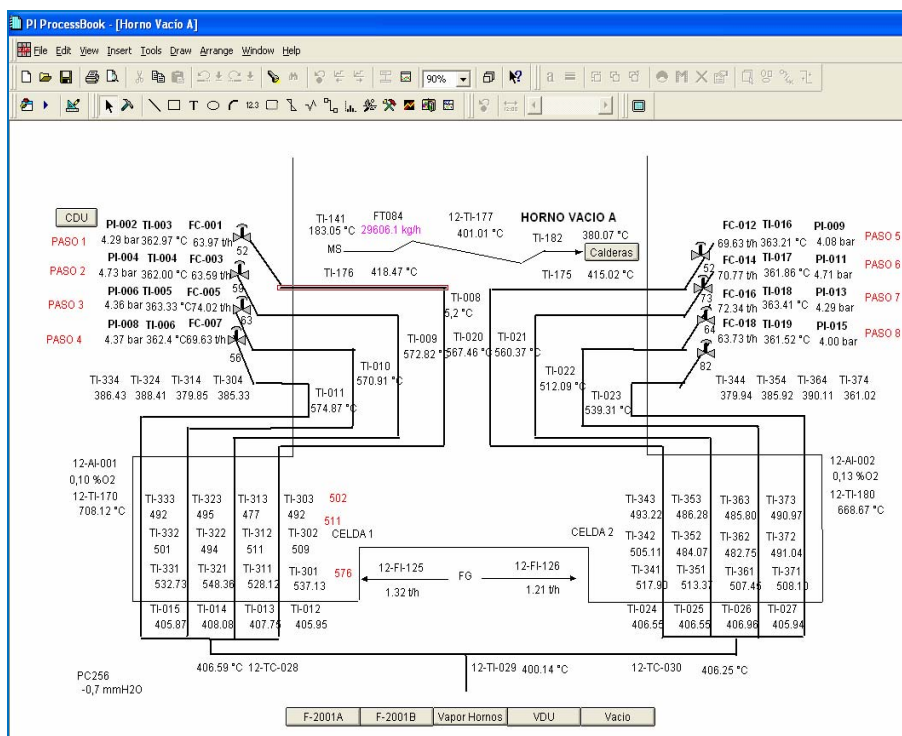


Figura 3.11. Horno A de la unidad de destilación de vacío

También las pantallas del horno B (Figura 3.12), desde la cual se puede ir hacia el horno A, columna de vacío, y el sistema de inyección de vapor de los hornos (Figura 3.13). De la misma forma, que a las demás ventanas se le realizaron mejoras para una visualización más amena y detallada de estos.

De igual modo en la figura 3.14, se muestra la pantalla de la columna de destilación al vacío que tiene el sistema, la cual se le realiza mejoras para su mejor monitoreo de manera general y por secciones como en el caso de la columna de destilación atmosférica.

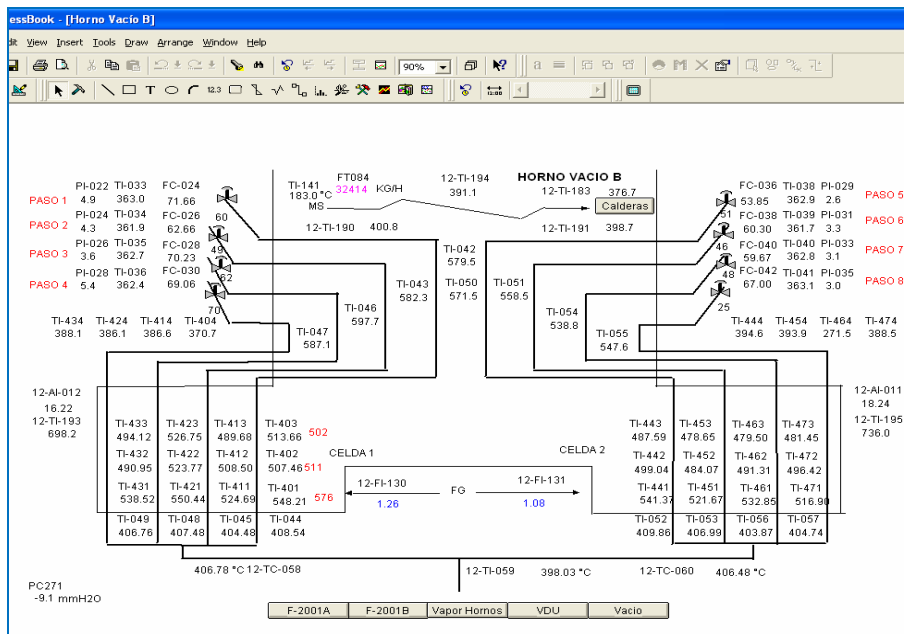


Figura 3.12. Horno B de la unidad de destilación de vacío

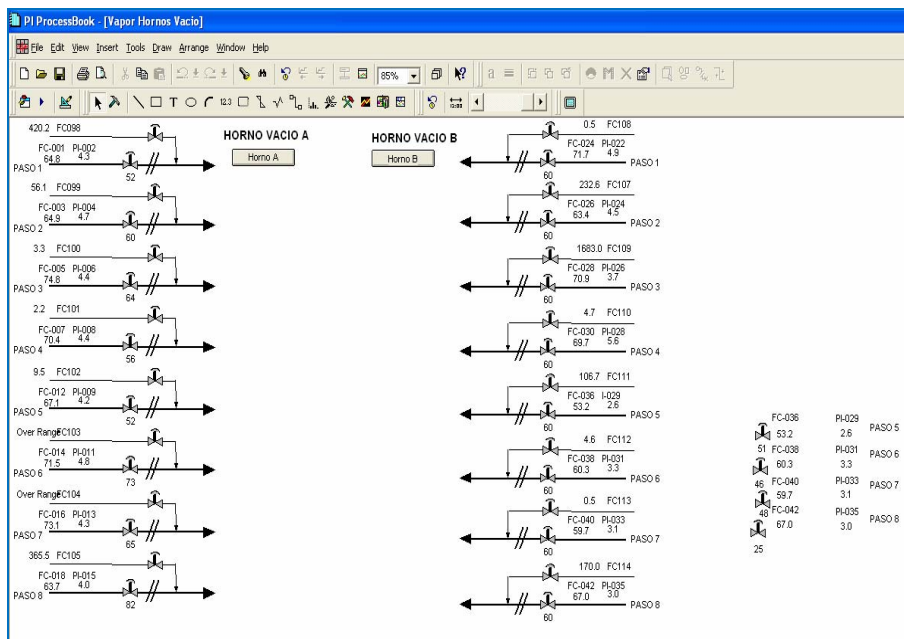


Figura 3.13. Sistema de inyección de vapor de los hornos de vacío

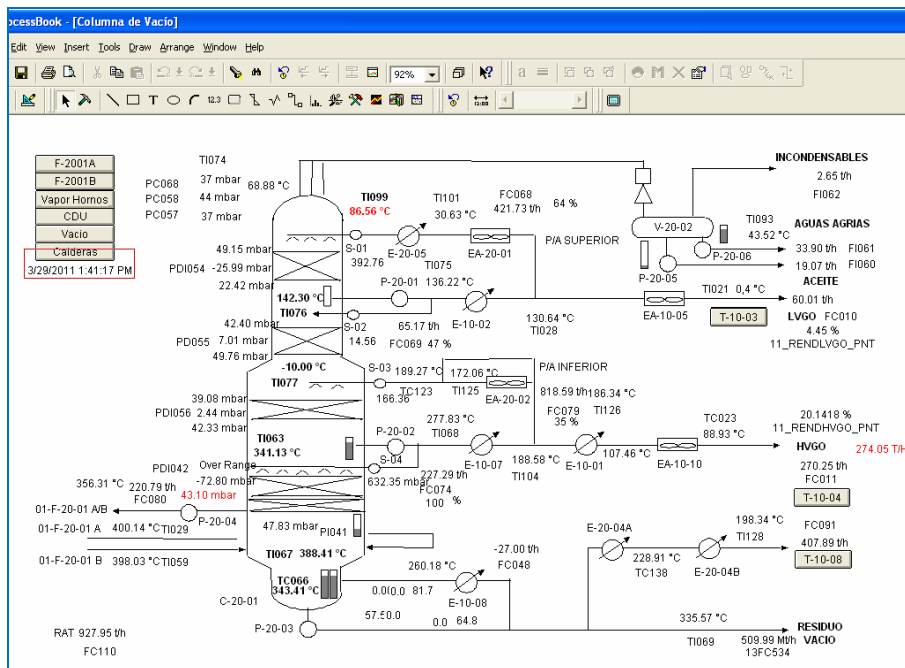


Figura 3.14 Columna de vacío

Este sistema de monitoreo se actualiza presenta una ventana al abrirse donde se cuentan con una lista, estilo índice que muestra de forma ordenada cada una de las pantallas que éste posee para la unidad de destilación atmosférica y por donde se visualizará el paso del crudo diluido por cada equipo previo a su destilación, tal como se exhibe en la figura 4.20.

3.4 Propuesta de los manuales operacionales para la columna de destilación atmosférica que permitan la recuperación de diluyente deseado cuando cambie el crudo diluido, a través del análisis de resultado de las simulaciones

Contando con los valores arrojados por las simulaciones se procederá a analizar cómo se comporta la columna cuando trabaja con crudo diluido (DCO) que defiere de 17 °API según su diseño. Para posteriormente proponer una guía donde se presente como debe operar la columna para lograr obtener el rendimiento y °API de Nafta

cuando varíe el DCO de alimentación a la unidad. Basándose en el rango de la guía de valores recomendados en el diseño de la columna.

Tabla 3.3. Guía de valores mínimos y máximos dados en los que debe operar la columna atmosférica

	Valor Mínimo	Valor Máximo
Temperatura de Tope de la columna (°C)	Pto. De Rocio	120
Pumparound de Nafta (tn/hr)	960	2650
Temperatura de Pumparound de Nafta (°C)	98	120
Reflujo de Nafta (tn/hr)	992	1660
Temperatura Pumparound de SRGO (tn/hr)	185	210
Temperatura de Retiro de Nafta diluente (°C)	160	300
Temperatura de Retiro de Srgo producto (°C)	275	290

CAPÍTULO IV.

RESULTADOS Y CONCLUSIONES

El mejorador Petrocedeño se encarga de recuperar la nafta diluyente que posee el DCO, para luego enviarla a San Diego de Cabrutica, según los requerimientos adquiridos por el área de planificación y mercadeo del mejorador con producción. Generalmente se trabaja en un rango de 44°-49°API de nafta.

4.1 Interpretar las características del crudo diluido (DCO) y la recuperación de nafta en función de las condiciones de operación de la torre de destilación atmosférica

4.1.1 Características del crudo diluido

En el mejorador Petrocedeño se cuenta con unas series de características del DCO según diseño con las que debe contar el mismo, destinado a procesarse en la columna de destilación. Dichas características se muestran a continuación en la Tabla 4.1.

Tabla 4.1. Características del Crudo Diluido de alimentación a la Unidad de Destilación según diseño

°API	17
Sal (ptb)	55,2
Sal(% peso)	3
BSW (Agua y Sedimento en crudo)	2
Tan (mgkOH/g)	4,5
Carbón Conradson (% peso)	11,18

El crudo diluido usado como alimentación de la columna de destilación ha variado notoriamente en los últimos años, es por ende que se presenta la figura 4.1 donde se puede observar su comportamiento en el tiempo (agosto 2007- junio 2010). Y en la cual se puede observar que en el 2007 hasta principios del 2009 existía variación en el DCO por encima 17°API, luego el DCO tendió a recibirse alrededor del °API de diseño hasta mediados del 2009 donde se presentó variación de menores °API en DCO.

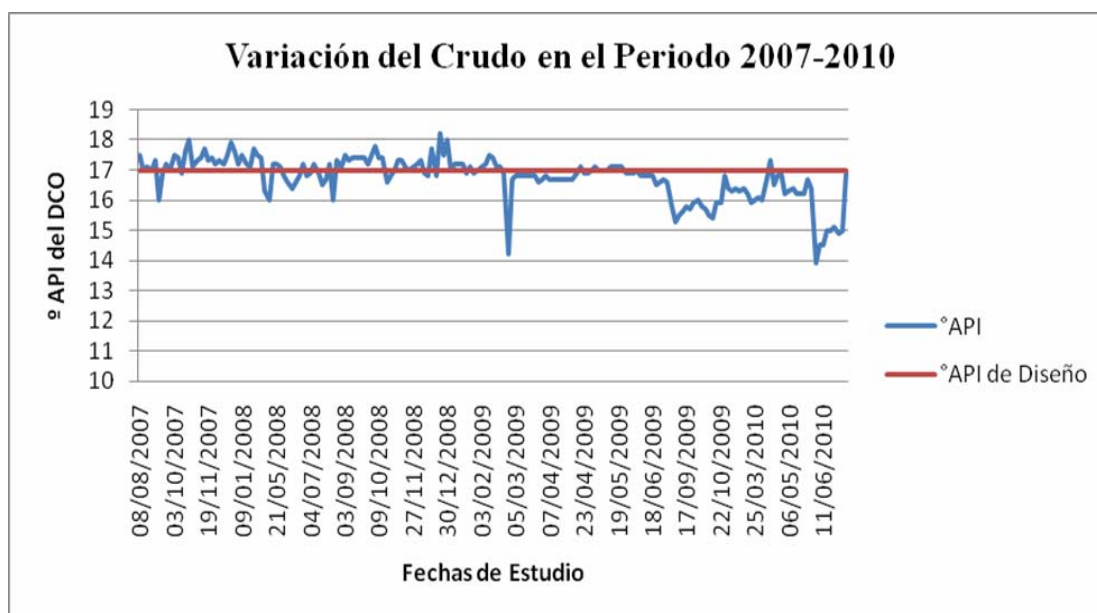


Figura 4.1. Muestra la variación del crudo diluido (DCO) de alimentación con respecto al de diseño en los últimos años

A manera de visualizar la variación del crudo diluido en el 2007, se presenta la figura 4.2. En dicha figura se puede observar, que durante este año la columna trabajó aproximadamente durante 3 meses con variación del crudo por encima del de diseño. Cabe acotar, que en este año no se presentaba problema considerable en la recuperación y en el °API de la nafta diluyente.

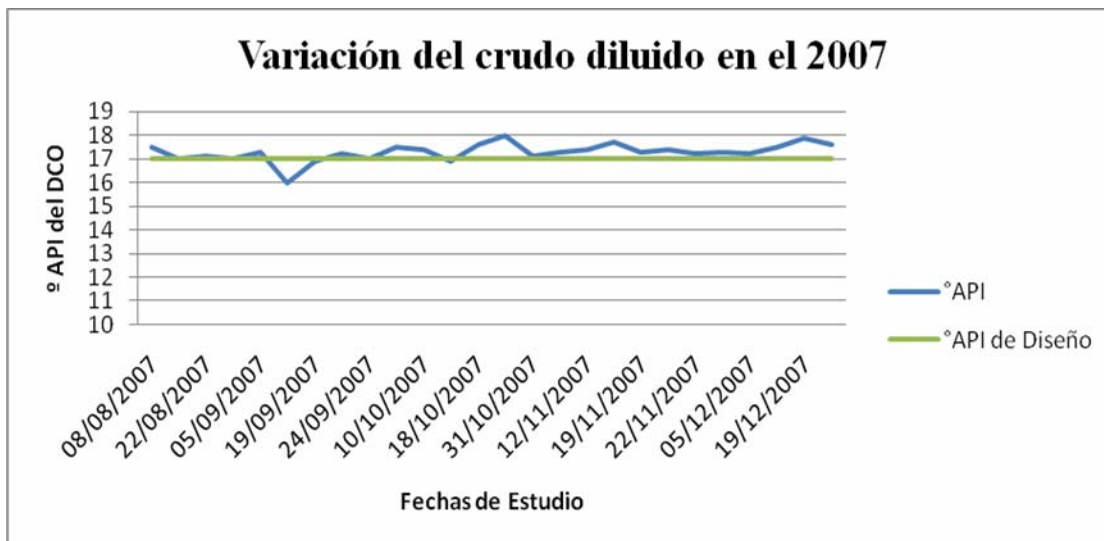


Figura 4.2 Variación del crudo diluido (DCO) de alimentación con respecto al de diseño en el 2007

En la figura 4.3 se observa que en el 2008, se mantuvo variación por encima de 17 °API, pero con cierta alteración de °API menores con tendencia a 16 °API que se mantuvieron por lapsos de 1 semana. Mientras que los valores superiores al de diseño se mantenía por un lapso de 4 meses.

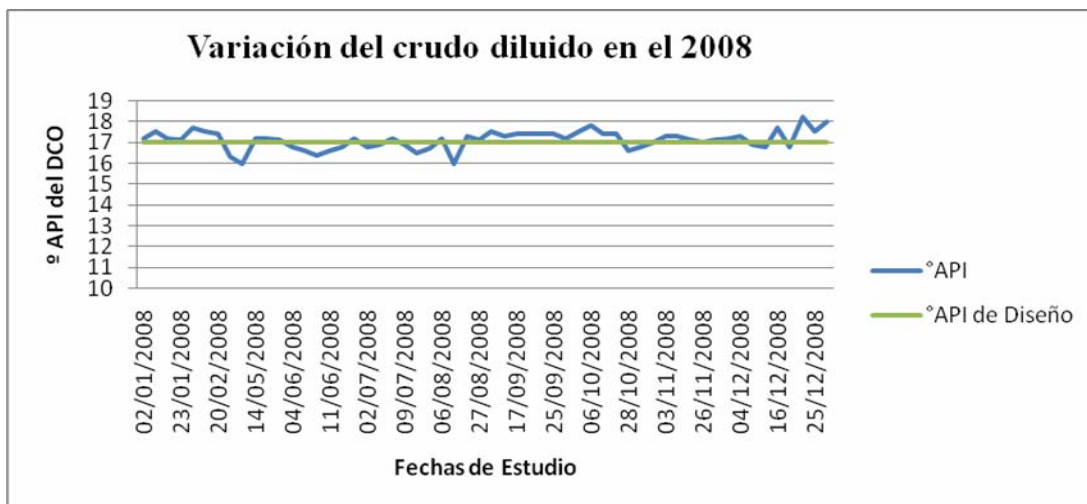


Figura 4.3. Variación del crudo diluido (DCO) de alimentación con respecto al de diseño en el 2008

En la figura 4.4 se presenta el año 2009, donde se presenta que la columna procesó DCO alrededor del °API de diseño aproximadamente durante sus primeros 6 meses, sin embargo a partir del 7mo mes y por un lapso de 3 meses, el crudo diluido varió hasta llegar casi a los 15 °API de diseño.

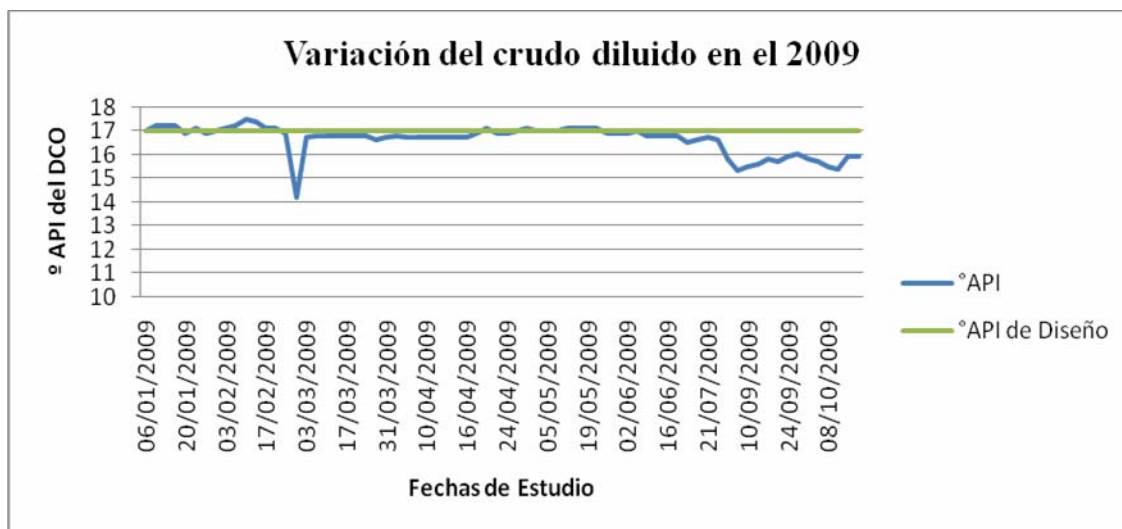


Figura 4.4. Variación del crudo diluido (DCO) de alimentación con respecto al de diseño en el 2009

La figura 4.5 presenta la variación para el año 2010. En donde se puede corroborar la variación de °API del DCO por debajo del valor de DCO de diseño. Manteniéndose con tendencia hacia 16 °API durante 5 meses y con variación hacia 14°-15 °API en el mes de junio.

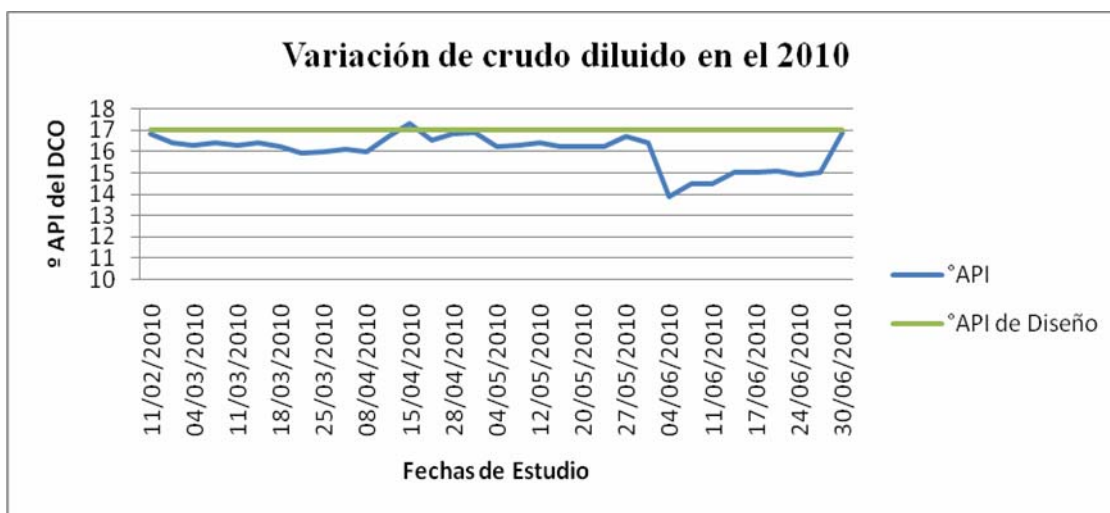


Figura 4.5. Variación del crudo diluido (DCO) de alimentación con respecto al de diseño en el 2010

A manera de ver cómo han sido las características del crudo diluido cuando varía su °API se presenta la figura 4.6, donde se tomaron diferentes °API de crudo diluido antes de su destilación. De la cual se puede deducir que a pesar de la variación en el crudo sus propiedades se han mantenido en el rango de aceptación una vez comparada los valores presentados en la tabla 4.2 con los valores de diseño que se presentan en la tabla 4.1. Por lo cual, las características analizadas en esta ocasión no influyen directamente con la recuperación de nafta.

Tabla 4.2 Características del DCO que a entrada al Mejorador a diferentes °API

Gravedad °API DCO	BSW (% V)	Azufre (% Peso)	Carbón Conradson (% Peso)	Sal en Crudo (PTB)	Número de Acidez (mgKOH/g)
14,5	2	3,52	12,9	43,35	3,39
15	1,65	3,49	13,05	33	3,34
15,5	1,32	3,31	12,65	42,8	3,69
16	1,23	3,26	12,24	29,75	3,63
16,5	1,73	3,07	11,2	44,68	3,04
17	1,45	3,27	11,72	28,11	3,47
17,5	1,56	3,16	12,16	17,99	3,05
18	1,6	3,09	11,2	11,75	2,76

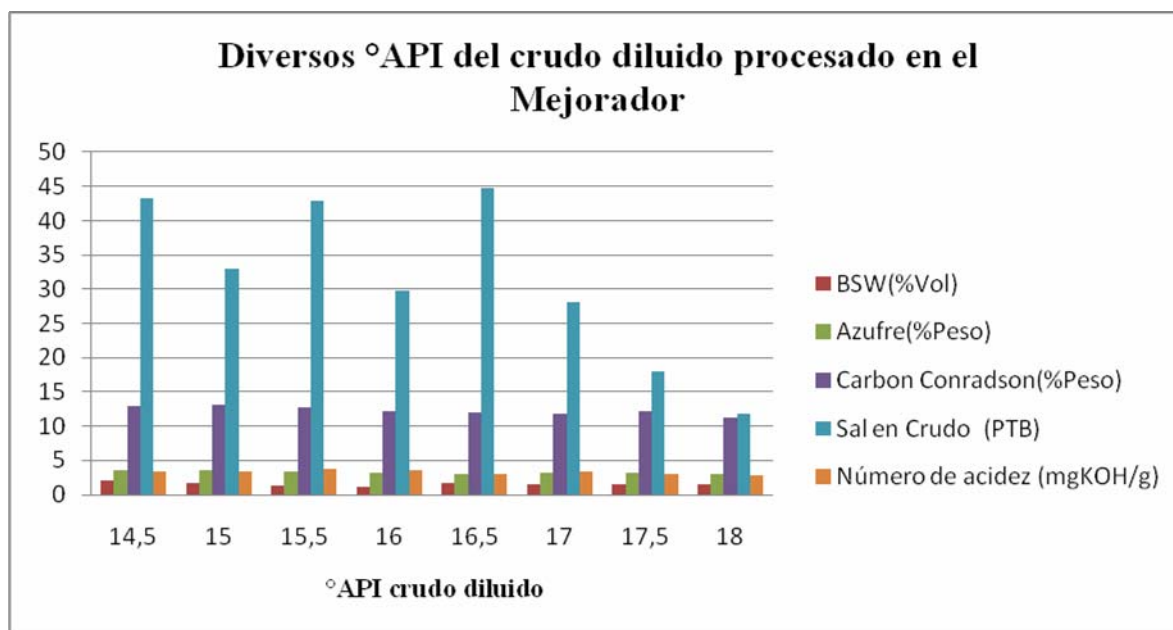


Figura 4.6. Propiedades que ha presentado el crudo diluido (DCO) en su variación de 14,5 – 18 °API

4.1.2 Características de la nafta recuperada

Para el análisis de la nafta diluyente recuperada se muestran: la figura 4.7 para el año 2007, la figura 4.8 para el año 2008, la figura 4.9 para el año 2009 y la figura 4.10 para el año 2010. Donde se observan cómo ha sido la variación del °API de nafta y rendimiento de la misma cuando ha variado el crudo diluido en el tiempo con respecto a los valores de diseño, suministrados en la tabla 4.3.

Tabla 4.3. Valores de nafta diluyente según diseño

°API de Nafta diluyente	46,9 °API
Rendimiento de Nafta Diluyente (%)	22,7

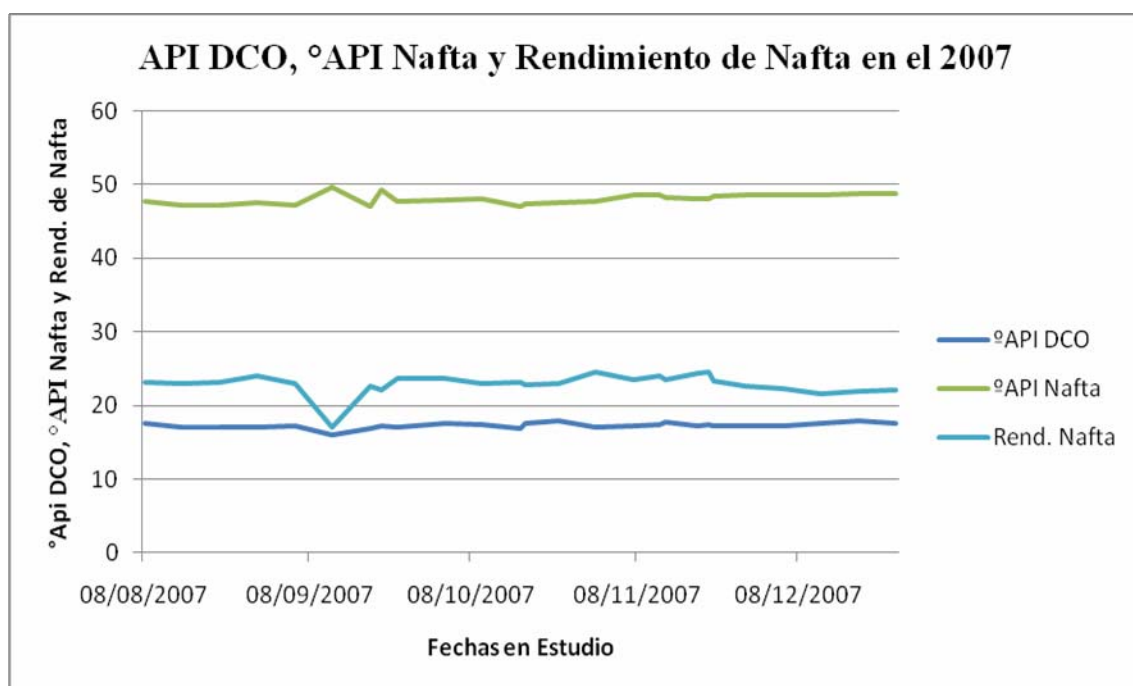


Figura 4.7. Variación de la nafta con respecto al crudo diluido en el 2007

En la figura 4.7 se observa que el rendimiento de nafta mantuvo una tendencia prácticamente igual al de DCO y con valor alrededor y por encima al valor de diseño. Tomando en cuenta que el DCO durante este año se mantuvo superior al de diseño. Sin embargo, se presenta un leve aumento en el crudo a finales del último mes donde se obtiene un aumento en el °API de la nafta y un rendimiento un poco menor al de diseño. Debido quizás a las temperaturas o flujos de pumparaund usados en la columna, los cuales no favorecieron la obtención del rendimiento de nafta.

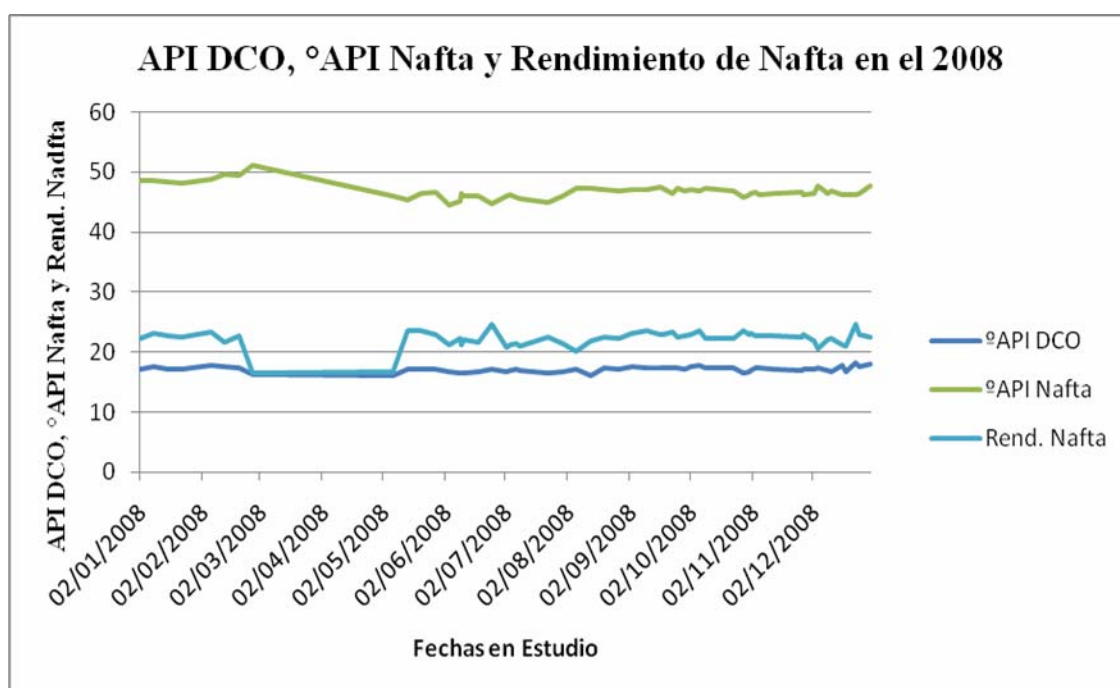


Figura 4.8. Variación de la nafta con respecto al crudo diluido en el 2008

En la figura 4.8 se puede observar el descenso en el rendimiento de la nafta para los meses en que se realizó la parada del 2008 (febrero-mayo), lo cual no se debe tomar en consideración dicho tramo, debido a que la columna no estaba operando normalmente, sin embargo durante los últimos 6 meses del año se mantuvo alrededor de los valores de diseño, tanto para °API del DCO y de la nafta, como en el rendimiento obtenido. Se puede observar que el crudo y el rendimiento mantuvieron

la misma tendencia y el °API de la nafta se mantuvo alrededor de su valor de diseño, con cierta alteración en los meses de junio-agosto, quizás al nuevo comienzo de operación de la columna y a que quizás se tomaba en consideración los rendimientos requeridos por mercadeo para ser enviados a producción.

En la figura 4.9 se puede observar como el rendimiento de la nafta comienza a ser afectado, posiblemente a temperaturas y pumporaond que afectaron directamente a la obtención del rendimiento de nafta y disminuye aun más a medida que el DCO tiende a disminuir a final año.

Mientrasque en la figura 4.10 se puede como se afecta la nafta, tando en calidad como en rendimiento al disminuir el DCO hasta casi los 14 °API.

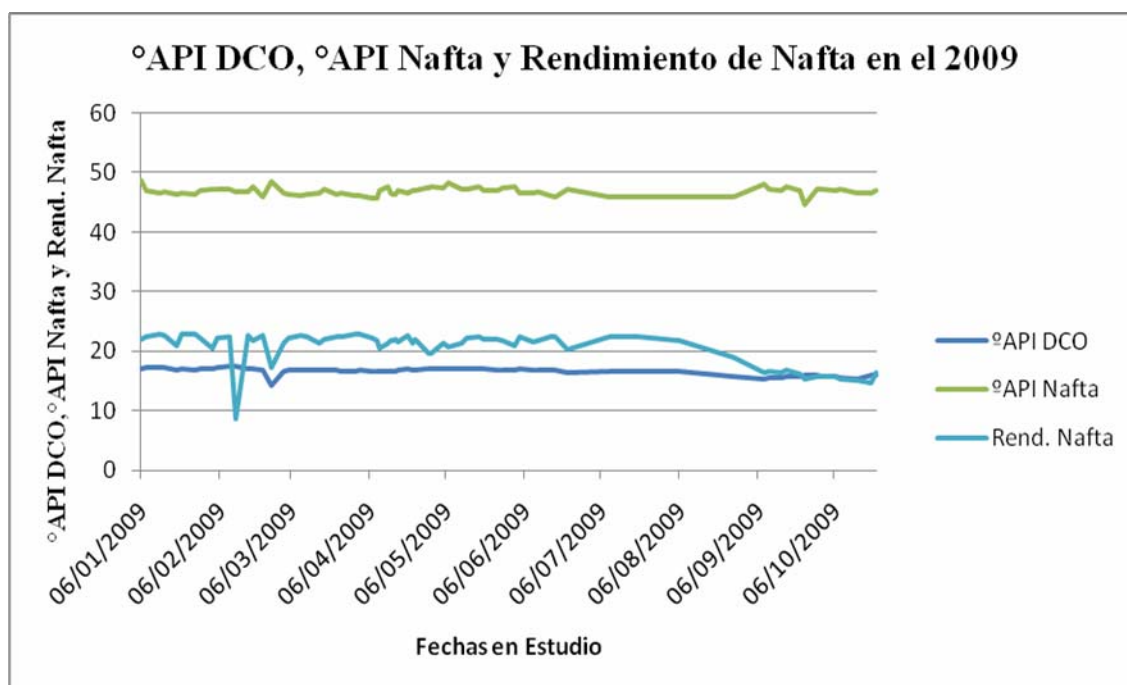


Figura 4.9. Variación de la nafta con respecto al crudo diluido en el 2009

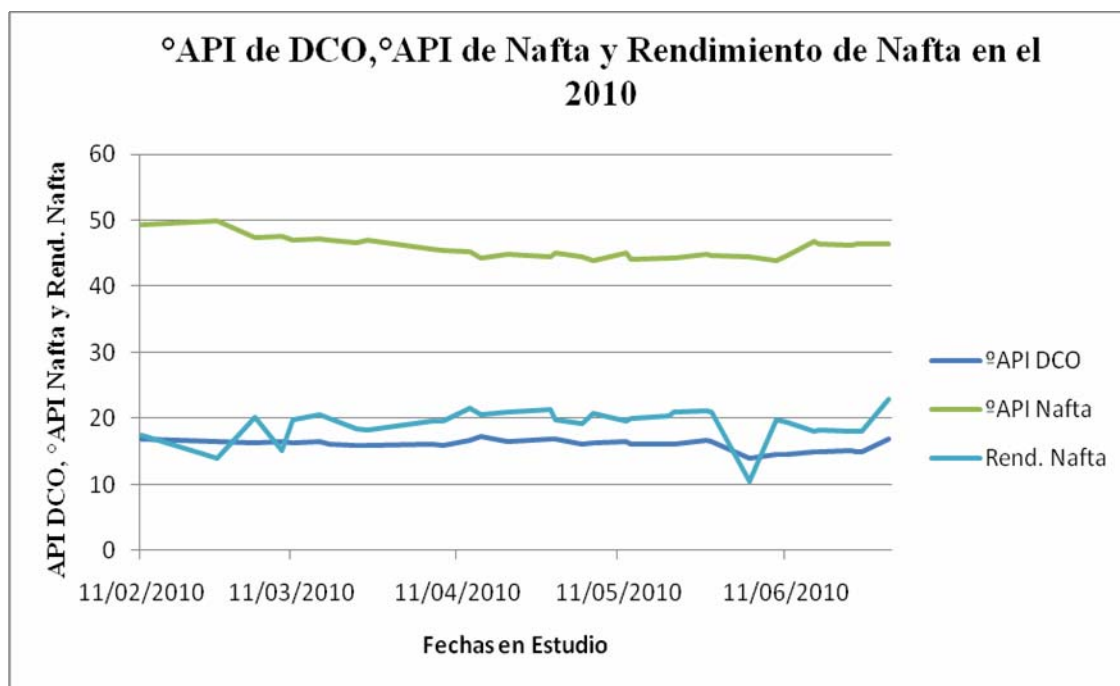


Figura 4.10. Variación de la nafta con respecto al crudo diluido en el 2010

A manera de hacer más visible el impacto del DCO en el rendimiento, se presenta la figura 4.11. En donde se puede constatar con valores promedios por año, que en el tiempo en estudio a medida que años el DCO ha venido disminuyendo notoriamente y con este, el rendimiento de nafta.

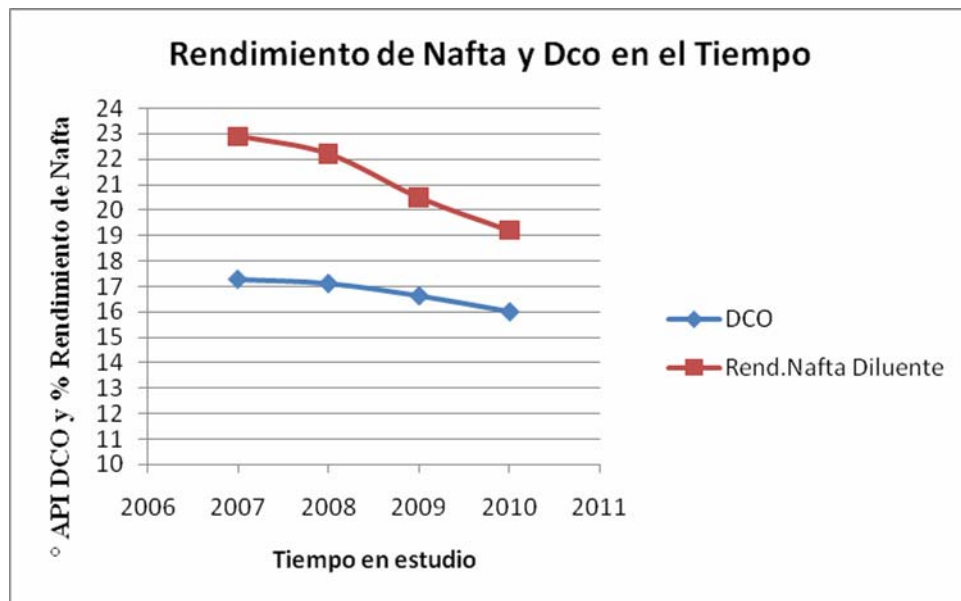


Figura 4.11. Rendimiento de Nafta y DCO en el tiempo

4.2 Simular las condiciones operacionales de la torre de destilación atmosférica en los momentos de cambio en las características del crudo diluido para aproximarse a la recuperación de diluyente requerida.

4.2.1 Creación del modelo Virtual o montaje de la del sistema

El modelo se construyó de manera tal que el usuario pueda caracterizar la alimentación de crudo tanto a través la mezcla de todos los productos como a partir de la curva de destilación del mismo.

Con ayuda de las herramientas que ofrece el simulador (específicamente con la barra PFD) y guiado por trabajo de grado realizada por Fernández ^[2], se construyó el siguiente modelo del proceso presentado en la figura 4.12.

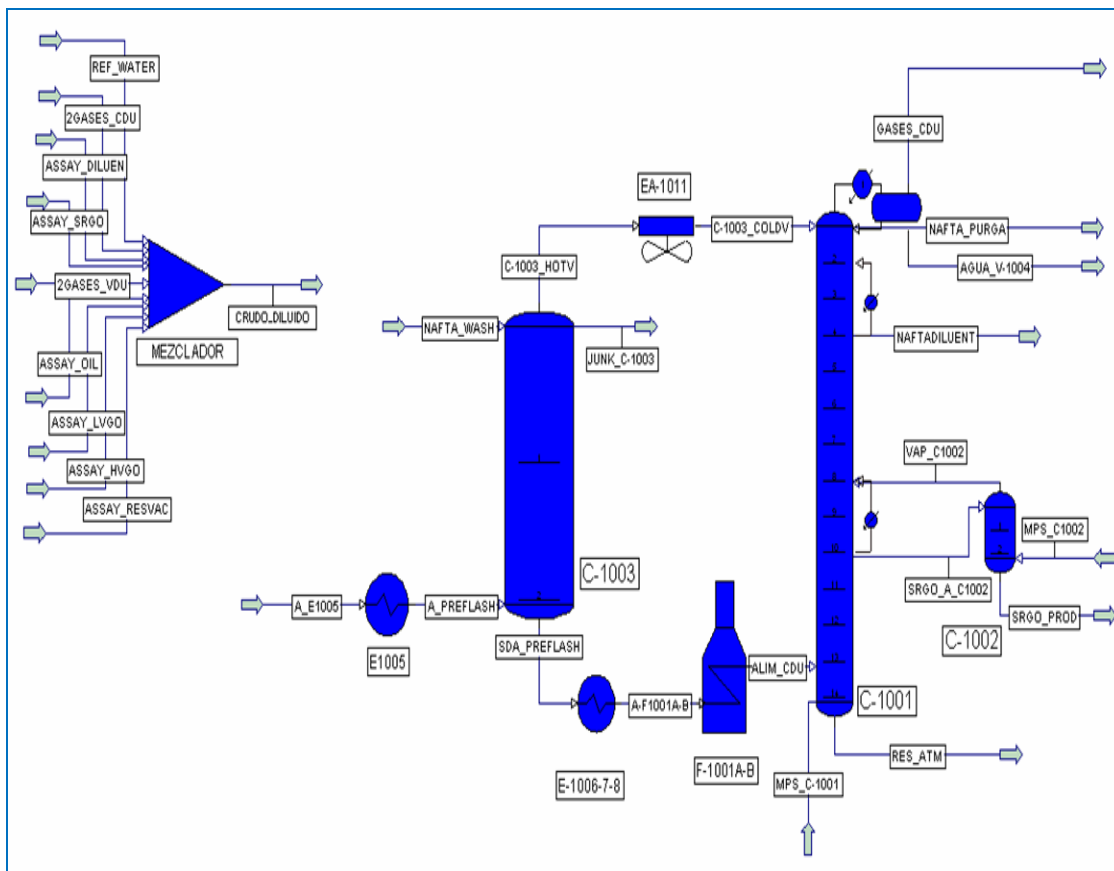


Figura 4.12. Modelo virtual del sistema de destilación atmosférica del Mejorador

La figura 4.12 muestra cada uno de los equipos que conforman el modelo de simulación de la columna de destilación atmosférica del mejorador Petrocedeno. “El mezclador” representa la técnica de caracterización de la alimentación a partir de la suma de todos los productos, donde cada una de las corrientes de entrada constituyen los diferentes cortes obtenidos en las columnas atmosférica y de vacío (equivalente a realizar un balance de masa global).

La corriente de alimentación “A_E1005”, entrada al modelo de simulación, representa la salida de los desaladores, los cuales no están incluidos en el modelo. Esta corriente debe definirse como la salida de alguno de los mezcladores, para

caracterizar la alimentación de acuerdo a la técnica deseada. El intercambiador “E1005” eleva la temperatura del crudo hasta un valor especificado por el usuario, relacionado con la separación deseada en la columna Preflash “C1003”. Dada las características de dicha columna (sin condensador ni rehervidor), sólo fue necesario especificar el número de etapas de la misma (en este caso dos (2) etapas), el cual fue determinado a partir de valores típicos encontrados en la bibliografía. La corriente “Junk_C1003” representa una salida ficticia de agua, ya que el algoritmo de cálculo del Pro II no admite agua decantada dentro de la columna, y al no existir un tambor separador en el tope, el simulador obliga a incluir esta corriente, aun cuando luego de realizados los cálculos no reporte ningún flujo.

El aerofriador del tope de la columna preflash “E1011” fue simulado como un intercambiador de calor simple, por lo que sólo fue necesario especificar la temperatura de salida. Por su parte, el intercambiador “E1006-7-8” representa el tren de precalentamiento caliente del crudo, donde a efectos de la simulación sólo se especificó la temperatura de salida del último equipo del tren. De igual manera, para simular el horno atmosférico “F1001A-B”, sólo se fijó la temperatura de salida de los mismos, correspondiente a la temperatura de la entrada del crudo a la torre.

Por último, se muestra en la figura 4.12 la columna de destilación atmosférica “C1001”, con su correspondiente despojador lateral “C1002” y su tambor de separación de tope “V-1004”. Se observan también los pumparounds superior e inferior de la torre, así como el condensador de tope. Las etapas teóricas de la columna y de retiro de productos fueron determinadas a partir de las consideradas por Fernández, tomando en cuenta los valores típicos mostrados en la Tabla 2.4. El ajuste de estas etapas se realizaría posteriormente para la validación del modelo.

Para lograr la convergencia de la columna y definir por completo la columna atmosférica 01-C-1001 fue necesario especificar: temperatura de tope para el

condensador, flujo de nafta ligera V-1004, D86 95% Nafta, D86 90% SRGO, flujos de pumparound de nafta, temperatura de retorno de pumparound Nafta, flujo de pumparound de SRGO y temperatura de retorno de pumparoundSRGO.

Es importante señalar que, debido a que no actualmente no se retira la Nafta Ligera obtenida en el tambor 01-V-1004, se fijó para dicho producto un flujo de 0,01 ton/hr, sólo a efectos de poder contar con la corriente en la simulación. Además de las especificaciones mostradas en la tabla N°7, se fijó la presión de tope y fondo de la columna, permitiendo al simulador establecer un perfil de presión lineal a lo largo de la misma.

4.2.2 Definición de la corrida

Entrada:

Los valores de la entrada del sistema virtual ya definido, son ingresados al simulador por medio de ventanas que se despliegan para cada elemento del sistema. En la figura 4.13, se puede observar la ventana donde se ingresa los valores de 135,6 °C y 10,6 bar como condiciones principales para la corriente de crudo que entra a la unidad, del mismo modo que se ingresa la carga de 1600 tn/hr (valores tomados de test runs) y se le hace el llamado de la corriente de crudo que sale del mezclador de las curvas; y en la figura 4.14 se ingresan las características de cada una de las corrientes de productos usadas para crear el crudo diluido usado como alimentación a la unidad.

PRO/II - Stream Data

UOM Range Help Tag Overview Status Notes

Stream: A_E1005 Description:

To Unit: E1005

Stream Type

- Composition Defined
- Petroleum Assay
- Referenced to Stream**
- Solids Only Stream

Flowrate and Stream...
Stream Solids Data...
Stream Polymer Data...

Thermal Condition

First Specification:
Temperature 135.60 C

Second Specification:
Pressure 10.600 barg

Thermodynamic System: Determined From Connectivity

OK Cancel

Exit the window after saving all data

Figura 4.13. Ventana usada para el ingreso de información de la línea de alimentación del sistema

En la figura 4.14 se presenta la ventana donde se suministraron los análisis de destilación de cada producto (tabla 3.1), usado para la construcción del crudo.

Stream Data - Assay Definition

UOM Range Help Tag

Assay data for stream ASSAY_DILUEN

Distillation

- True Boiling Point
- ASTM D86**
- ASTM D1160
- ASTM D2987

D86 Basis

- Liquid Volume**
- Weight

Pressure: 0.00000 barg

Correct for Cracking
(Recommended for API 63 and Edmister-Dkamoto Interconversion only)

Gravity Data

- API Gravity** Average: 47.240
- Specific Gravity
- Watson K-Factor

Gravity Curve...

Additional Data

Molecular Weight... Refinery Inspection Properties...
Lightends... User-defined Special Properties...

Cut	Percent Distilled	Temperature C
1	5.00	120.40
2	10.00	124.50
3	20.00	131.80
4	30.00	138.30
5	40.00	144.70
6	50.00	153.70
7	60.00	164.10
8	70.00	175.50
9	80.00	190.90
10	90.00	212.50

View Curve...

OK Cancel

Exit the window after saving all data

Figura 4.14. Ventana usada para el ingreso de valores para la definición

Métodos termodinámicos:

El método termodinámico Grayson- Streed usado es ingresado a la simulación mediante una ventana que presenta el simulador Pro II, la cual se muestra a continuación en la figura 4.15.

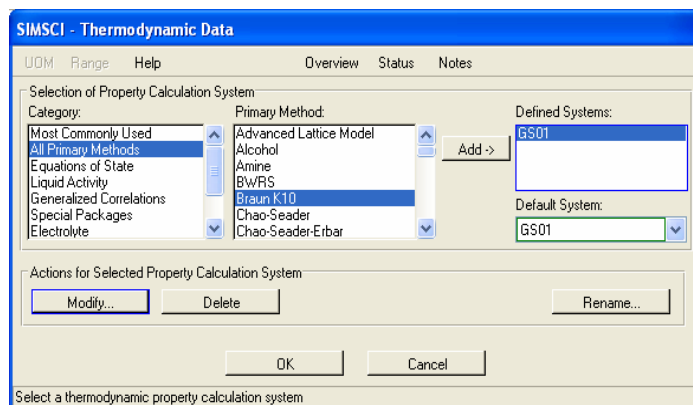


Figura 4.15. Ventana usada para el ingreso del método termodinámico

4.2.3 Obtención de los resultados

Una vez ingresados todos los valores de entrada necesario se corre el simulador, obteniendo como resultados representados en una tabla 4.3 las corrientes de entada y salidas de la columna, de donde se tomarán en cuenta el flujo másico y °API de ciertas corrientes para su posterior validación.

Tabla 4.3. Representación de los resultados presentados por el simulador

Nombre de Corrientes		Entrada	Nafta Diluyente	Srgo Producto	Residuo Atmosférico
Temperatura	°C	135,60	168,65	296,25	370,22
Presión	bar	10,59	1,33	1,31	1,36
Flujo másico	tn/hr	1600	373,95	160,31	1043,45
°API		17,83	46,09	24,27	6,57

4.2.4 Validación de las simulaciones

Para la validación se calculó el error usando la fórmula 3.1, para comparar los °API del crudo de alimentación, de la nafta recuperada y del gasoil directo o liviano (SRGO, por sus siglas en inglés: Strait Run Gas oil) y la comparación de las curvas de destilación de destilación arrojadas por la simulación con la original tomada de la Tabla 3.1. En la corrida principal se obtuvo los resultados presentados a continuación en la tabla 4.4.:

Tabla 4.4. Resultados en la validación

VARIABLES EN ESTUDIO	Valor Real	Valor Simulado	Error Calculado (%)
°API de DCO	17,20	17,83	2,43
°API de Nafta Diluyente	47,24	46,09	2,15
°API de SRGO	23,76	24,27	3,69

Como se puede observar en la tabla 4.3, los errores generados son menores al 5 %, lo que indica que los valores obtenidos por la simulación están muy cercanos a la realidad, lo que hace resultados valederos. Por ello, podemos considerar que las simulaciones posteriores realizadas con este sistema, a pesar que cuenten con ciertas variaciones de los valores a la entrada necesarias para el estudio también serán valederas.

A manera de comprobación de los resultados arrojados por la simulación se presentan las figuras 4.16 y 4.17 para comparar las curvas originales o reales con la del simulador y poder asegurar que el error es mínimo y aceptable para la validación. Dichos valores de curvas arrojados por el simulador se presentan a continuación en la tabla 4.5.

Tabla 4.5. Resultados de curvas arrojados por la simulación

	DCO	Nafta	SRGO	Residuo Atmosférico
Método	TBP	D - 86	D - 86	D - 2887
5%	114,02	119,97	191,44	411,91
10%	136,03	125,79	242,87	453,04
30%	263,97	139,73	292,91	517,13
50%	435,15	156,06	313,07	581,99
70%	585,4	178,99	335,53	638,07
90%	698,73	217,73	367,9	694,16
95%	733,66	229,2		792,22

Como se puede constatar en la figura 4.16 la curva de destilación de nafta arrojada por el simulador, tiene el comportamiento similar al real suministrado. Lo

que nos comprueba como valadero el modelo de simulación para las simulaciones de la columna a diferentes °API.

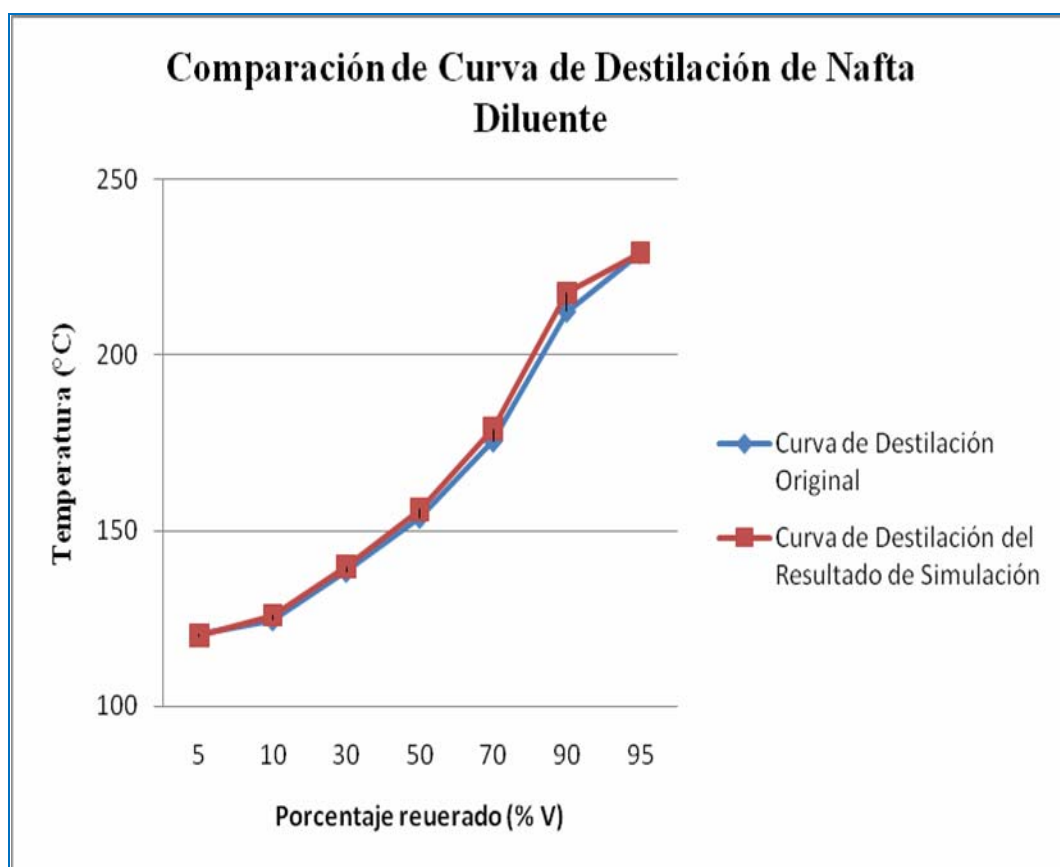


Figura 4.16. Comparación de las Curvas de Nafta

En la figura 4.17 se puede observar que la curva de destilación de srco producido por el simulador presenta casi la misma tendencia de la real suministrada, observándose sin embargo desviaciones apreciables en las temperaturas iniciales y finales de ebullición, las cuales se atribuyen al hecho de que estos puntos tienen asociado un alto porcentaje de error en los análisis de laboratorio, ya que su determinación es visual. No obstante, es importante recordar que los cálculos para

evaluar el fraccionamiento entre dos cortes cualesquiera se realizan tomando en cuenta el 5% y el 95% (ver 2.8.2.1), por lo que esta desviación no representa una fuente de error importante.

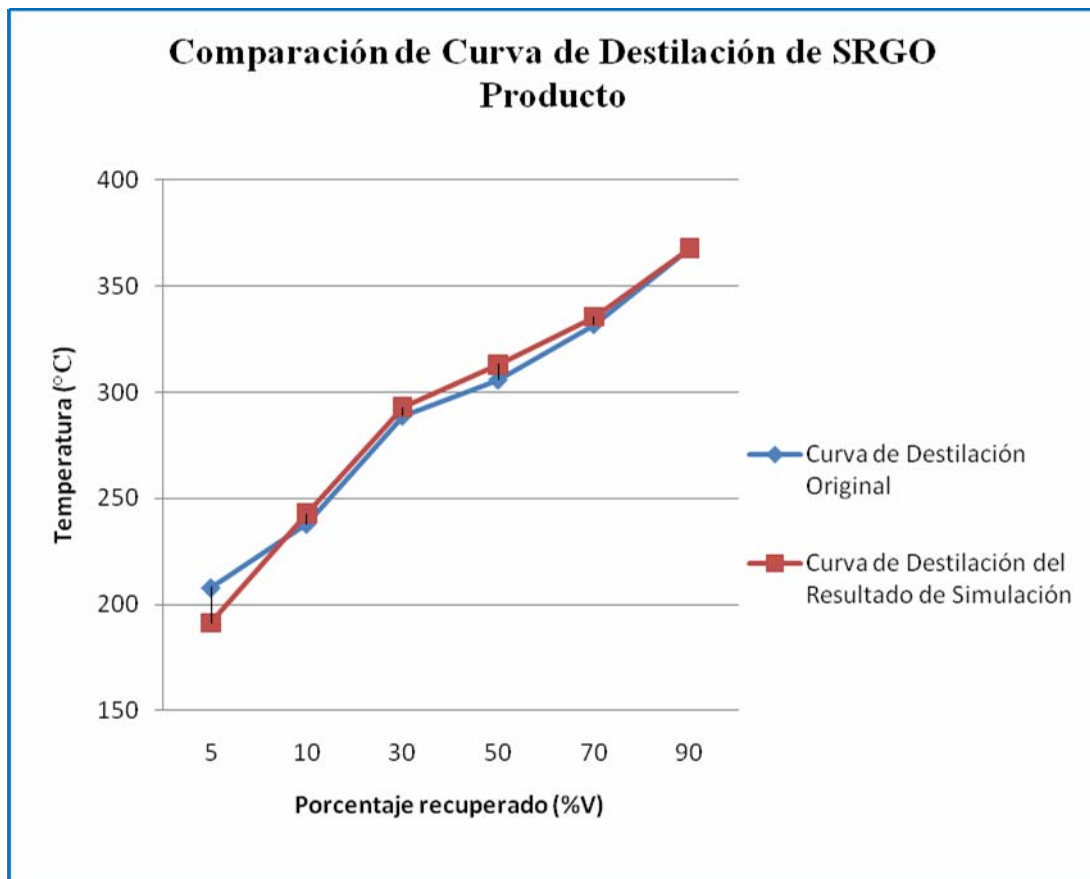


Figura 4.17. Comparación de la Curvas de SRGO

4.2.5 Estudio del sistema con variaciones de cantidad de diluyente

Con el sistema validado se hizo nuevas simulaciones a diferentes flujos másicos de nafta arrojados en la tabla 3.2, lo cual produjo los resultados presentados en la tabla 4.6, junto a la variación de crudo diluido de entrada que se obtiene de dichos

diferentes flujos másicos que existe con respecto a cómo se comporta el sistema original.

Tabla 4.6 Resultados de las nuevas simulaciones al disminuir desde 5 al 50% de Nafta diluyente al crudo de alimentación

Valor de flujo másico simulado	°API de Crudo Diluido	°API de Nafta Diluyente	Flujo másico Nafta Diluyente
535,15	17,50	46,06	359,67
334,57	17,16	46,02	345
315,98	16,80	45,98	329,91
297,39	16,44	45,93	314,39
278,81	16,08	45,88	298,43
260,22	15,70	45,83	281,99
241,63	15,31	45,77	265,06
223,04	14,91	45,71	247,62
204,46	14,51	45,64	229,67
185,87	14,09	45,57	211,16

La tabla 4.6 muestra con valores que al ir disminuyendo el °API al crudo diluido se ve afectado directamente la cantidad de diluyente a recuperar, mientras que la °API de nafta es afectada levemente.

4.3 Actualizar los diagramas de monitoreo del proceso de fraccionamiento de la empresa

Se realizaron unas series de actualizaciones al sistema de monitoreo de los ingenieros de procesos, las cuales permiten llevar un mejor seguimiento de las unidades que intervienen en la obtención de los productos provenientes de las

destilaciones. Para ello, se creó un archivo nuevo con diversas pantallas que permita acceso de manera sencilla a cada uno de los equipos previos a los que debe someterse el crudo antes de su destilación. Permitiendo visualizar la cantidad de flujos, temperatura y presiones con que están trabajando dichos equipos; para de esta manera poder presentar un mejor análisis y evalúo de las unidades de destilación atmosférica y de la unidad de destilación de vacío, tal como se presenta en la figura 4.18.

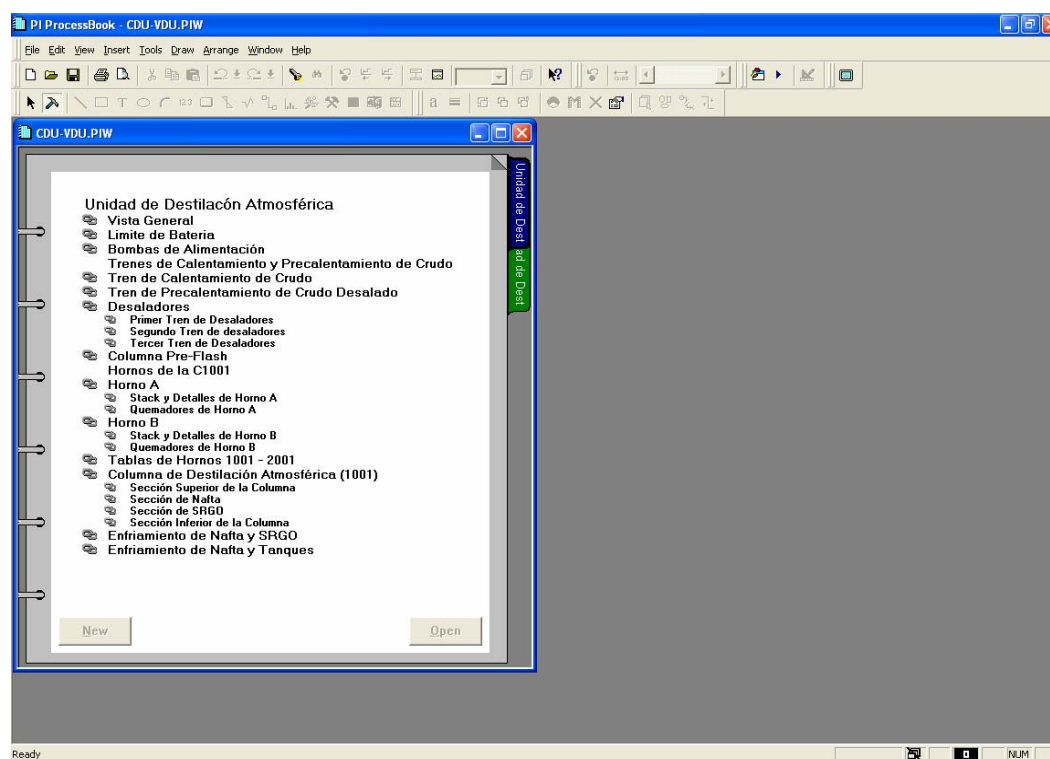


Figura 4.18. Vista general del sistema de monitoreo de la unidad de destilación atmosférica

En este archivo se puede monitorear de manera general el Área de destilación atmosférica y de vacío (figura 4.19) facilitando la visualización de las mismas a la vez.

En esta ventana se le colocó un hipervínculo en cada una de las torres y en los hornos a través de una función que posee la herramienta PI ProcessBook, para poder ir de una manera más rápida a las ventanas de estas unidades, las cuales se muestran en la figura 4.29 para los hornos atmosférico, figura 4.31 ventana de la columna de destilación atmosférica, figura 4.39 del horno de destilación al vacío y 4.42 de la ventana presenta la columna de destilación al vacío.

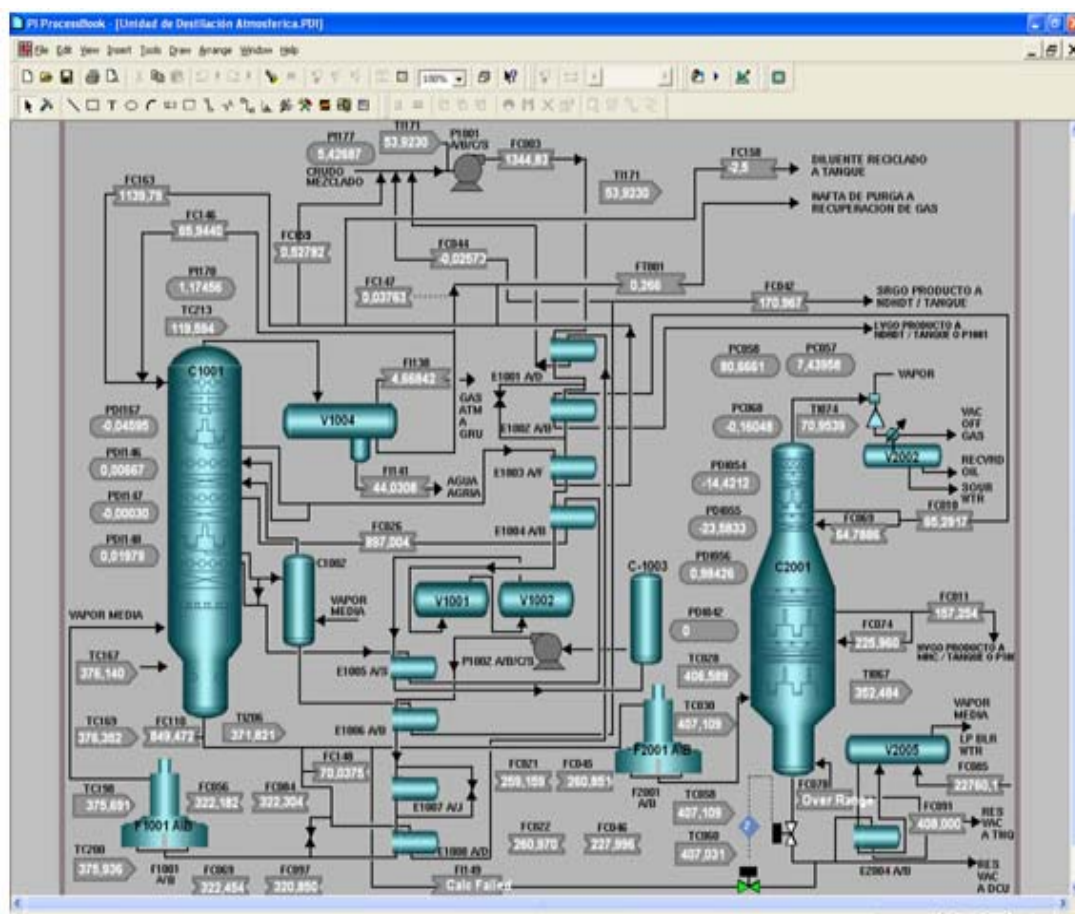


Figura 4.19. Vista general de las unidades de destilación atmosférica y de vacío

Del mismo modo se presenta como mejora el seguimiento desde el límite de batería de la unidad (ver figura 4.20), permitiendo contemplar la cantidad de flujo que

entran y salen de esta unidad. Esta Ventana posee un hipervínculo invisible de donde se puede ir a las bombas de alimentación, permitiendo llevar el monitoreo del crudo desde que entra a estas hasta su destilación, tal como ocurre realmente.

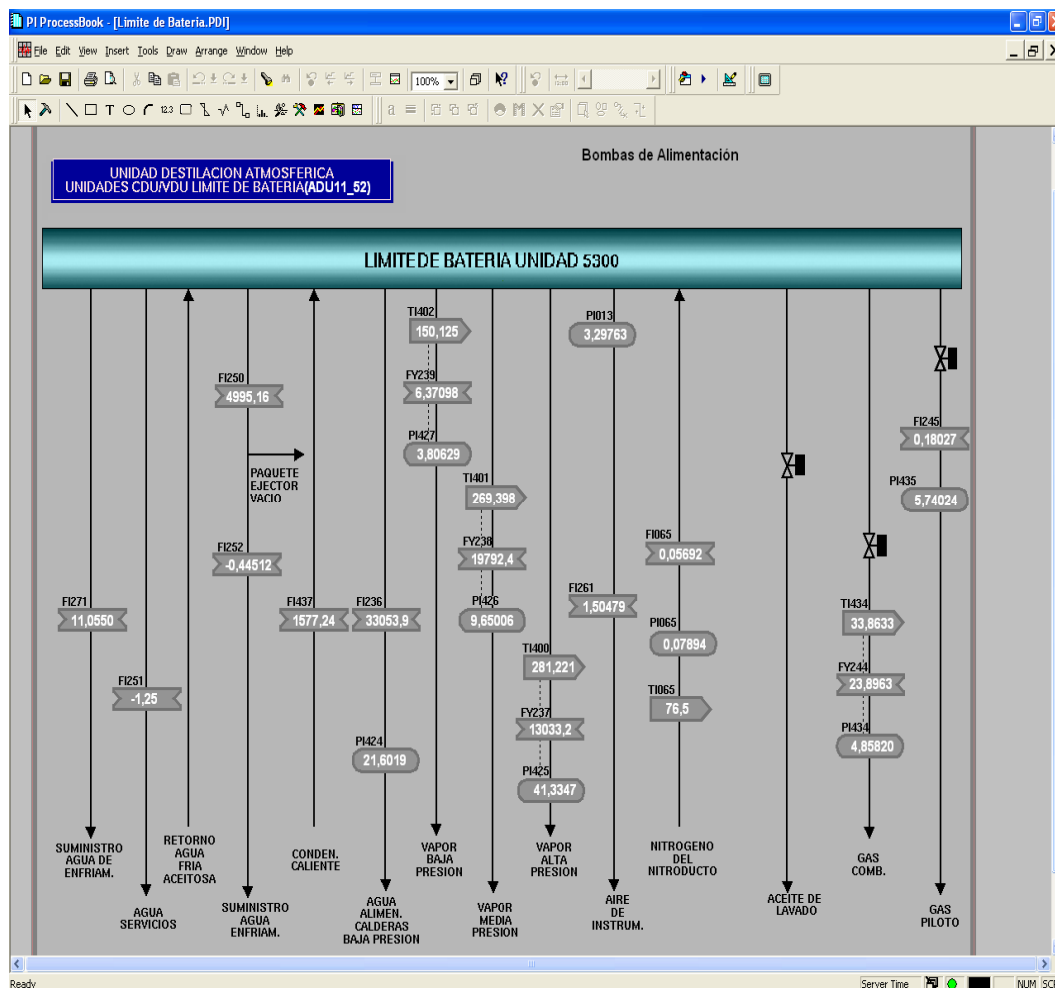


Figura 4.20. Límite de batería de la unidad de destilación

Una vez que el crudo de alimentación sale del límite de batería pasando luego por las bombas de alimentación de crudo diluido a la unidad de destilación mediante la pantalla que se muestra en la figura 4.21. Desde donde se puede ir hacia los

intercambiadores de crudo previo a su desalación (tren de calentamiento de crudo), con tan solo hacer click donde dice: Crudo de alimentación a E1001 o regresar al límite de batería.

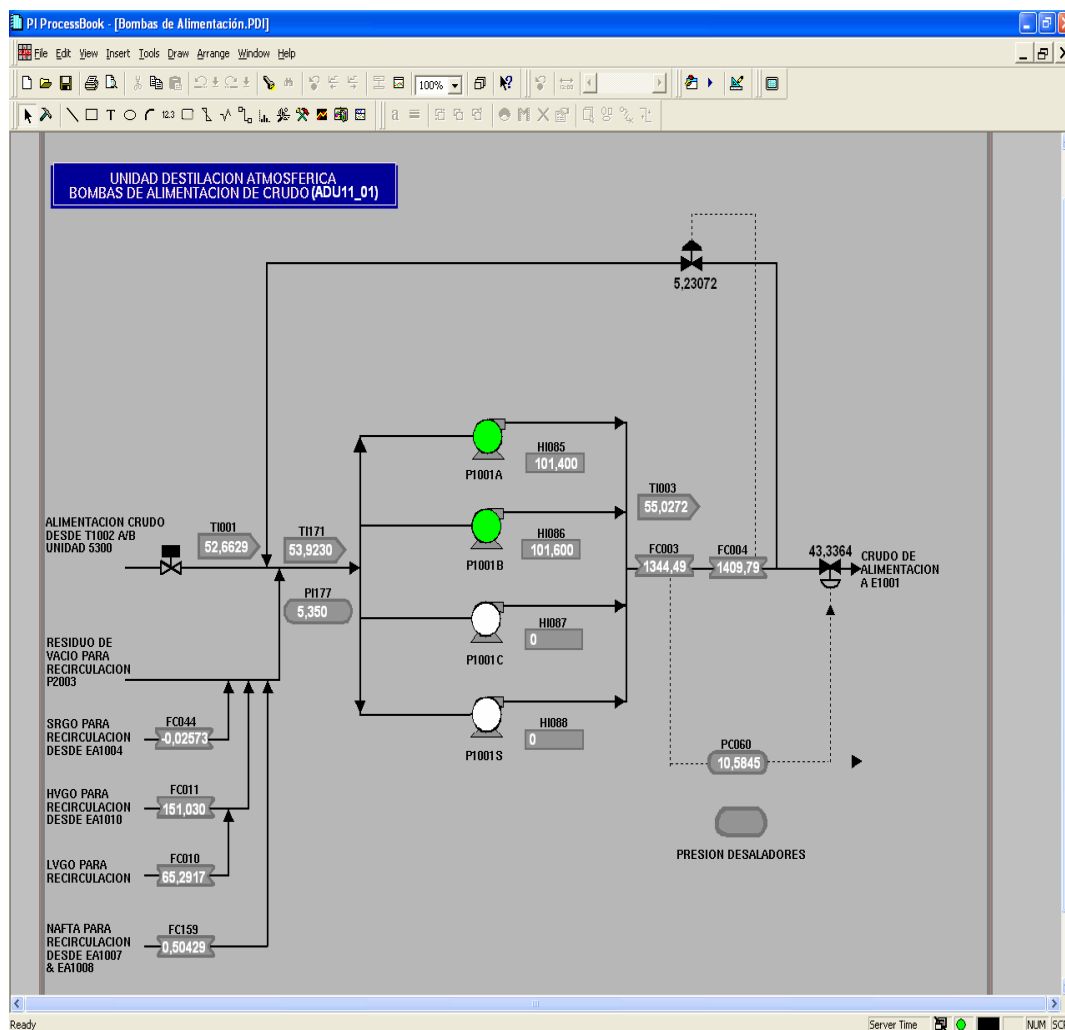


Figura 4.21. Bombas de alimentación de crudo diluido a la unidad de destilación

De manera de visualizar el primer tren de calentamiento del crudo antes de su desalación se presenta la pantalla que se observa en la figura 4.22, donde se pueden monitorear la carga del crudo y las corrientes con que se precalienta el crudo para ser

desalado. Y desde donde se puede regresar a las bombas de alimentación o ir a cada uno de los desaladores, con tan solo hacer click encima de las palabras donde están escritos.

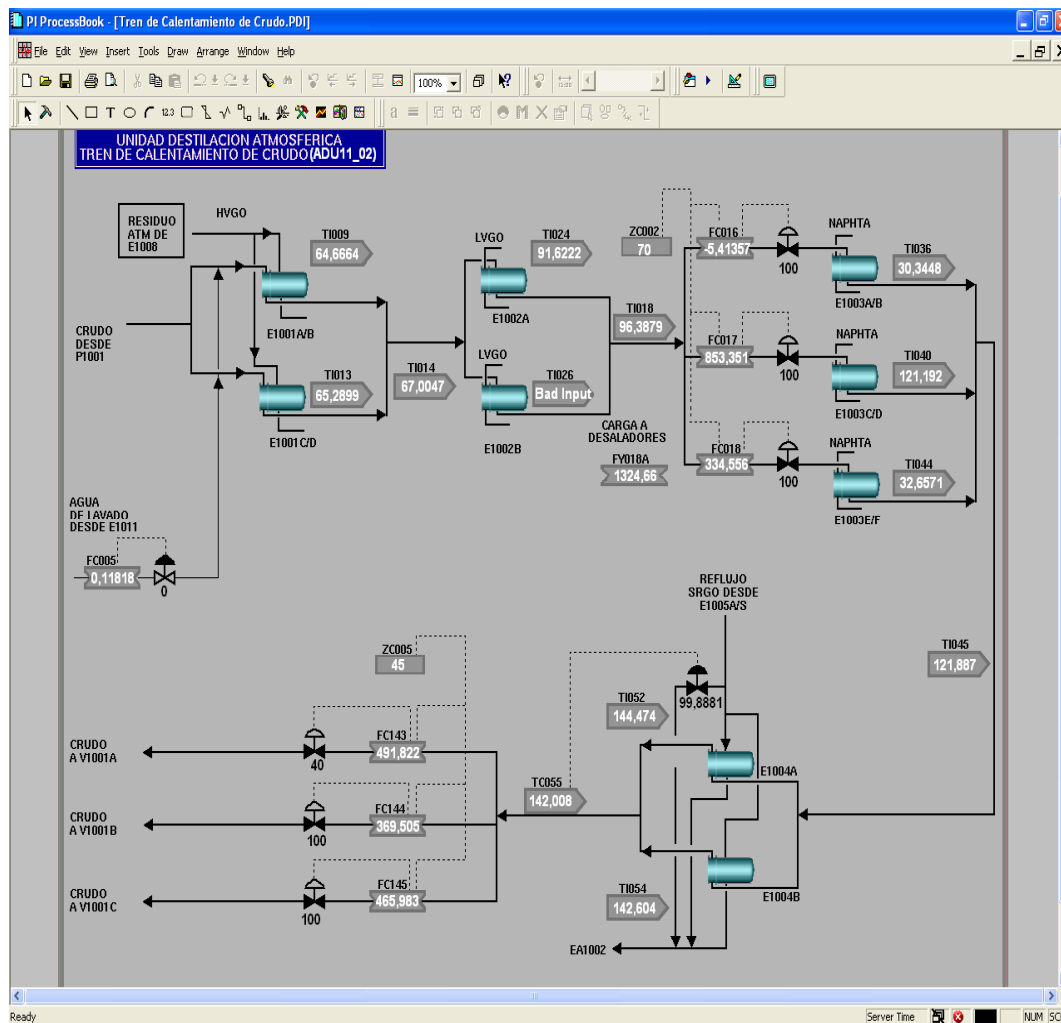


Figura 4.22. Tren de calentamiento de crudo

Se presenta de forma ordenada una vista general de los desaladores donde se pueden visualizar la carga a la entrada y salidas de los trenes y atreves de la cual se

pueden visualizar cuando estén en funcionamiento cada tren, tal como se muestra en la figura 4.23.

En esta ventana permitiendo llevar el recorrido real del crudo, se puede regresar a los intercambiadores del crudo previo a la desalación o avanzar hacia los intercambiadores encargados de calentar el crudo a la salida de los desaladores.

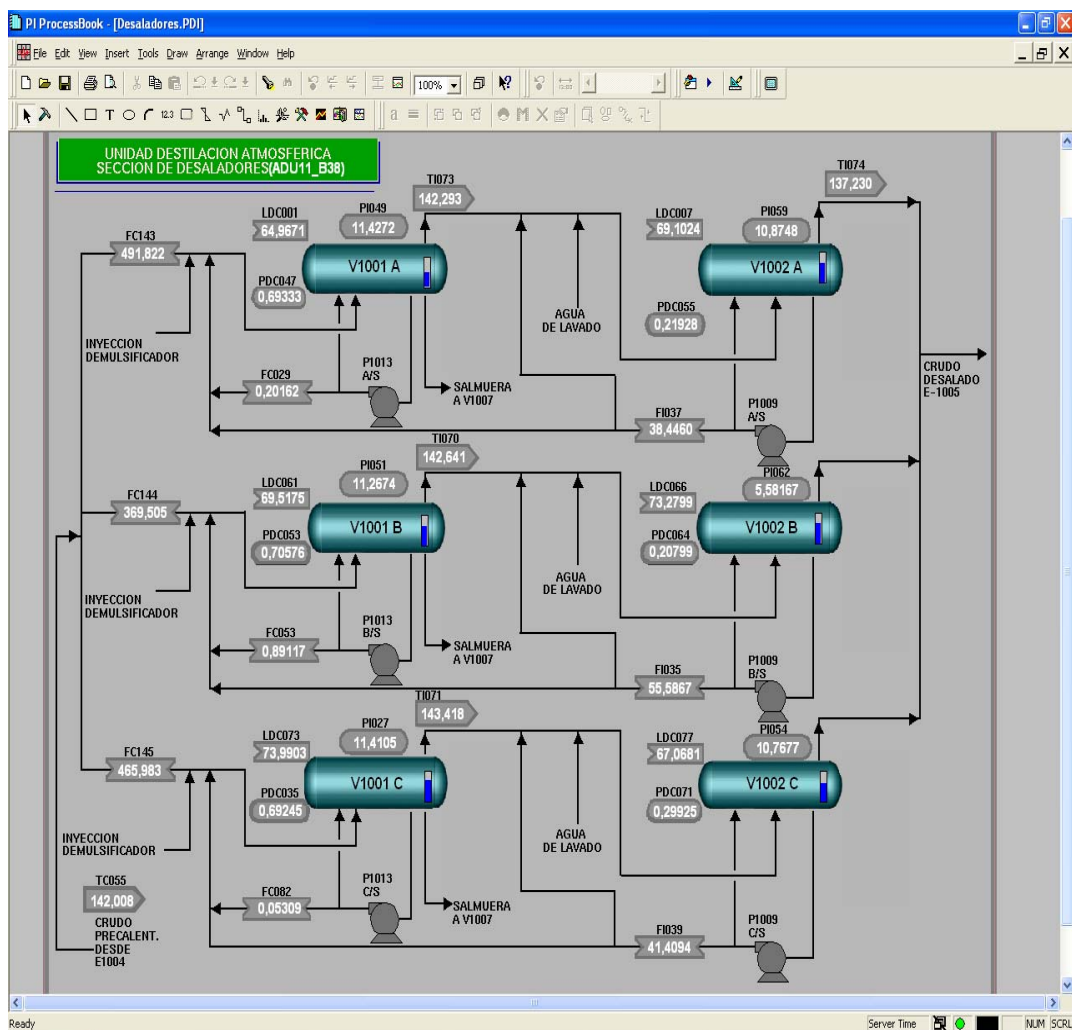


Figura 4.23. Vista general de los desaladores

Para poder visualizar detalladamente cada uno de los trenes de los desaladores se exponen las figuras 4.26, 4.27 y 4.28. A las cuales se les actualizan un tag donde se pueda monitorear la cantidad de sales obtenidas en el día monitoreado. Estos se realizan con el objetivo de poder contar con la posibilidad de poder velar por el funcionamiento específico de cada tren.

En la figura 4.24 se muestra el primer tren de desaladores, desde donde se puede regresar a los intercambiadores que calientan el crudo para su desalación o hacia el intercambiador E1005 que calientan al crudo a la salida de ellos. En esta figura, sería posible visualizar la cantidad de agua y sedimento analizado por el laboratorio para el crudo procesado en el momento.

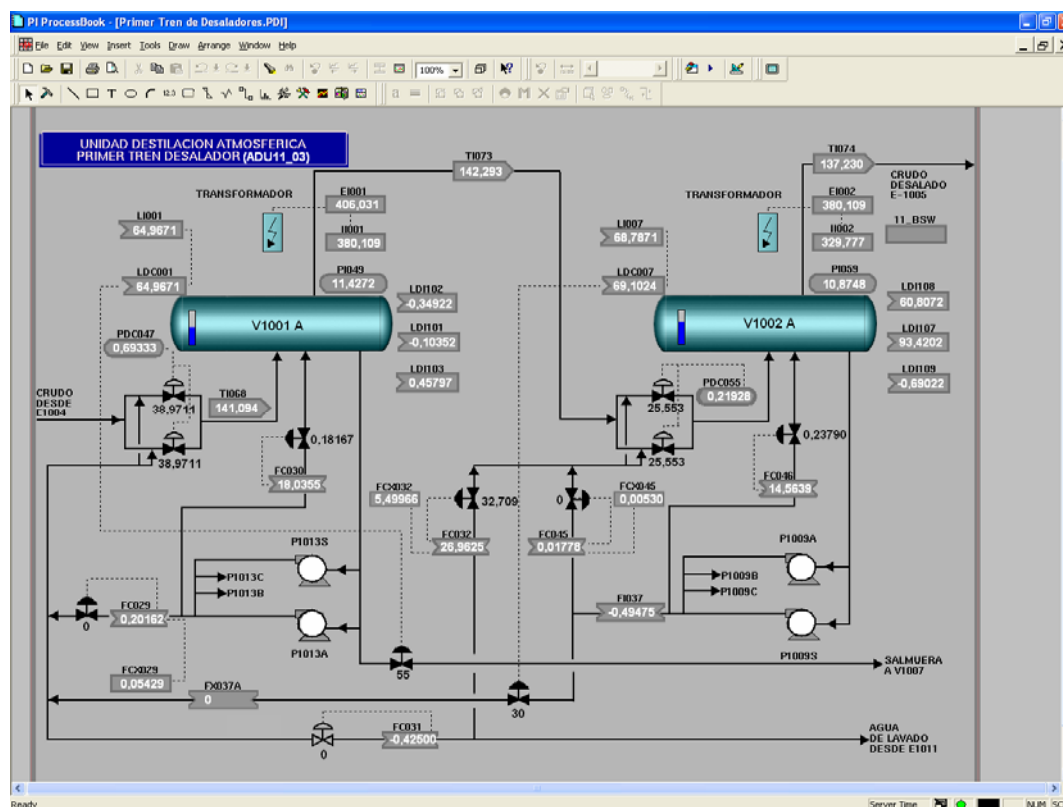


Figura 4.24. Primer tren de desaladores

Con el objetivo de poder visualizar el segundo tren de desaladores se presenta la figura 4.25. Estando en ella se puede regresar a los intercambiadores que calientan el crudo para su desalación o hacia el intercambiador E1005 que calientan al crudo a la salida de ellos. En esta figura, sería posible visualizar la cantidad de agua y sedimento analizado por el laboratorio para el crudo procesado en el momento.

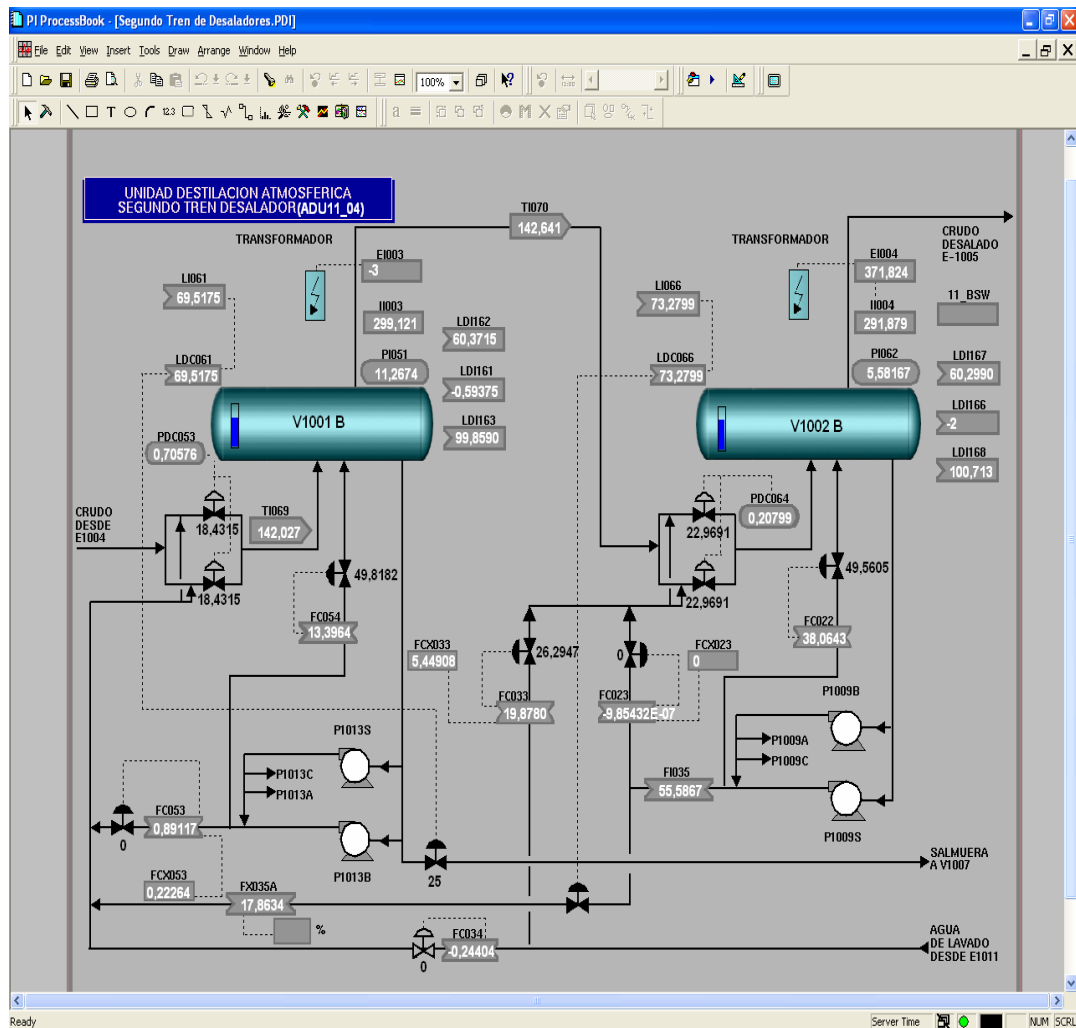


Figura 4.25. Segundo tren de desaladores

Para contar con una pantalla donde se pueda observar el tercer tren de desaladores se presenta la figura 4.26. De la misma manera que en los otros dos trenes de desalación, estando en ella se puede regresar a los intercambiadores que calientan el crudo para su desalación o hacia el intercambiador E1005 que calientan al crudo a la salida de ellos. En esta figura, sería posible visualizar la cantidad de agua y sedimento analizado por el laboratorio para el crudo procesado en el momento.

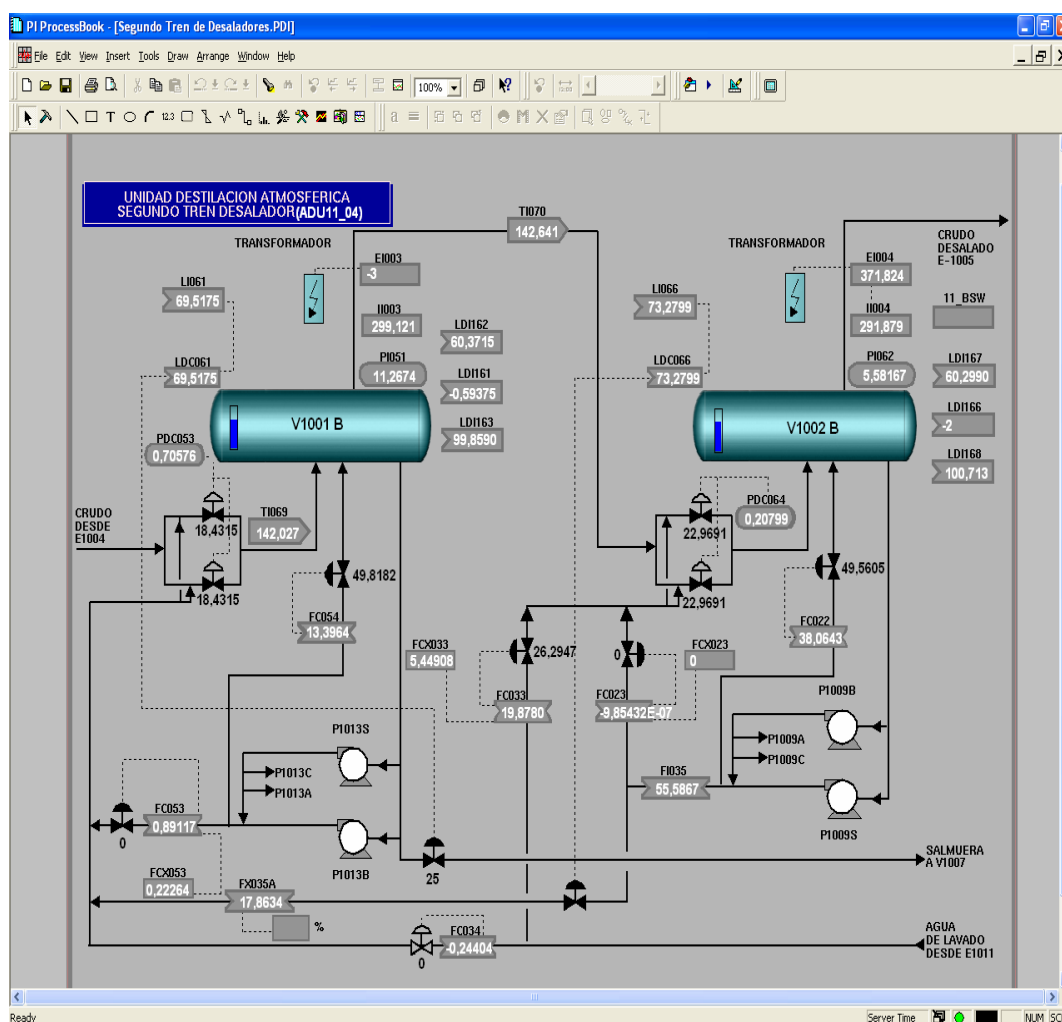


Figura 4.26. Tercer tren de desaladores

Del mismo modo se actualiza la pantalla del segundo tren de intercambiadores donde se precalienta el crudo una vez desalado- De manera ordenada y amigable a la vista, se presentan los tag que informan las temperaturas a las entradas y salidas del mismo (figura 4.27). En esta figura se puede observar como el crudo llegar de los desaladores con tan solo hacer click sobre el que desee o hacia la columna pre flash o hacia los hornos.

En la figura se puede constatar como el el crudo desplaza por intercambiadores y las corrientes de srgo, lvgo, hvgo y residuo de vacío, con los que se permiten llevar al crudo hacia la temperatura necesaria para los hornos atmosféricos.

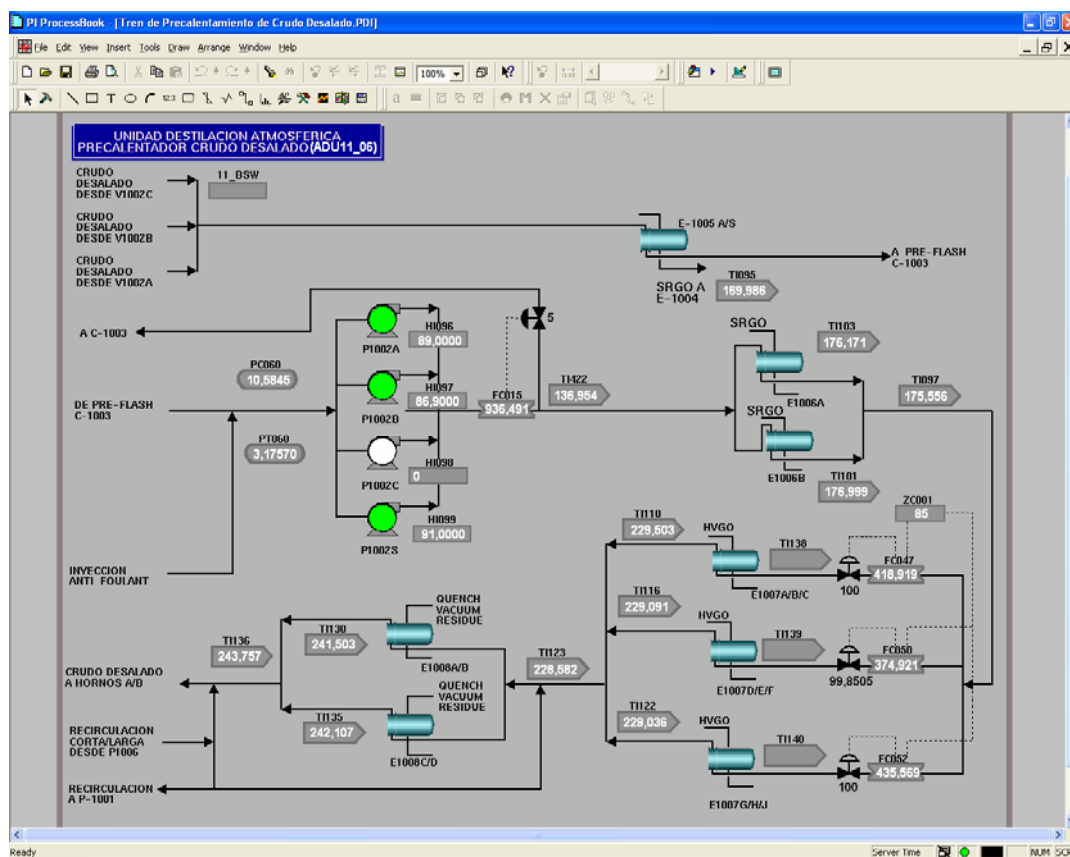


Figura 4.27. Intercambiadores que precalienta el crudo desalado

A la pantalla de la columna pre flash presentada en la figura 4.28 se le ordenó los tag, de manera que facilita el rastreo de las corrientes que entran y salen de la misma, así como para colocarla más agradable a la vista. Permitiendo llevar el seguimiento del crudo, desde esta pantalla se puede cambiar hacia los desaladores o hacia los intercambiadores que calientan el crudo desalado.

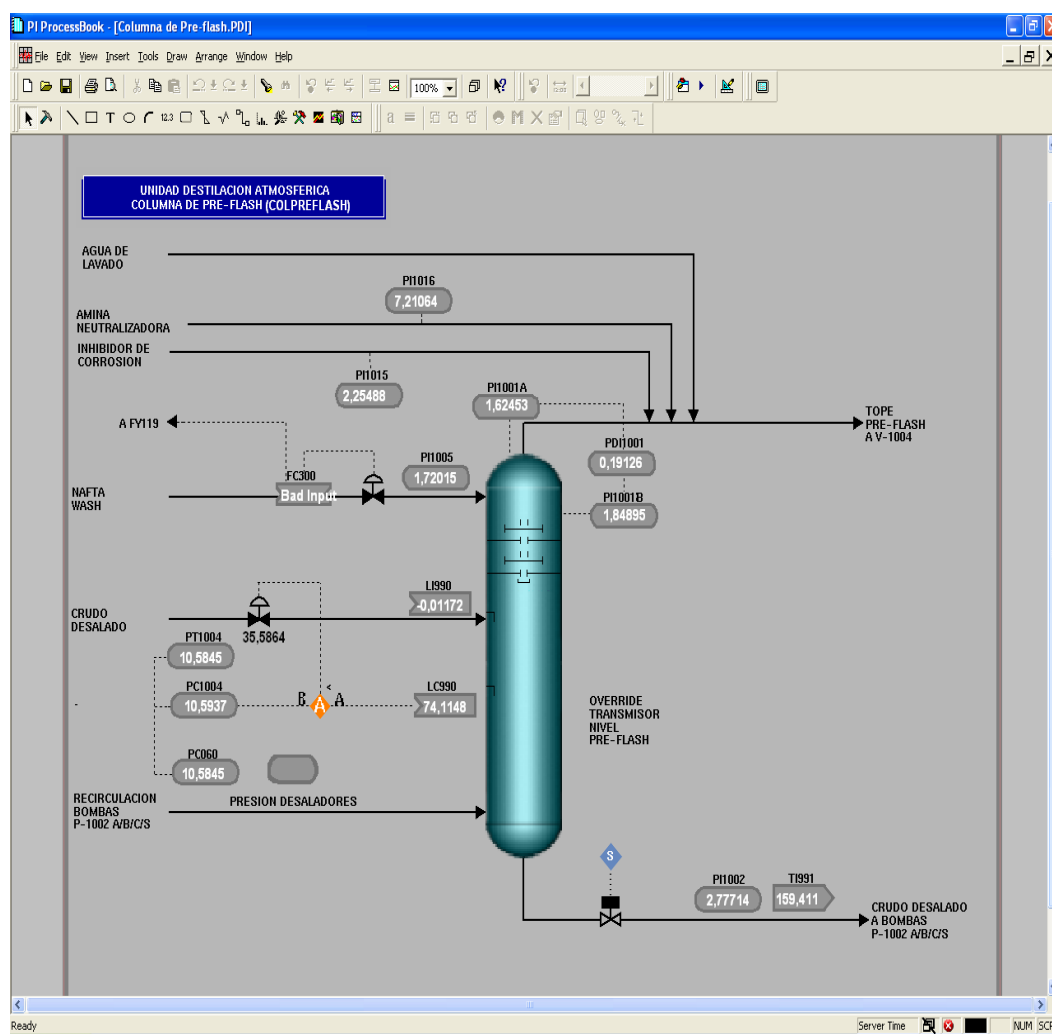


Figura 4.28. Columna de Pre Flash

Las pantallas de los hornos A y B de la unidad de CDU se actualiza colocándolo de tal manera en que se pueda rastrear detalladamente la corriente dentro de los mismos (Figura 4.29). Desde esta pantalla se puede cambiar hacia: el otro horno atmosférico, los intercambiadores que calientan el crudo desalado, quemadores de los hornos y hacia la columna de destilación atmosférica.

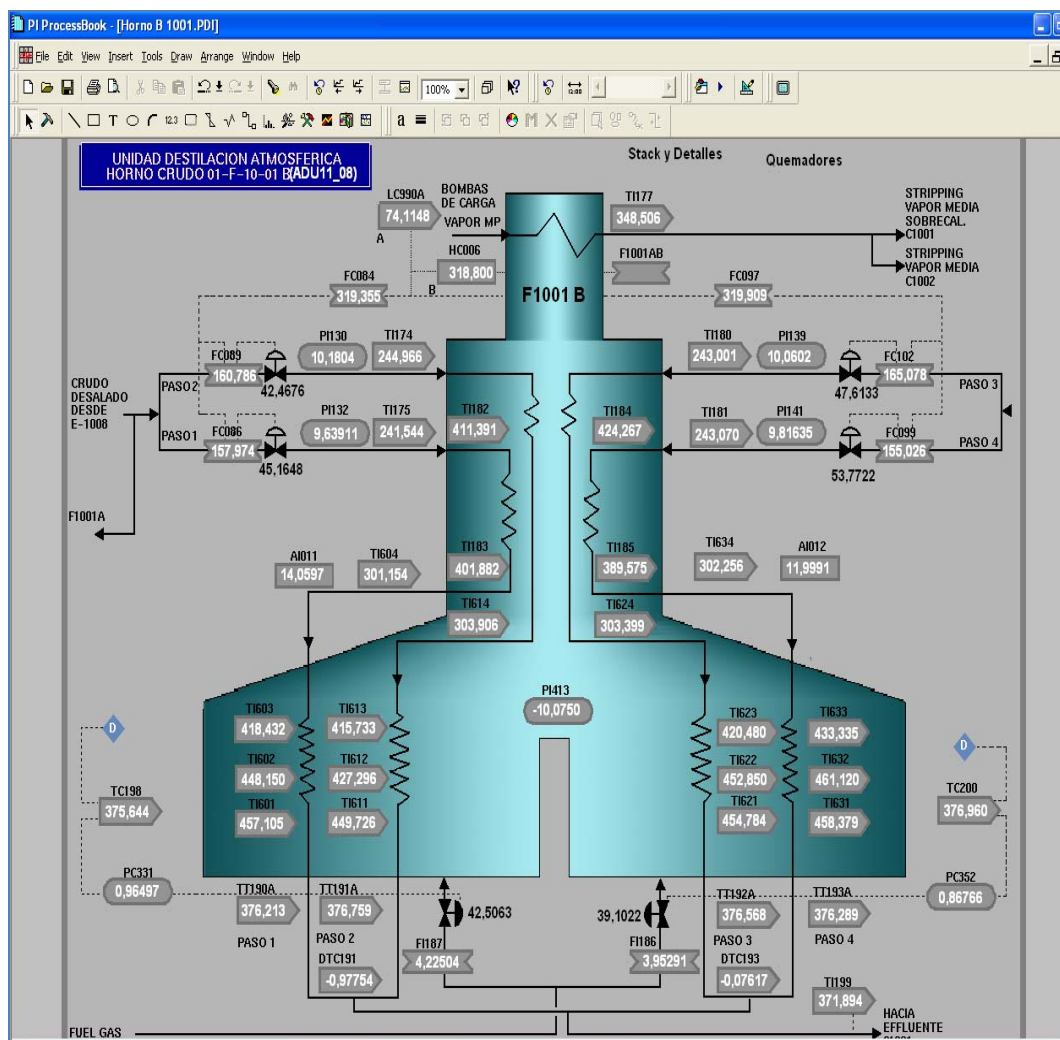


Figura 4.29. Hornos de destilación atmosférica

Y como mejora se establece una nueva pantalla donde se pueden verificar los controles de quemadores de los hornos, tal como se observan en la figura 4.30. Y desde donde se puede cambiar hacia los hornos atmosféricos A y B. En este se puede visualizar el suministro real del gas combustible y de gas piloto, suministrado a cada uno de los hornos atmosféricos para lograr el buen funcionamiento de los quemadores que poseen.

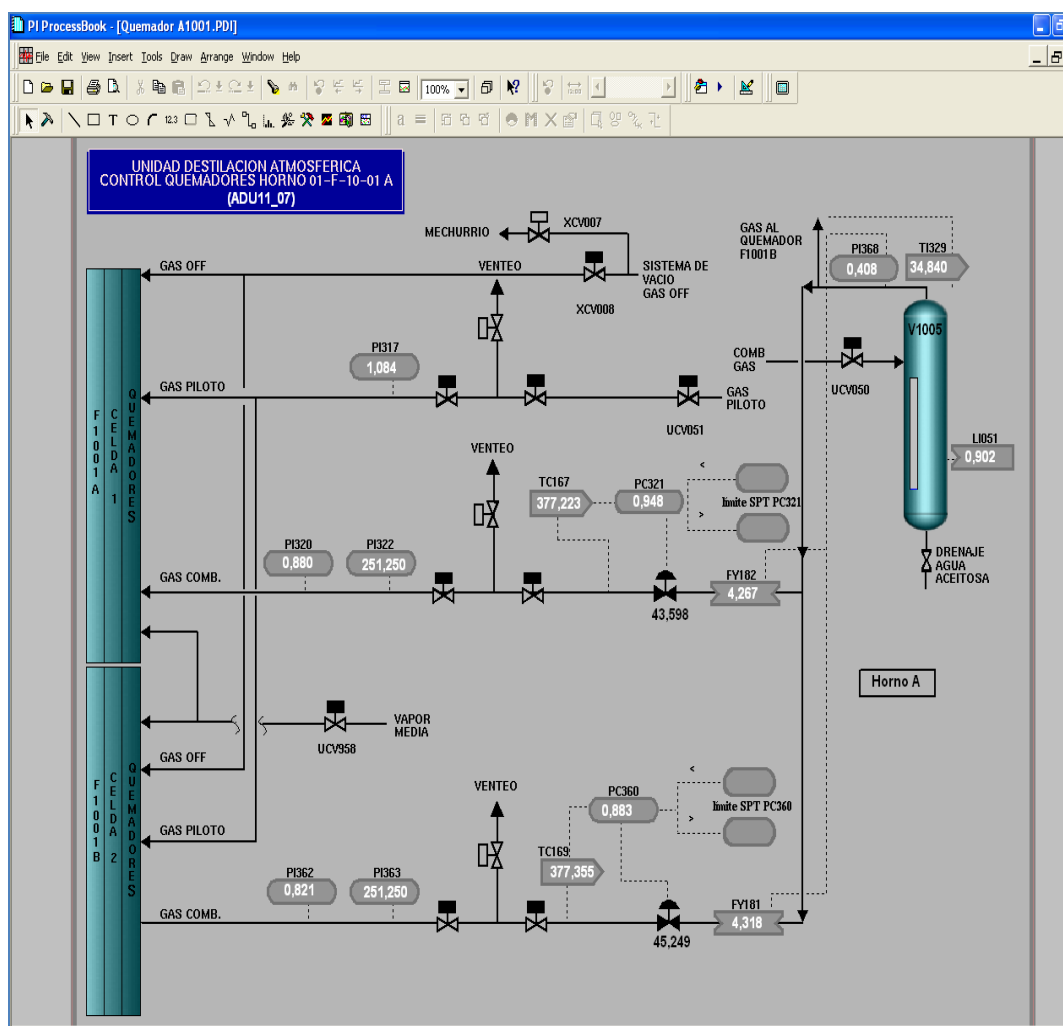


Figura 4.30. Control de los quemadores de los hornos

En la siguiente figura 4.31 se presenta una pantalla donde se puede observar la columna de destilación atmosférica con la actualización del cambio de los 4 platos en el lecho N° 5 realizado en la parada 2008. En ella se puede chequear la cantidad de rendimiento de sus productos y/o ver detalladamente cada una de las zonas de la columna (tope, zona de nafta diluyente, zona de srgo y zona de residuo atmosférico), con tan solo hacer click en las zonas donde se producen cada uno de sus productos.

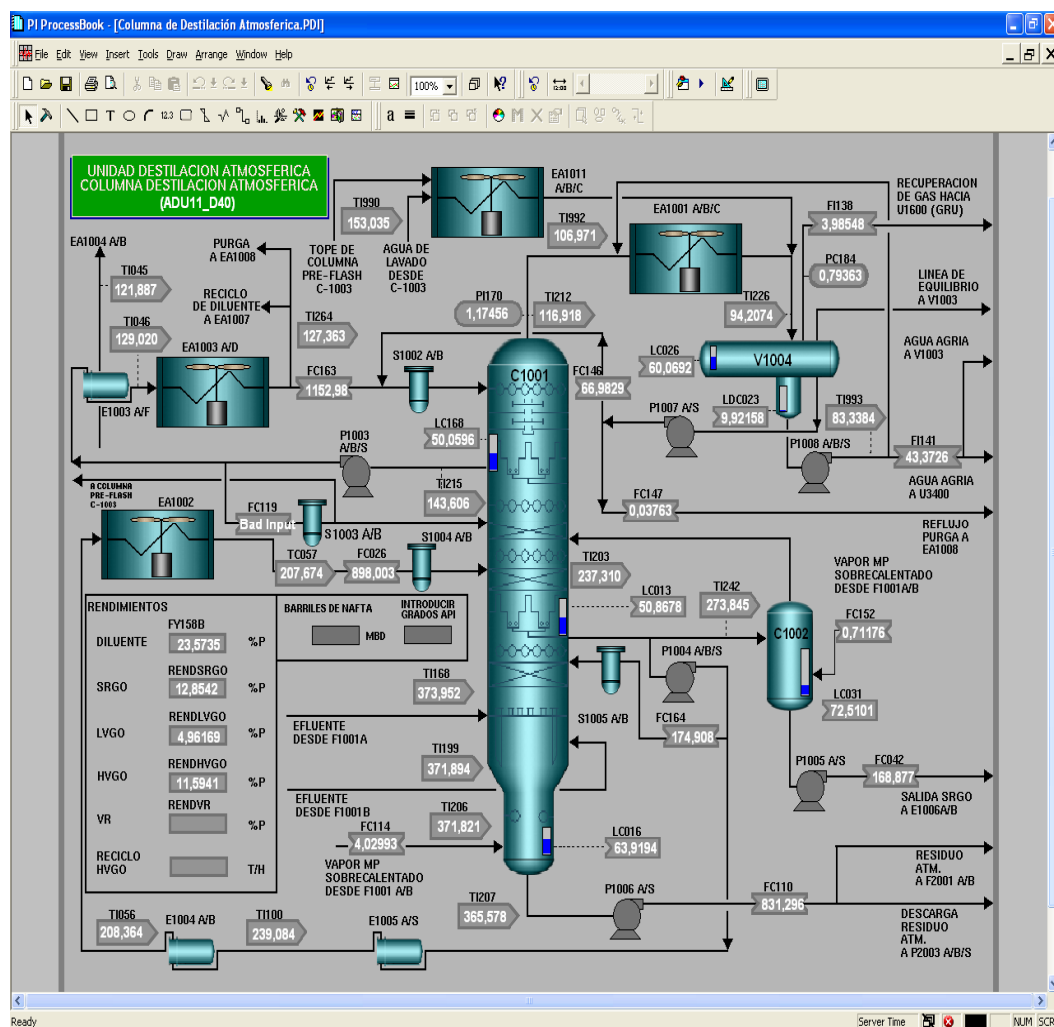


Figura 4.31. Columna de destilación atmosférica

A manera de poder observar de forma detalla la obtención de la nafta se añade una pantalla, la cual se presenta a continuación en la figura 4.33. Donde se pueden monitorear los flujos y temperaturas de la nafta que se produce en la columna, de la cantidad que se recircula hacia los intercambiadores y pasa por los aeroenfriadores antes de usarla como reflujo o pumporaond en la columna. Desde esta ventana se puede ir hacia: el tope de la columna y la zona de destilación de srgo.

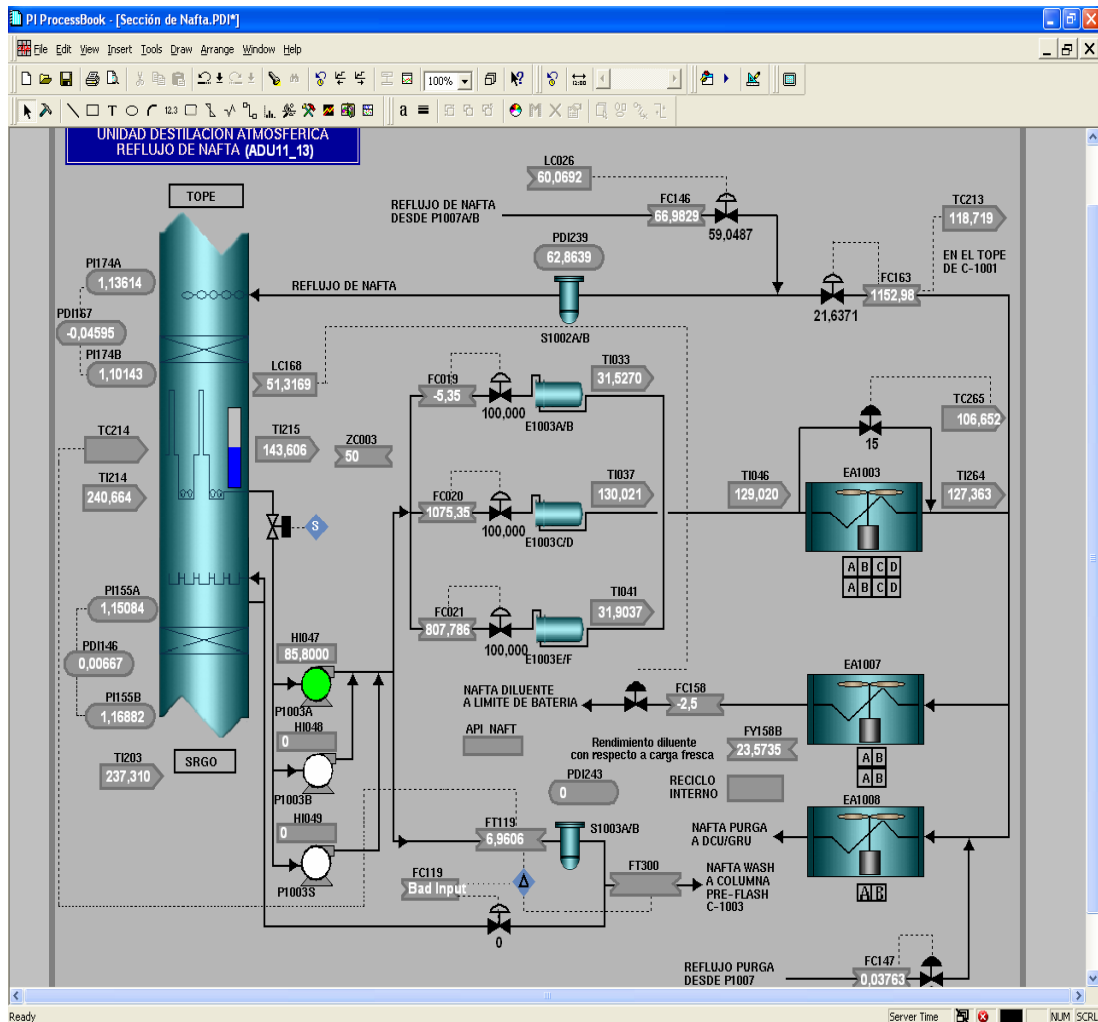


Figura 4.33. Sección de nafta la columna de destilación atmosférica

También para monitorear detalladamente el corte de srگو que se produce en la columna se añade una pantalla, como se muestran en la figura 4.34. Donde se pueden monitorear los flujos y temperaturas de srگو que se produce en la columna, de la cantidad que se recircula hacia los intercambiadores y pasa por los aerofriadores antes de usarla como reflujo o pumporaond en la columna. Desde esta ventana se puede ir hacia: la zona de destilación de nafta de la columna y el fondo de la columna.

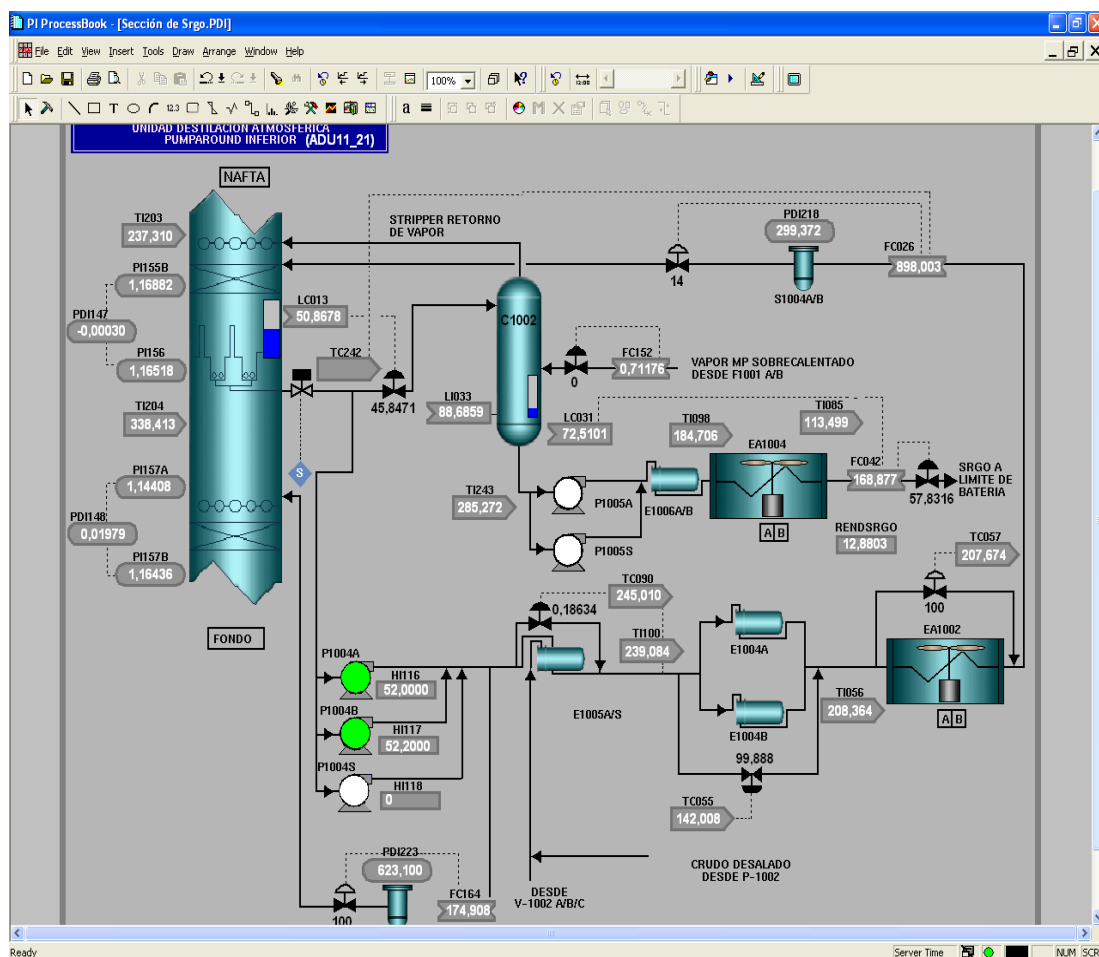


Figura 4.34. Sección de srگو de la columna de destilación

Y en la figura 4.35 se presenta la pantalla donde se monitorea el corte de residuo atmosférico que servirá como alimentación a la columna de vacío. Donde se pueden monitorear los flujos y temperaturas de residuo atmosférico que se produce en la columna, de la cantidad que se recircula hacia los hornos. Desde esta ventana se puede ir hacia: la zona de destilación de srgo en la columna y hacia los hornos, con tan solo hacer click sobre los botones invisibles que lo indican.

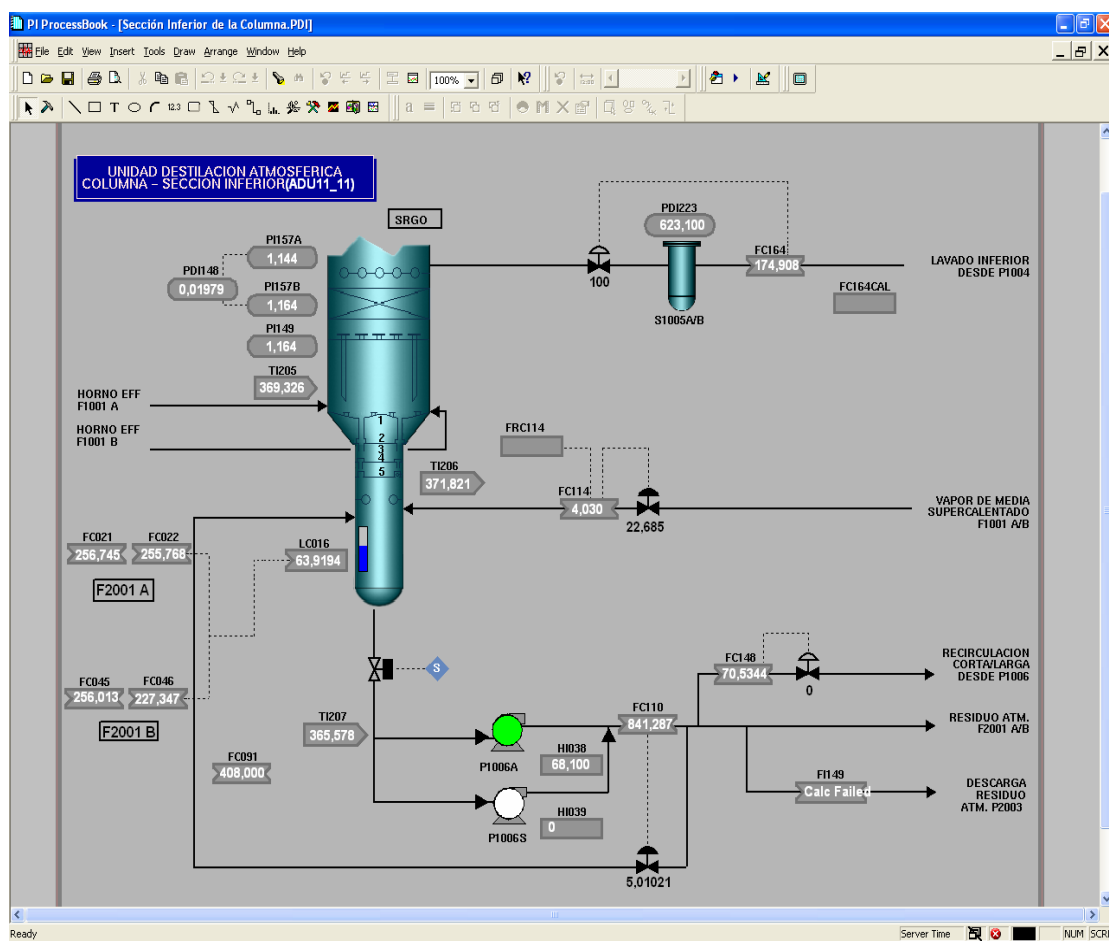


Figura 4.35. Sección de residuo atmosférico de la columna de destilación atmosférica

A este sistema de monitoreo se le añade una pantalla de monitoreo del enfriamiento de la nafta y del srgo una vez que se obtienen de la columna, tal como se muestra en la figura 4.36. En esta pantalla se puede monitorear los flujos y temperaturas a los cuales debe enfriarse dichos productos. Es importante resaltar que en los espacios donde no aparecen valores, es debido a que no estaban cargadas al pi para el momento de realizar las actualizaciones.

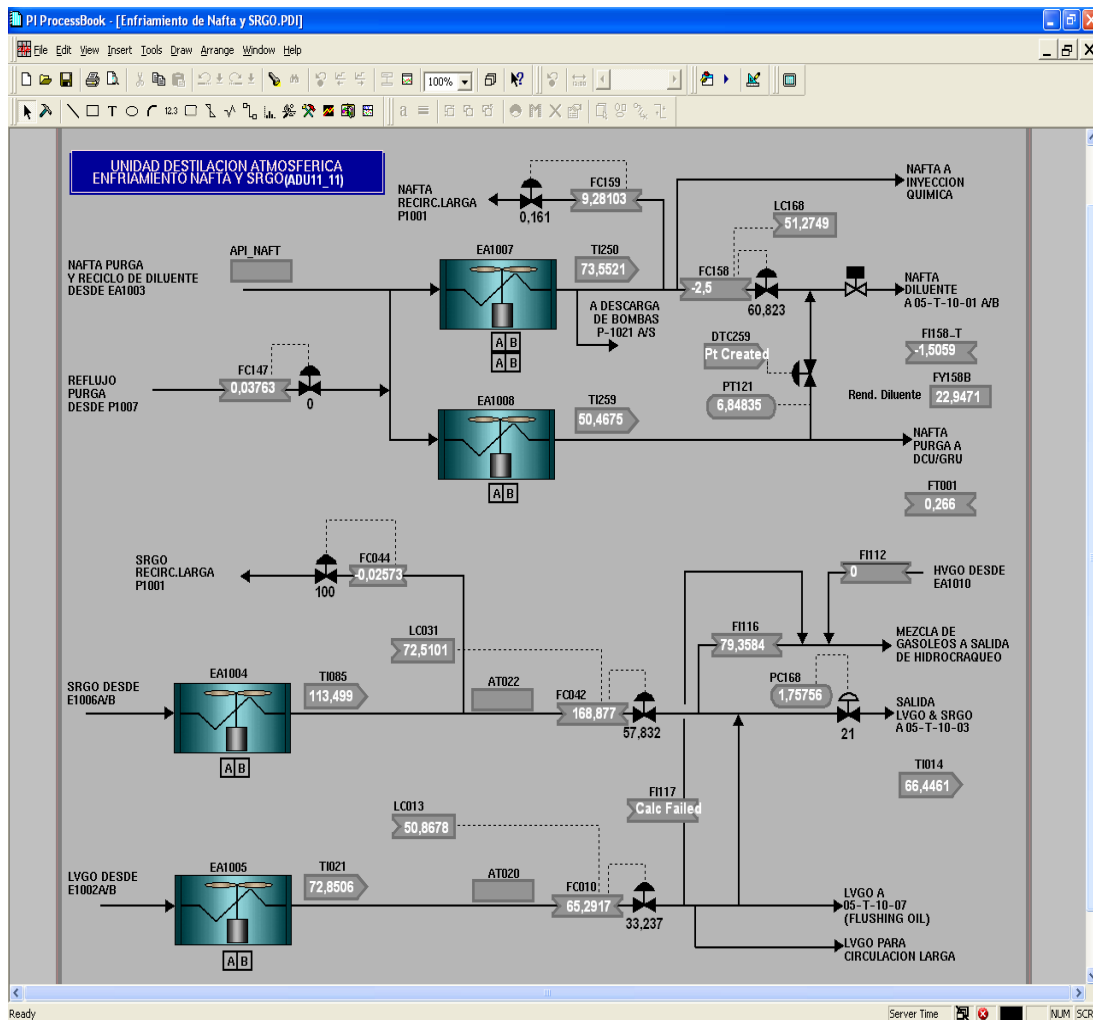


Figura 4.36. Diagrama de monitoreo de enfriamiento de nafta y srgo

Y otra para el seguimiento del enfriamiento de la nafta y de los tanques donde se almacena la nafta antes de ser enviado a producción para ser usada como diluyente del crudo extrapesado (ver figura 4.37). En esta pantalla se puede monitorear los flujos y temperaturas a los cuales debe enfriarse dichos productos antes de dirigirse hacia los tanques y en ellos. Es importante resaltar que en los espacios donde no aparecen valores, es debido a que no estaban cargadas al pi para el momento de realizar las actualizaciones

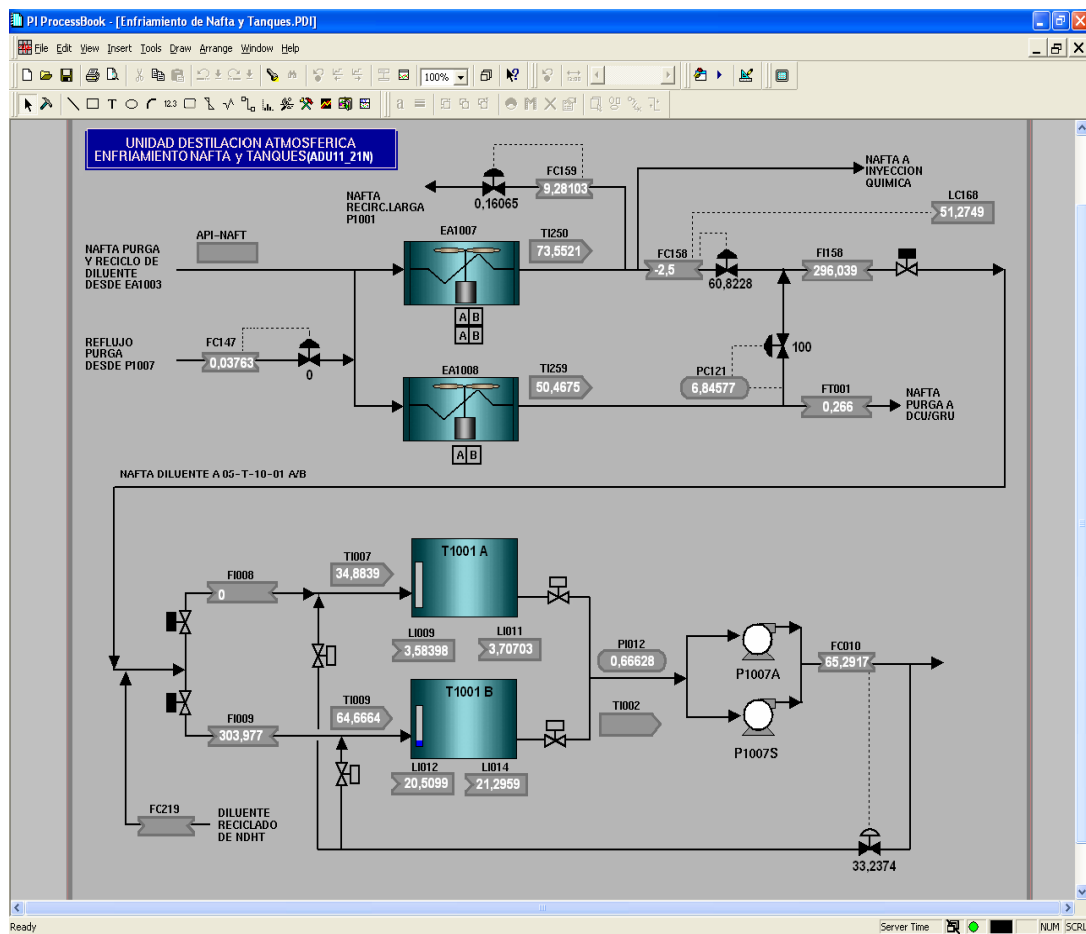


Figura 4.37. Diagrama de monitoreo de enfriamiento de nafta y tanques de nafta diluyente

Este sistema de monitoreo actualizado presenta otro despliegue donde al abrirse, presenta una lista que de forma ordenada muestra las pantallas de los equipos que presenta la unidad de destilación de vacío, tal como se exhibe en la figura 4.38. A partir de esta ventana se puede ir a cada una de las ventanas que posee la unidad de destilación al vacío.

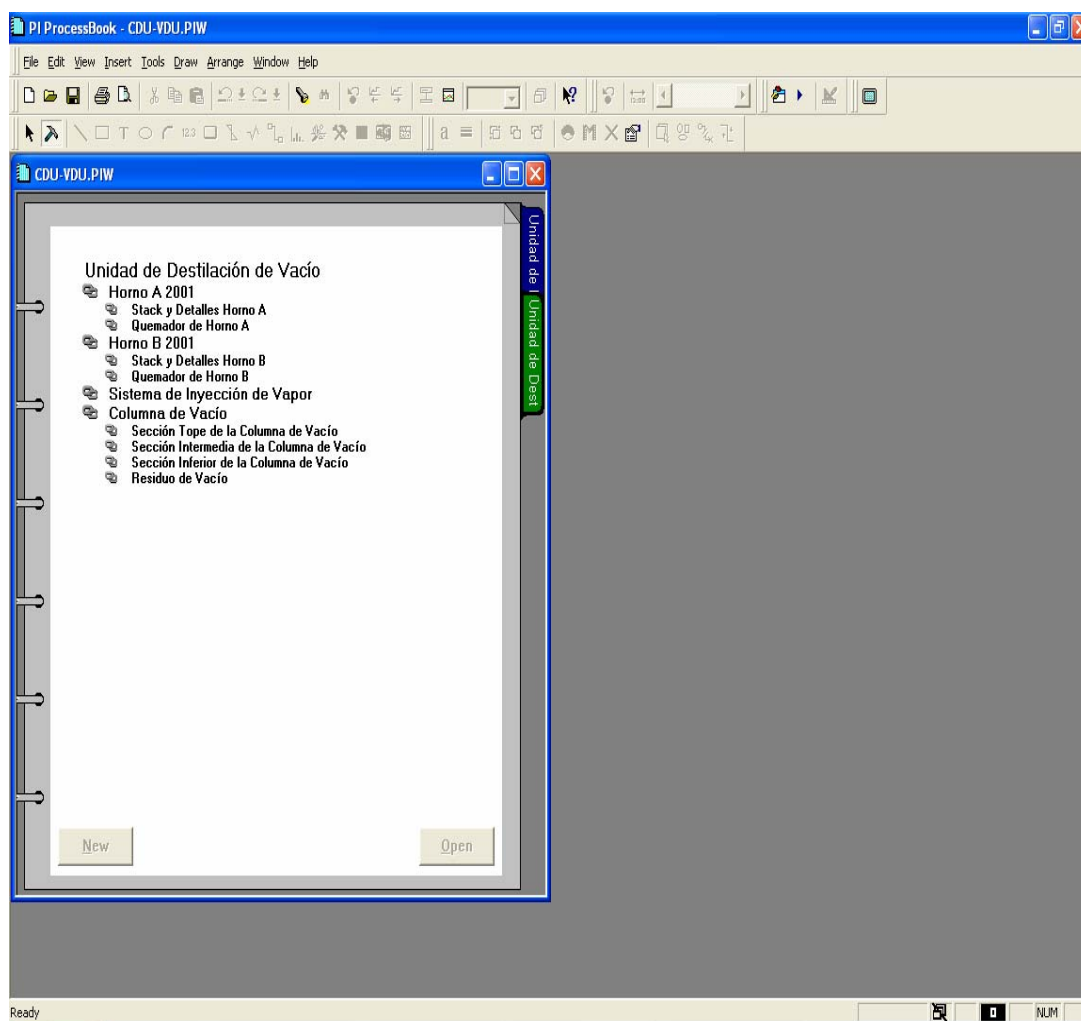


Figura 4.38. Despliegue de la unidad de destilación de vacío

En esta actualización se mejora los hornos A y B de esta unidad de vacío para que también se pueda llevar un seguimiento de las temperaturas y presiones dentro

de estos, tal como se muestra en la figura 4.39. Desde donde se puede monitorear todas las variables que influyen en cada uno de ellos. Desde cada horno se podrá ir hacia el otro y hacia los quemadores.

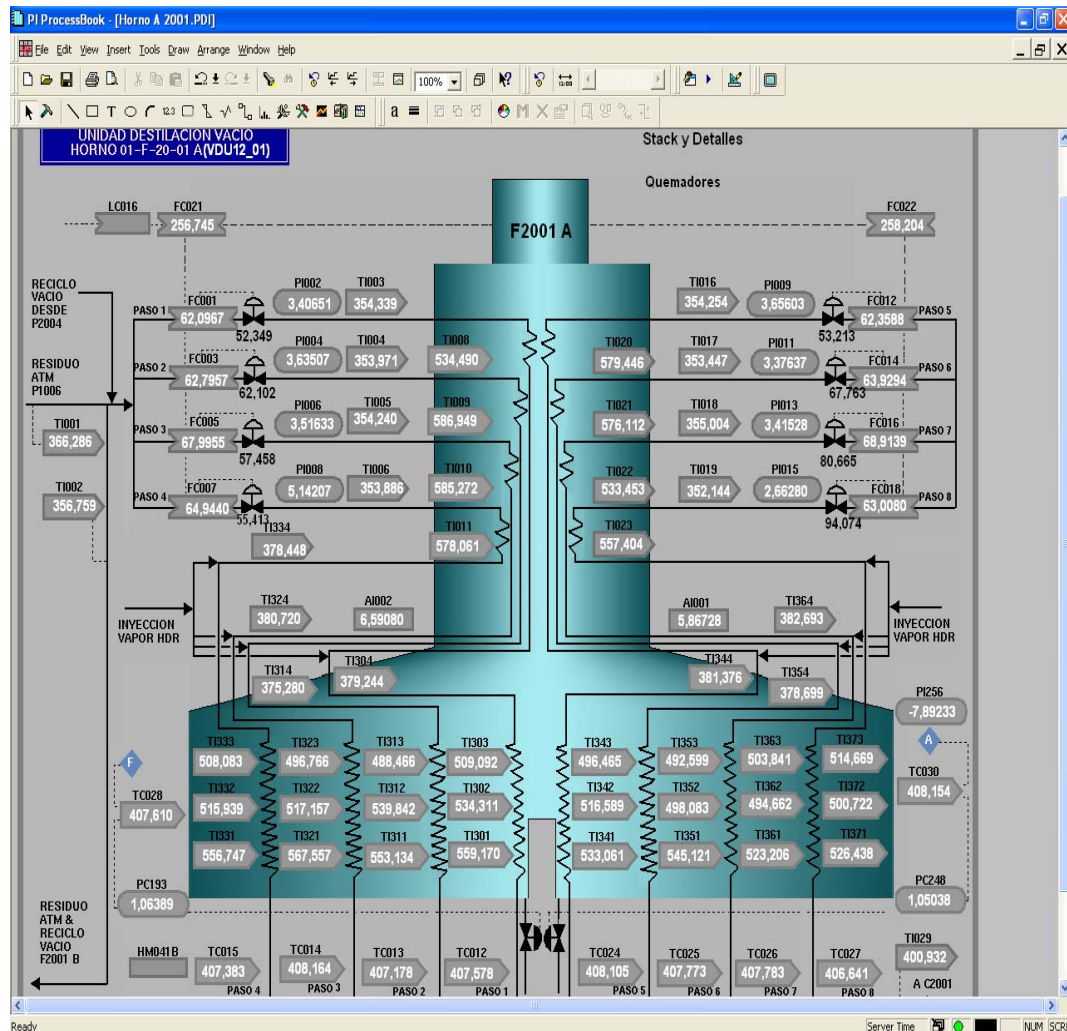


Figura 4.39. Hornos de la unidad de destilación de vacío

Con la intención de mejorar el seguimiento en estos hornos de vacío se añade nuevas pantallas donde se pueda monitorear los controles de quemadores de los hornos (Figura 4.40) y los sistemas de inyección de vapor (Figura 4.42).

En la figura 4.40 se pueden monitorear las presiones de gas piloto y gas combustible que se usa en los quemadores de los hornos.

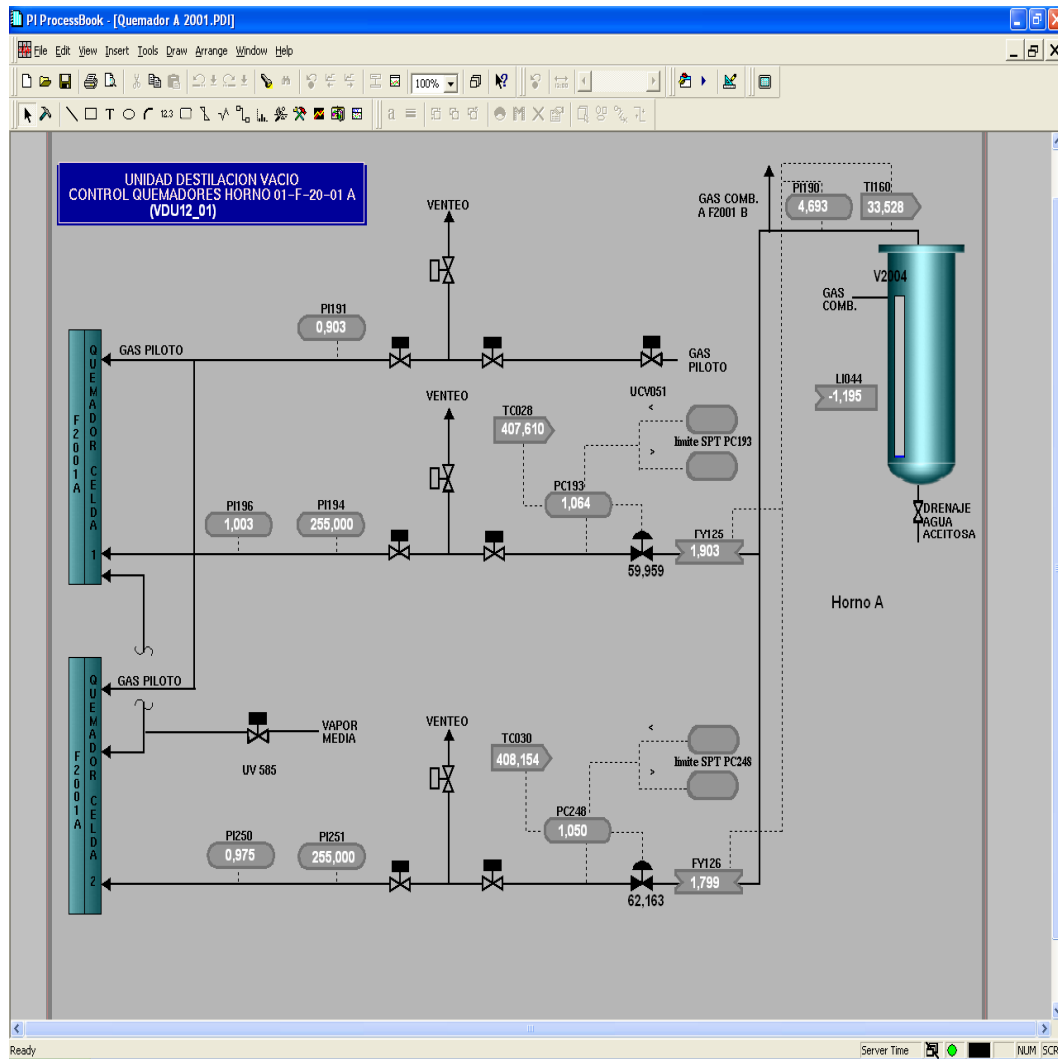


Figura 4.40. Controles de quemadores de los hornos

Se añade una ventana para visualizar los sistemas de inyección de vapor de los hornos de este sistema, a manera de mejorar el seguimiento a los hornos de vacío,

pudiendo vigilar la inyección de vacío en cada uno de los pasos identificados en ellos. (Figura 4.41).

Al vigilar este sistema se puede dirigirse hacia cualquier horno de vacío, tanto el horno A como el horno B.

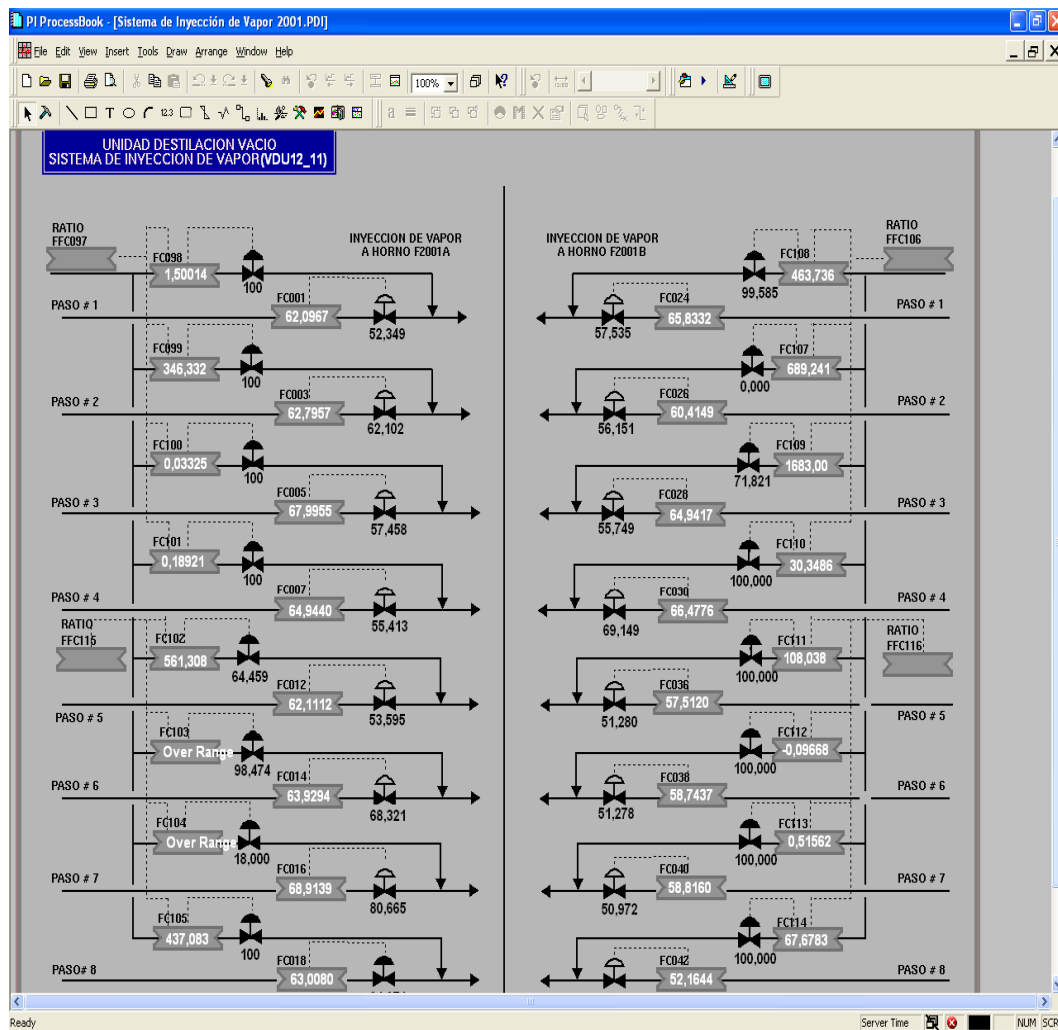


Figura 4.41. Sistema de inyección de vapor de los hornos de vacío

Este sistema cuenta con una pantalla donde se puede visualizar de manera general la columna de destilación de vacío, como se muestra en la figura 4.42.

Estando en la ventana que muestra la columna, se puede ir hacia los hornos para hacer click sobre el horno de interés. A igual que se puede ir a las zonas de destilación de lvgo, hvgo y de residuo de vacío.

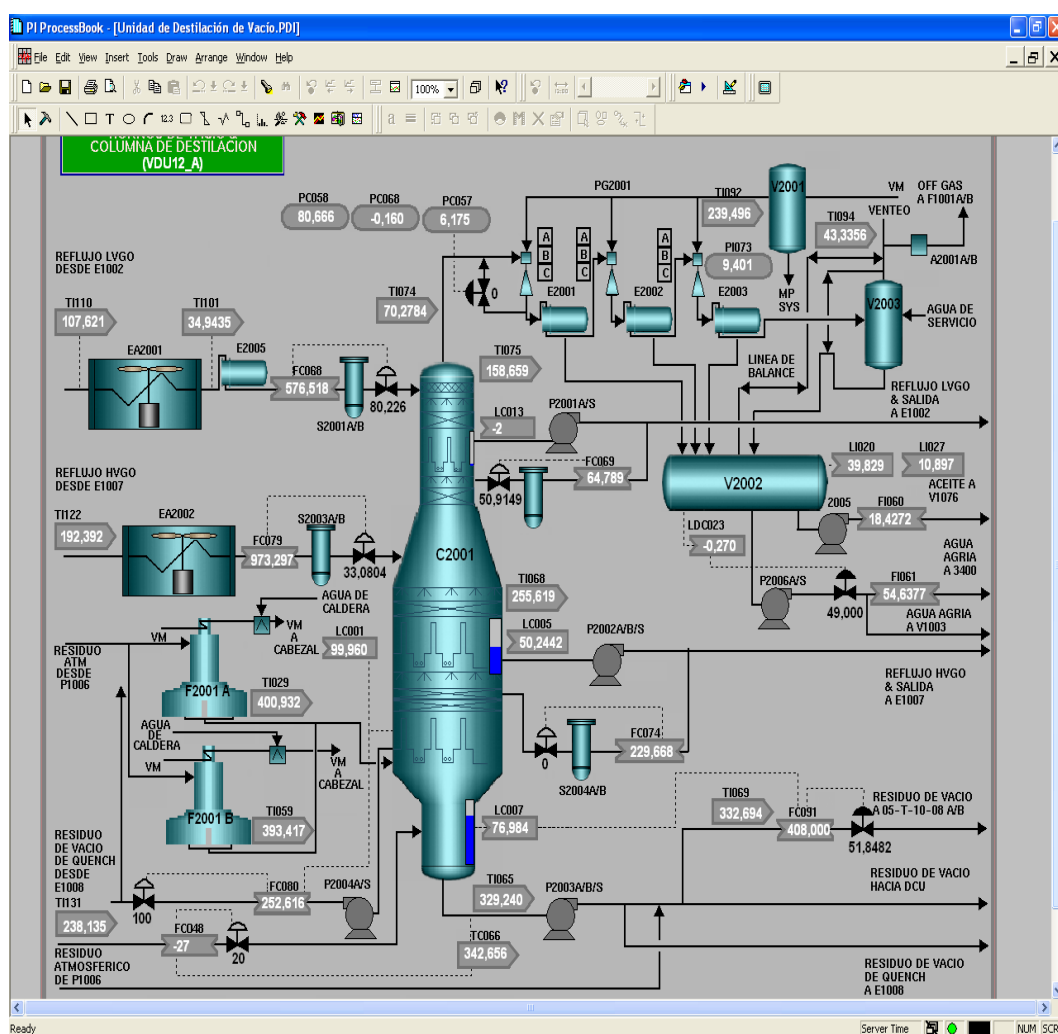


Figura 4.42. Columna de destilación de vacío

Para llevar un mejor seguimiento en la columna se añadieron nuevas pantallas, donde se monitorea por secciones la columna de forma detallada. A las cuales es posible llegar haciendo click en la columna: tope, zona de lvgo, zona de hvgo y residuo de vacío. Tal como se muestran en las figuras: 4.43, 4.45, 4.46 y 4.47.

En la figura 4.43 se puede monitorear el tope de la columna.

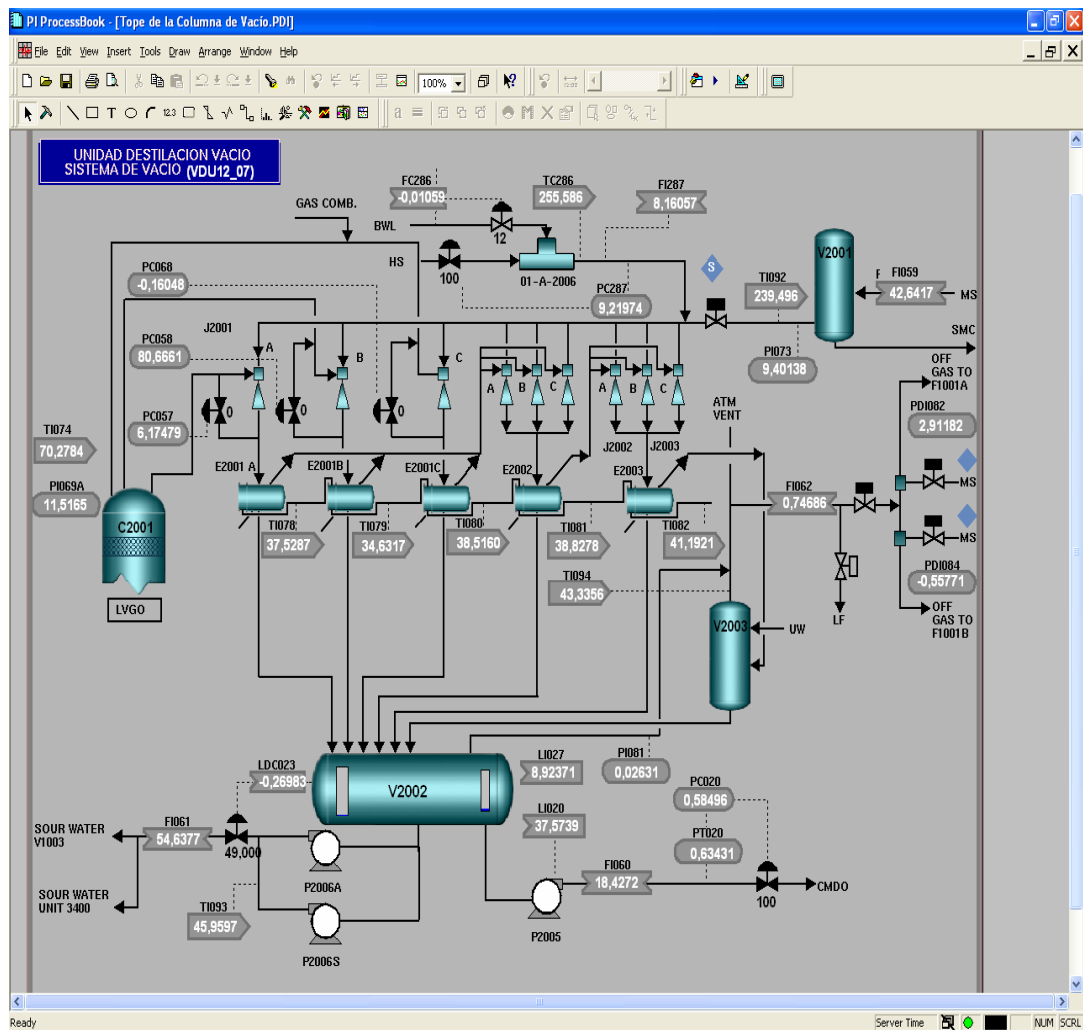


Figura 4.43. Sección del tope de la columna de destilación de vacío

La pantalla donde se puede monitorear la sección de lvgo se muestra a continuación a través de figura 4.44. Desde donde se pueden monitorear los flujos y temperaturas en el tope de la columna de vacío; las temperaturas y flujos a entradas y salidas de los aerofriadores que se encargan de llevar este producto hasta la temperatura deseada.

Desde esta ventana se puede ir hacia: el tope de la columna y la zona de destilación de hvgo.

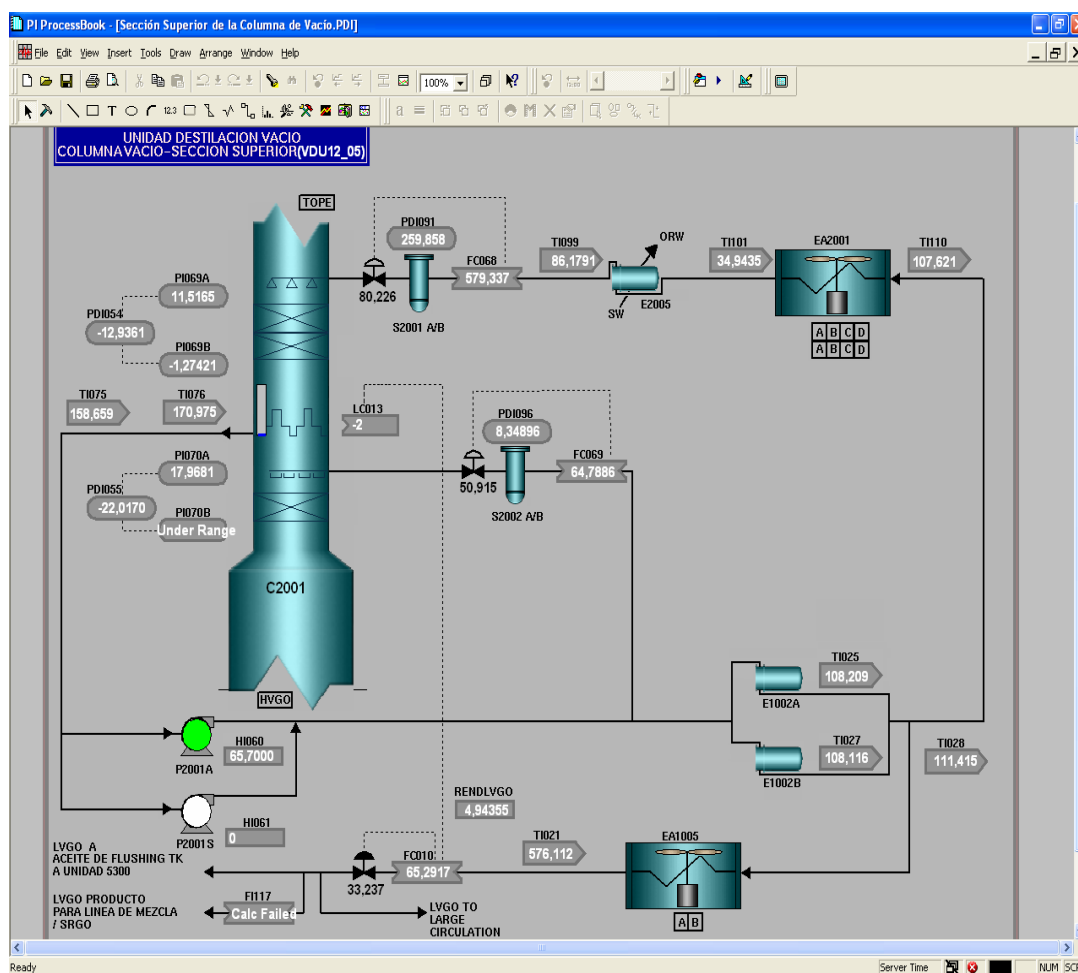


Figura 4.44. Sección de lvgo de la columna de destilación de vacío

La pantalla donde se puede monitorear la sección de hvgo se presenta a continuación a través de figura 4.45. Desde donde se pueden monitorear los flujos y temperaturas de hvgo que se produce en la columna, de la cantidad que se recircula hacia los intercambiadores y pasa por los aerofriadores antes de usarla como reflujo o pumparaond en la columna. Desde esta ventana se puede ir hacia: zona de destilación de lvgo en la columna y el fondo de la columna.

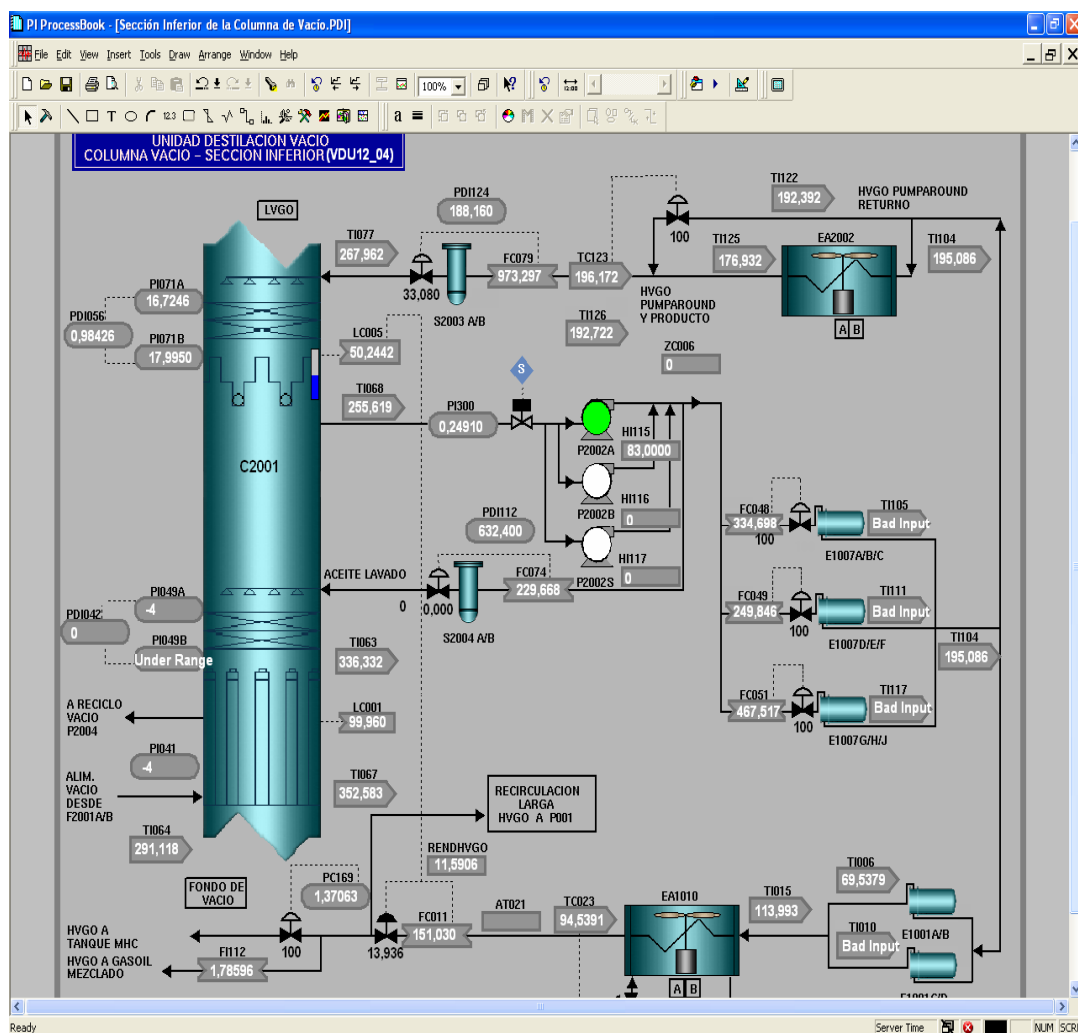


Figura 4.45. Sección de hvgo de la columna de destilación de vacío

La pantalla para monitorear la sección donde se obtiene el residuo de vacío que sirve como alimentación a la unidad de coque se presenta a continuación en la figura 4.46. Donde se pueden monitorear los flujos y temperaturas de residuo de vacío que se produce en la columna, de la cantidad que se recircula hacia los intercambiadores. Desde esta ventana se puede ir hacia: la zona de destilación de hvgo en la columna.

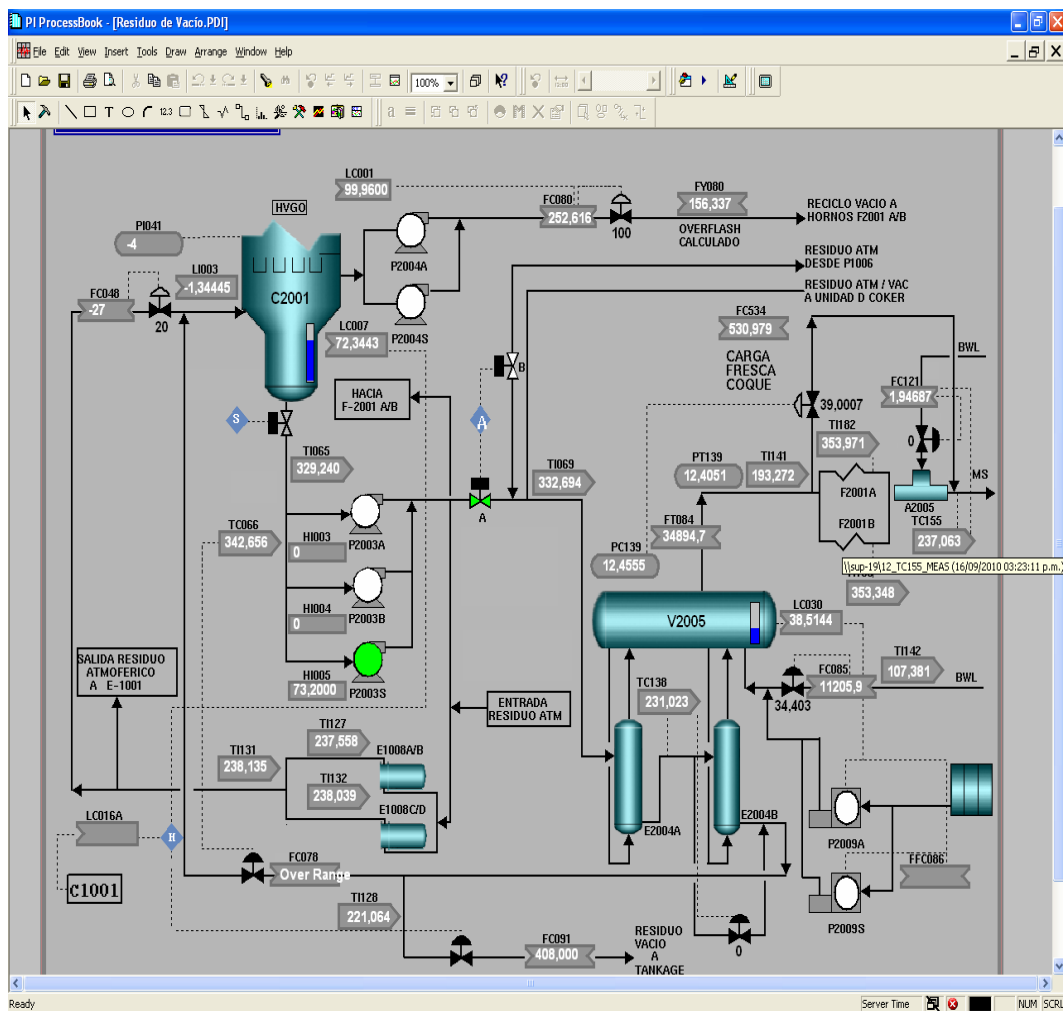


Figura 4.46. Sección de residuo de vacío de la columna de destilación de vacío

4.4 Proponer guía operacional para la columna de destilación atmosférica que permitan la recuperación de diluyente deseado cuando cambie el crudo diluido, a través del análisis de resultado de las simulaciones

En base a simulaciones obtenidas a través del simulador de procesos ProII, se recomienda operar la columna en los valores operacionales que se recomienda en la tabla 4.7, manteniendo estables las condiciones operacionales de los equipos que conforman la unidad de destilación atmosférica. Entre las que están: Temperatura de entrada a los desaladores en el rango 143°-160 °C, temperatura a la salida del segundo tren de intercambiadores y entrada a los hornos atmosféricos de 260 °C, temperatura a la salida de los hornos y entrada a la columna de 374 °C, flujo de pumparound de nafta pesada en la columna preflash de 4,46 bar.

Tabla 4.7 Guía operacional de la Columna de Destilación Atmosférica

Columna de Destilación Atmosférica			
	Recomendación	Valor Mínimo	Valor Máximo
Temperatura de Tope de la columna (°C)	Mayor al Pto. de rocío	Pto. de rocío	120
Pumparound de Nafta (tn/hr)	1430	960	2650
Temperatura de Pumparound de Nafta (°C)	102	98	130
Reflujo de Nafta (tn/hr)	1181	992	1660
Temperatura Pumparound de SRGO (tn/hr)	200	185	210

Temperatura de Retiro de Nafta diluente (°C)	166	160	300
Temperatura de Retiro de Srgo producto (°C)	285	275	290

Debido a los resultados arrojados en las simulaciones se pudo conseguir la variación en el °API y rendimiento de la nafta recuperada en la columna de destilación atmosférica al presentar disminución en el% °API del DCO que entra como alimentación, las cuales se presentan en la tabla 4.8. Dichas variaciones se recomienda tener en cuenta para ajustes en las temperaturas y flujos de pumparound usados en la columna para mejorar la obtención del rendimiento y °API de la nafta en presencia de variación del °API del crudo. Cabe resaltar, que: la columna operar con mejores resultados con cargas superiores a 1600 th/hr de DCO y operando con un pumparound de srgo alrededor del recomendado se obtiene buenos resultados en la obtención de nafta diluente, por lo que se recomienda no alejarse tanto de este valor en los ajustes. Y realizar ajuste en el aumento de la temperatura de la nafta de pumparound entre 100° y 130°C, ya que con esta se puede mantener también la temperatura de rocío en el rango deseado.

Tomando en cuenta que:

➤ si la temperatura del reflujo de nafta aumenta:

- La presión del tope de la columna aumenta.

- El enfriamiento de las fracciones pesadas de producto que ascienden por la columna no se llevaría a cabo, estas fracciones suben hasta el tope contaminando los productos livianos.

➤ Si la temperatura del reflujo de nafta disminuye:

- La presión del tope de la columna disminuye.
- Las fracciones de productos livianos que descienden por la columna no se evaporizarán y aparecerán en los platos inferiores ocasionando pérdidas de productos livianos (solapamiento).

Este manual operacional de la columna se anexa a los manuales donde se describen y explican cómo debe operar las unidades o equipos que conforman la unidad de destilación atmosférica.

Tabla 4.8. Parámetros de variación del °API y del rendimiento de la nafta cuando existe % de variación en el °API del DCO

Variación de °API de DCO (%)	Valores de De DCO trabajado (°API)	Variación de °API de Nafta (%)	Variación de Rend. Nafta (%)
1,88	17,5	0,07	3,81
3,78	17,2	0,16	7,73
5,75	16,2	0,25	11,77
7,77	16,4	0,34	15,92
9,83	16	0,45	20,19
11,95	15,7	0,57	24,59
14,12	15,3	0,69	29,11
16,35	14,9	0,83	33,78
18,63	14,5	0,97	38,58
20,97	14,1	1,13	43,53

CONCLUSIONES

1. Las propiedades del crudo (agua y sedimento, sales, azufre, carbón conradson y número de acidez) no influyen en la recuperación de la nafta.
2. El °API del crudo diluido afecta directamente la obtención de rendimiento de diluyente.
3. El crudo diluido de alimentación es caracterizado de una mejor manera a partir de la mezcla de todos los productos que directamente a partir de su curva de destilación.
4. El monitoreo de cada tren de desaladores permitirá observar el funcionamiento de los mismos más a detalle.
5. El monitoreo por secciones de la columna permite un mejor seguimiento de los productos a obtener de esta.
6. El modelo de simulación de la columna de destilación atmosférica representa satisfactoriamente su operación.
7. El °API de nafta diluyente recuperada no tiene gran impacto al variar el porcentaje del crudo de alimentación de 17 °API.
8. La variación en el crudo de alimentación afecta directamente el rendimiento de nafta a recuperar.

RECOMENDACIONES

- ✓ Velar que se cumpla el muestreo y análisis rutinario en la unidad de destilación para llevar un mejor estudio de las diversas corrientes de interés.
- ✓ Llevar el seguimiento continuo de las unidades de destilación con los diagramas actualizados.
- ✓ Agregar al PI unos series de tag necesarios para un mejor seguimiento de esta unidad.
- ✓ Arreglar el punto de tomar la muestra de residuo atmosférico para llevar un mejor análisis de este al salir de la columna de destilación.
- ✓ Mejorar esta evaluación tomando en cuenta el material de los platos y empaques.

BIBLIOGRAFÍA

1. Campo C., **“Estudio de los Factores que Afectan el Balance Volumétrico del Diluyente Usado en el Mejoramiento del Crudo Extrapesado en la Empresa Mixta Petrocedeno”**, Universidad de Oriente, Barcelona, Venezuela (2010).
2. Fernández F., **“Identificación y Evaluación de Propuesta de Mejoras de la Operación de las Unidades de Destilación de Complejo Mejorador de Crudo Sincor”**, Universidad Central de Venezuela, Caracas, Venezuela (2007)
3. Sarabia J., **“Análisis del Comportamiento de la Unidad de Destilación Atmosférica Da-1 de la Refinería Puerto La Cruz Ante un Cambio de Dieta de Alimentación”**, Universidad de Oriente, Puerto La Cruz, Venezuela (2004).
4. Petrocedeno., Manual de entrenamiento **“Unidad de Destilación y Vacío (CDU/VDU)”**. (2007). Disponible en:
<http://www.intranet.pdvsapetrocedeno.com/mejorador/manuales>
5. Páez R., **“Proyectos de Mejoramiento de Crudos de la Faja Petrolífera del Orinoco”**, 1er Congreso Internacional de Crudos Pesados, Maturín. (2008).
Disponible en:
http://www.camarapetrolera.org/eventos/...crudos_pesados.../baker.pdf
6. PDVSA., Manual de Diseño de Proceso **“Torres de Fraccionamiento”**, Principios Básicos MDP-04-CF-02. (1996).
7. IFP TRAINING., **“Operation of an Atmospheric Distillation Unit”** ENSPM - IFP, 6-13; 22-29. (2005).

8. PRO II WORKBOOK., **“Hydrocarbon Distillation”**. (1996).
9. PRO II 8.2., **“Online Help”**. (2010).
10. De ANDRADE F., **“A Destilação Simulada na Indústria do Petróleo”**, Quimica Nova, Vol. 28, N°3, 478-482. (2005).
11. PVDSA MDP-03-S-05., **Tambores Separadores Líquido-Líquido-Vapor”**. (1994).
12. GOLDEN W, Scout., **“Crude Unit Preflash drums and columns”**. PTQ Revamps & Operations. 11-14. (2006).
13. WALAS, S. M., **“Chemical Process Equipment. Selection and Design”**. Butterworth-Heinemann Series in Chemical Engineering. (1988).
14. KISTER, H.Z., **“Troubleshoot Distillation Simulations. Chemical Engineering Progress”**. Junio, 63-68. (1995)
15. KISTER, H.Z., **“Does your Distillation Simulation Reflect the Real World”** Hydrocarbon Processing. Agosto, 103-109. (1997)
16. Invensys Operations management, **“PRO II/ Simulación del Proceso Integral”**
Disponible en: www.simsci-esscor.com

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO

TÍTULO	EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE LA NAFTA DILUENTE EN FUNCIÓN DE LOS CAMBIOS EN LAS CARACTERÍSTICAS DE LA ALIMENTACIÓN DE CRUDO DILUIDO (DCO) QUE SE PROCESA EN LA UNIDAD DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA DEL MEJORADOR PETROCEDEÑO
SUBTÍTULO	

AUTOR (ES):

APELLIDOS Y NOMBRES	CÓDIGO CULAC / E MAIL
Sánchez Ramírez Adriana Yuribi	CVLAC: V- 18.413.456 E MAIL: adrinchez1412@hotmail.com
	CVLAC: E MAIL:
	CVLAC: E MAIL:
	CVLAC: E MAIL:

PALABRAS O FRASES CLAVES:

NAFTA DILUENTE

CRUDO DILUIDO

SISTEMA DE RECUPERACIÓN

FAJA PETROLÍFERA DEL ORINOCO

MEJORADOR

UNIDAD DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO

ÁREA	SUBÁREA
INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS	INGENIERÍA DE PETRÓLEO

RESUMEN (ABSTRACT):

Actualmente, la operación de la unidad de destilación atmosférica del Mejorador Petrocedeño se está viendo afectada en la recuperación de diluyente tanto en cantidad como en la calidad debido al cambio de algunas características de la alimentación con respecto a las del diseño.

Es por ello que se planteó la necesidad de desarrollar una evaluación de la unidad, a partir de un modelo virtual del sistema de destilación del mejorador, donde se mantuvo estable las temperaturas en los equipos: intercambiadores y hornos. Al igual que con un flujo pumparound de nafta pesada en la columna preflash, con el fin de establecer una guía operacional que permitan determinar las nuevas condiciones de la columna en función de las características del crudo diluido de alimentación al mejorador. En donde se obtuvo como resultado, que al disminuir un 1,88% de crudo diluido (DCO), el rendimiento de nafta diluyente recuperado por la columna de destilación se ve afectado directamente de una manera significativa con 3,81%; mientras que en el °API de la nafta recuperada no representa mayor impacto con la variación de 0,77%. Y a cargas de DCO superiores a 1600 tn/hr, la columna opera mejor y con mejores resultados en sus productos.

También se realizaron unas series de actualizaciones a las pantallas que permiten llevar mejor monitoreo de manera amigable a la vista y seguimiento de la alimentación desde que entra a la unidad de destilación atmosférica hasta que se obtienen los productos.

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO

CONTRIBUIDORES

APELLIDOS Y NOMBRES	ROL / CÓDIGO CVLAC / E_MAIL				
PATIÑO, RAYDA	AS	CA	AS	TU X	JU
	CVLAC:	V- 11.833.699			
	E_MAIL	RAYDAPATIÑO@GMAIL.COM			
	E_MAIL				
URICARE, JAIRO	JU	CA	AS	TU	JU X
	CVLAC:	V- 11.342.890			
	E_MAIL	uricare2@hotmail.com			
	E_MAIL				
GUERRA, OLY	JU	CA	AS	TU	JU X
	CVLAC:	V- 3.733.796			
	E_MAIL	OLYGUERRA1@YAHOO.COM			
	E_MAIL				
COSCORROSA, MERHYM	JU	CA	AS	TU	JU
	CVLAC:				
	E_MAIL				
	E_MAIL				

FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:

2011	04	15
AÑO	MES	DÍA

LENGUAJE: ESPAÑOL

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO

ARCHIVO (S):

NOMBRE DE ARCHIVO	TIPO MIME
TESIS. Evaluación del Sistema de Recuperación de la Nafta Diluyente en la Unidad de Destilación Atmosférica del Mejorador Petrocedeño.doc	Application/msword

**CARACTERES EN LOS NOMBRES DE LOS ARCHIVOS: A B C D E F G H I J K L M N
O P Q R S T U V W X Y Z. a b c d e f g h i j k l m n o p q r s t u v w x y z. 0 1 2 3 4 5 6 7 8 9.**

ALCANCE

ESPACIAL: _____

TEMPORAL: _____

TÍTULO O GRADO ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Ingeniero de Petróleo

NIVEL ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Pregrado

ÁREA DE ESTUDIO:

Departamento de Ingeniería de Petróleo

INSTITUCIÓN:

Universidad de Oriente, Núcleo Anzoátegui

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO

DERECHOS

De acuerdo al artículo 41 del Reglamento de Trabajo de Grado:

“Los trabajos son propiedad exclusiva de la Universidad de Oriente, y solo podrán ser utilizados para otros fines con el consentimiento expreso del Consejo de Núcleo respectivo, quien participará al Consejo de Universidades”

AUTOR

Adriana Yuribi Sánchez Ramírez

TUTOR

Ing. Rayda Patiño

JURADO

Ing. Jairo Uricare

JURADO

Ing. Oly Guerra

POR LA SUBCOMISIÓN DE TESIS

Prof. Rayda Patiño