

**SIMULACIÓN DE UN SISTEMA DE CONTROL FEED-BACK EN LA TORRE  
T-2005 DE LA UNIDAD U-2000 DE LA REFINERIA DE BARRANCABERMEJA,  
IMPLEMENTANDO UN NUEVO LAZO DE CONTROL PARA LA CALIDAD DE  
LA NAFTA USANDO LA HERRAMIENTA DE SIMULACION ASPEN PLUS 8.8**

**JUAN CARLOS GUTIERREZ JULIO**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-QUÍMICAS  
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA  
BUCARAMANGA**

**2016**

**SIMULACIÓN DE UN SISTEMA DE CONTROL FEED-BACK EN LA TORRE T-2005 DE LA UNIDAD U-2000 DE LA REFINERIA DE BARRANCABERMEJA, IMPLEMENTANDO UN NUEVO LAZO DE CONTROL PARA LA CALIDAD DE LA NAFTA USANDO LA HERRAMIENTA DE SIMULACION ASPEN PLUS 8.8**

**JUAN CARLOS GUTIERREZ JULIO**

**Trabajo de grado presentado como requisito para optar por el título de ingeniero químico**

**Director:**

**GUSTAVO EMILIO RAMIREZ CABALLERO**

**Ph. D. en Ingeniería Química**

**Codirector:**

**WILSON ALCARAZ**

**Ingeniero Electromecánico**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-QUÍMICAS  
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA  
BUCARAMANGA**

**2016**

## **DEDICATORIA**

A mi familia en especial a mis padres, quienes con esa perseverancia motivaron mi vida para alcanzar esta meta y son la motivación para seguir logrando mis sueños. A mis hermanos por todo su apoyo y comprensión que han permitido el logro de este objetivo.

A la Universidad y compañeros, quienes con sus enseñanzas y experiencias nos han proporcionado las herramientas para mi formación profesional.

## **AGRADECIMIENTOS**

El Autor expresa su agradecimiento a las personas que de una u otra forma contribuyeron a la realización y desarrollo de esta obra en especial:

A Dios

**Al Ph. D. GUSTAVO EMILIO RAMIREZ** director del proyecto, por su orientación profesional y sentido de pertenencia con la institución.

**Al ingeniero electromecánico WILSON ALCARAZ** codirector del proyecto, por su valiosa colaboración en este proyecto.

**Al magister OMAR ANDRÉS BENAVIDES**, por su meritoria colaboración e instrucción en este trabajo.

**Al ingeniero GERMAN CASTELLANOS**, Por su inestimable colaboración en este proyecto

A mis compañeros y amigos por su apoyo y colaboración para que mi propuesta fuera lo mejor elaborada posible.

A mi familia por su paciencia y comprensión.

## CONTENIDO

	<b>Pág.</b>
INTRODUCCIÓN.....	14
1. MARCO TEÓRICO.....	17
1.1 CONTROL DINÁMICO MATRICIAL (DMC).....	17
1.2 HERRAMIENTA DE SIMULACIÓN.....	18
1.2.1 Elección del paquete termodinámico.....	18
1.2.2. Aspen Exchanger design & rating.....	21
1.2.3. Aspen plus dynamics.....	22
1.3. CARACTERIZACIÓN DEL CRUDO EN ASPEN PLUS.....	22
2. METODOLOGÍA.....	23
2.1 IDENTIFICACIÓN DE LA UNIDAD U-2000 ECOPETROL S.A.....	24
2.2 ESTRUCTURACIÓN DE LA SIMULACIÓN EN ESTADO ESTACIONARIO.....	24
2.2.1 Caracterización de crudo (ASSAY).....	24
2.2.2 Construcción del diagrama de flujo en el simulador.....	25
2.3 VALIDACIÓN DE LA SIMULACIÓN.....	28
2.4 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD.....	30
2.4.1 Análisis de sensibilidad para el flujo de Nafta.....	31
2.4.2 Análisis de sensibilidad para la temperatura de la curva de destilación D-86 al 95% en peso.....	31
2.4.3 Análisis de sensibilidad para la temperatura de la cima de la torre preflashT-2005.....	32

2.5 ESTRUCTURACIÓN DE LA SIMULACIÓN EN ASPEN PLUS DYNAMICS....	32
2.5.1 Implementación y sintonización de los lazos de control.....	33
2.5.2 Simulación de las perturbaciones y registro comparativo de datos. ....	34
3. CONCLUSIONES .....	43
4. RECOMENDACIONES.....	44
BIBLIOGRAFÍA.....	45
ANEXOS.....	47

## LISTA DE FIGURAS

	<b>Pág.</b>
Figura 1. Registro de °API del crudo alimentado a la U-2000.....	15
Figura 2. Diagrama simplificado de la U-2000. ....	17
Figura 3. Diagrama de flujo para la selección del paquete termodinámico.....	19
Figura 4. Metodología desarrollada .....	23
Figura 5. Diagrama de flujo con los lazos de control implementados (alternativas 1 y 2). ....	35
Figura 6. Respuesta a la perturbación N° 1. ....	36
Figura 7. Respuesta a la perturbación N° 2. ....	38
Figura 8. Respuesta a la perturbación N°3. ....	39
Figura 9. Respuesta a la perturbación N° 4. ....	40
Figura 10. Respuesta a la perturbación N° 5. ....	41

## LISTA DE TABLAS

	<b>Pág.</b>
Tabla 1. Paquetes básicos recomendados en función del tipo de proceso. ....	20
Tabla 2. Crudos procesados por la U-2000. ....	24
Tabla 3. Especificaciones de diseño para las válvulas. ....	27
Tabla 4. Variables de entrada para la validación de la simulación.....	29
Tabla 5. Composición de la pre mezcla liviana. ....	29
Tabla 6. % de error entre los datos de muestreo y la simulación.....	30
Tabla 7. Variables del análisis de sensibilidad.....	31
Tabla 8. Composición de los crudos alimentados en la simulación dinámica.....	33

## LISTA DE ANEXOS

	<b>Pág.</b>
Anexo A: Caracterización de crudos.....	47
Anexo B: Datasheet de Equipos .....	66
Anexo C: Planos de los equipos simulados.....	71
Anexo D: Resultados del muestreo en la T-2005.....	73
Anexo E: Diagramas del circuito preflash .....	74
Anexo F: Lazos de control implementados .....	76

## RESUMEN

**TITULO:** SIMULACIÓN DE UN SISTEMA DE CONTROL FEED-BACK EN LA TORRE T-2005 DE LA UNIDAD U-2000 DE LA REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA, IMPLEMENTANDO UN NUEVO LAZO DE CONTROL PARA LA CALIDAD DE LA NAFTA USANDO LA HERRAMIENTA DE SIMULACION ASPEN PLUS 8.8<sup>\*</sup>.

**AUTOR:** Juan Carlos Gutierrez Julio.<sup>\*\*</sup>

**PALABRAS CLAVE:** Aspen dynamics, control feed-back, torre preflash.

Todos los combustibles poseen ciertos criterios de calidad que se ven afectados por diferentes variables operacionales y la calidad de la materia prima. La torre fue diseñada para trabajar con crudos livianos que son escasos, dando como resultado que se alimenten crudos pesados difíciles de procesar. La realización de este trabajo muestra un cuadro comparativo de dos alternativas de control en la torre de destilación preflash (T-2005) de la refinería gerencia de Barrancabermeja. Para llevar a cabo lo anterior, primero se realiza la simulación en estado estacionario y se verifican los resultados con los reportados en campo. Posteriormente un análisis de sensibilidad es ejecutado con el fin de identificar las variables que producen mayor cambio en la calidad del producto, de esta manera se traza la nueva alternativa de control. La simulación en estado estacionario es exportada a Aspen plus dynamics y se instala la alternativa de control presente en la refinería, esta consiste en los lazos de nivel, presión y calidad de la nafta, en este sistema de control la calidad de la nafta es controlada de manera indirecta manteniendo la temperatura de cima manipulando en cascada el flujo de reciclo, se realizan las perturbaciones y se registran las variables de salida. Posteriormente se instala el nuevo sistema que varía del anterior solo en el lazo de calidad, este consiste en medir directamente la calidad de la nafta por medio de un sensor de la prueba ASTM D-86 al 95% en peso manipulando en cascada el flujo de vapor y el flujo de reciclo de manera simultánea, se realizan las mismas perturbaciones y se registran los datos. Finalmente se comparan ambos sistemas de control y se evalúa cual funciona mejor.

---

<sup>\*</sup> Proyecto de grado

<sup>\*\*</sup> Facultad de Ingenierías Físico-Químicas Escuela de Ingeniería Química Director: Ph. D. Gustavo Emilio Ramires Codirector: M.S.c. Wilson Alcaraz

## ABSTRACT

**TITLE:** SIMULATION OF FEED-BACK CONTROL SYSYTEM IN T-2005 TOWER U-2000 UNIT BARRANCABERMEJA REFINERY, IMPLEMENTING A NEW LOOP FOR QUALITY CONTROL NAFTA USING ASPEN PLUS 8.8 SIMULATION TOOL\*.

**AUTHOR:** Juan Carlos Gutierrez Julio\*\*.

**KEY WORDS:** Aspen dynamics, feed-back control, preflash tower.

### DESCRIPTION

All fuels have certain quality standards and these are affected by the different operational variables and the quality of the feedstock. The tower was design to work with light crudes and because of the fact that these are limited, giving as a result heavy crudes that are hard to process. This work shows a comparative chart of two alternative control in a pre-flash distillation tower (T-2005) from Management Barrancabermeja refinery. To accomplish this, first the simulation is performed in steady-state and those results are verified and reported in the field. Then a sensitivity analysis is performed in order to identify the variables that produce major change in product quality, in this way a new alternative of control is drawn. The steady-state simulation is exported to Aspen plus dynamics, and installs the new alternative for the current control in the refinery. This consists in the level, pressure and quality of naphtha loops, in this control system the quality of naphtha is controlled indirectly keeping temperature at the top, manipulating in cascading the flow recycle. Disturbances are performed and output variables are recorded, Subsequently the new system is installed and only varies from the previous in quality loops, this consists in measuring the quality of naphtha by using a sensor of the trial ASTM D-86 to 95% of weigh, manipulating in cascade the steam flow and the recycle flow simultaneously, the same disturbances are performed and data is recorded. Finally both control systems are compared and then evaluated to see which one works best.

---

\* Project of grade

\*\* Faculty of Engineering Physicochemical School of Engineering Chemical Director: Ph. D. Gustavo Emilio Ramires Codirector: M.S.c. Wilson Alcaraz

## INTRODUCCIÓN

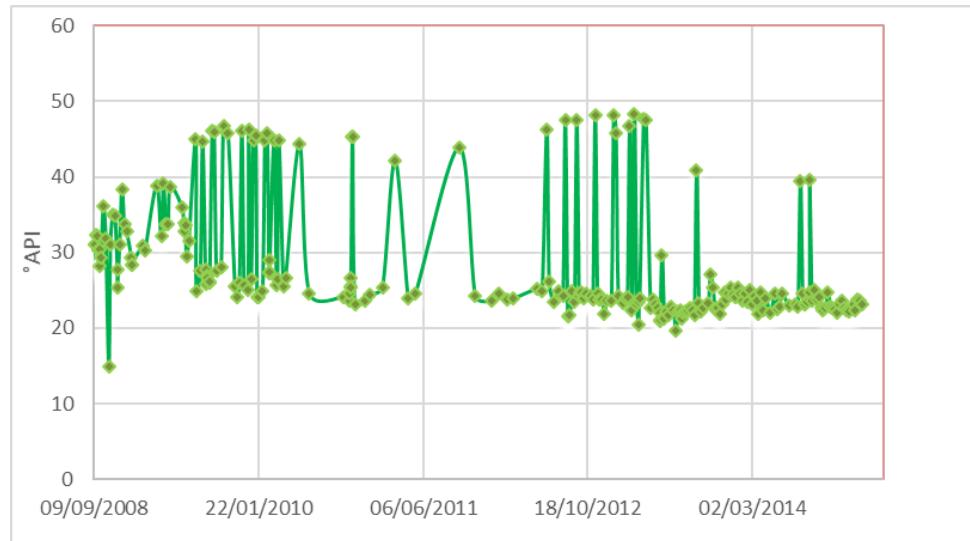
La unidad U-2000 de Ecopetrol es una unidad del complejo refinería de Barrancabermeja encargada de fraccionar crudo. Fue diseñada para cargar 30 KBPD de crudo, empleando una capacidad de 25 KBPD de crudo reducido como carga a la torre de destilación de vacío<sup>1</sup>. En 1998, Tipiel realizó el revamping de la unidad para aumentar la capacidad a 58.000 BPD de crudo Cusiana (crudo liviano), y a 55.000 BPD de crudo mezclado, manteniendo, para el lado vacío, una capacidad de 34.000 BPD de crudo reducido. Para lograr estos niveles de carga, se incluyó una torre preflash y adecuaciones en la torre atmosférica T-2000 y la torre debutanizadora T-2004. Para el año 2010, la unidad aún operaba con crudo o mezclas livianas entre 30 y 36 °API<sup>2</sup>; sin embargo, en los últimos años se han empleado crudos pesados entre 22 y 26 °API en la unidad U-2000, lo cual ocasiona un cambio constante en la composición del alimento (ver Figura 1), disminuyendo la eficiencia y calidad del proceso.

---

<sup>1</sup> ECOPETROL Petroleo en Colombia [en línea] disponible en: <http://www.ecopetrol.com.co/especiales/elpetroleoysumundo/petroleoencolombia3.htm>

<sup>2</sup> VICEPRESIDENCIA REFINACIÓN Y PETROQUÍMICA GERENCIA COMPLEJO BARRANCABERMEJA Manual de descripción de procesos de la unidad Crudo U 2000

**Figura 1. Registro de °API del crudo alimentado a la U-2000.**



Fuente: Programa de registro y control PI Ecopetrol.

Por otra parte, después de la puesta en marcha del nuevo sistema de control DMC (Matriz dinámica de control)<sup>3</sup>, el funcionamiento de la planta es autoajutable. Sin embargo, la instalación del DMC se realizó tomando en cuenta los lazos de control vigentes en la planta en el momento de la modernización, ocasionando que no se incluyera como variable de control el flujo de vapor en la torre preflash T-2005, la cual influye en la calidad y la cantidad del producto obtenido de la torre y en los gastos energéticos de la planta (flujo de vapor). Por este motivo, es de interés de Ecopetrol evaluar, por medio de una herramienta de simulación, ciertas alternativas en la operación en estado estacionario y dinámico de la torre, con el fin de mejorar el funcionamiento de la planta ante el continuo cambio en el tipo de carga de alimentación.

En el presente trabajo, se realiza la simulación en estado estacionario de la torre T-2005 de la U-2000 con las variables operacionales dadas en septiembre de 2015, validando los resultados arrojados por la herramienta computacional con

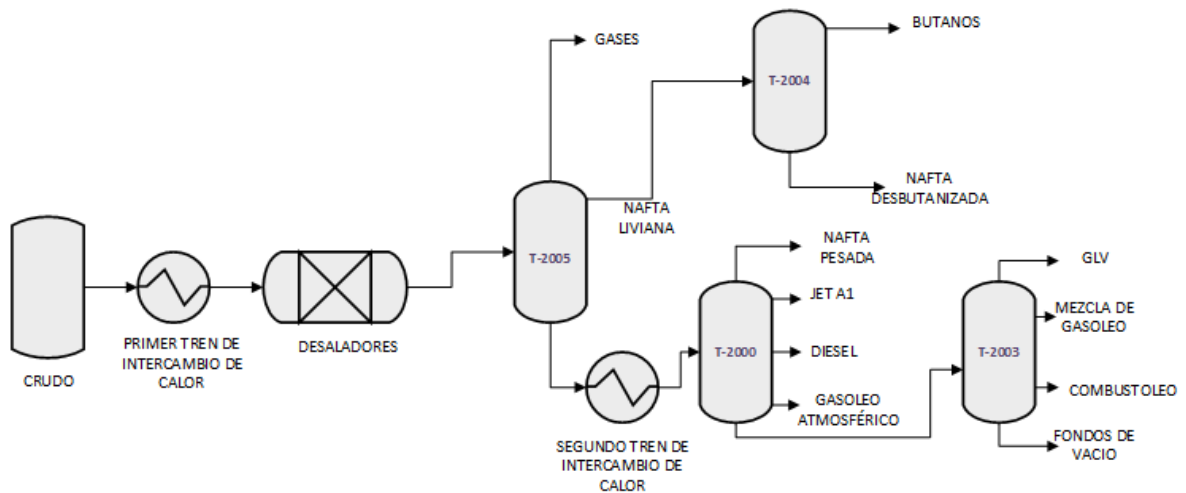
<sup>3</sup> DIAZ, ARGEMIRO P.; CORTEJO, KATTY M.; CHAMORRO, RAMIRO J. Control por matriz dinámica (DMC): Sistemas de lazo simple y Multivariable En: Prospectiva Vol. 8 Nume. 2 2010

datos reales del proceso. Posteriormente, se realiza un análisis de sensibilidad para identificar las variables de más influencia en la calidad y cantidad del producto (nafta liviana), con el fin de comprobar la viabilidad de la implementación de un nuevo lazo de control para regular el funcionamiento de la torre. Luego, se exporta la simulación a estado dinámico, donde se realiza un cuadro comparativo de la respuesta del sistema de control actual y la nueva alternativa propuesta en este trabajo, reportando una importante mejora en el control de la calidad de la nafta empleando el nuevo sistema de control, aunque se obtiene un mayor consumo de vapor y mayor operación de reflujo.

## 1. MARCO TEÓRICO.

La planta U-2000, mostrada en la Figura 2, es una unidad fraccionadora de crudo que posee 4 torres de destilación: torre preflash, torre atmosférica, torre de vacío y torre desbutanizadora. El crudo alimentado de materias primas pasa por la torre preflash T-2005, donde se separan los gases y la nafta liviana; posteriormente, la nafta liviana se lleva a la torre desbutanizadora T-2004, separando el butano. Los fondos de la preflash se conducen a la torre atmosférica T-2000, fraccionando la nafta pesada, el jet A1, el diésel y el gasóleo atmosférico. Los fondos de la torre atmosférica fluyen a la torre de vacío T-2003, donde se fraccionan a GLV, mezcla de gasóleo, combustóleo y, por último, los fondos de vacío<sup>4</sup>. Este trabajo se enfoca en la torre T-2005 y su control.

**Figura 2. Diagrama simplificado de la U-2000.**



### 1.1 CONTROL DINÁMICO MATRICIAL (DMC).

<sup>4</sup> VICEPRESIDENCIA REFINACIÓN Y PETROQUÍMICA GERENCIA COMPLEJO BARRANCABERMEJA Op. Cit.

La tecnología DMC es un sistema de control predictivo que funciona basándose en el principio de superposición, de este modo, si se conoce la respuesta del sistema frente a cambios en la variable manipulada, o frente a una perturbación medible, y se conoce cuál es el comportamiento adecuado de la variable del proceso, entonces es posible encontrar la señal del controlador que mantenga el sistema dentro de esos márgenes de funcionamiento manipulando las variables al tiempo para minimizar el error<sup>5</sup>. Este es el sistema de control actual en la U-2000, lo que se busca con este trabajo es modelar de manera simplificada el comportamiento dinámico de la torre T-2005 con la adición de nuevas variables de control.

## 1.2 HERRAMIENTA DE SIMULACIÓN

*Aspen Plus* es una herramienta de simulación que permite el diseño y optimización de procesos químicos y petroquímicos en estado estacionario y dinámico. El Software es constantemente utilizado en la industria de petróleo y gas, pues permite modelar más de 50 operaciones unitarias, usando una base de datos de más de 2000 compuestos y sus propiedades, como sustancias puras, electrólitos, crudos, correlaciones específicas para fracciones de petróleo, procesos de reciclo, entre otros<sup>6</sup>.

**1.2.1 Elección del paquete termodinámico.** Uno de los principales requisitos para la simulación en *Aspen plus* es la elección de uno o varios paquetes termodinámicos, con el fin de calcular correctamente las propiedades físicas y los coeficientes de interacción de todas las corrientes<sup>7</sup>. Por esta razón, el usuario debe elegir cuidadosamente el modelo termodinámico a utilizar, ya que en muchas

---

<sup>5</sup> DIAZ, ARGEMIRO P.; CORTEJO, KATTY M.; CHAMORRO, RAMIRO J. Op. Cit.

<sup>6</sup> DYMENT Jennifer, MANTRALA Vidya Jump Start: Getting Started with Aspen Plus © V8 2015

<sup>7</sup> FERNÁNDEZ ROCHA, R. A. Curso básico de simulación de procesos con Aspen Hysys 2006

ocasiones el programa converge con la información suministrada, pero, si no es empleado el modelo adecuado, las especificaciones de salida no se ajustan a la realidad física del proceso. Por ello, a la hora de escoger un paquete termodinámico se deben tener en cuenta criterios como: el tipo de sustancia, la operación unitaria, composición, fases involucradas, presión, temperatura, entre otros<sup>8</sup>. En el presente trabajo se tienen en cuenta las siguientes especificaciones:

- **Tipo de sustancia:** hidrocarburos (se considera un pseudocompuesto por su difícil caracterización) y agua.
- **Operación unitaria:** Destilación en una torre preflash para la obtención de nafta (ELV).
- **Presión:** cercana a la presión atmosférica
- **Temperatura:** las corrientes y la torre se encuentran y operan en un rango de 50 a 500 °F para el hidrocarburo, y de 70 a 800 °F para el agua.
- **Fases:** líquido y vapor, más la interacción con el agua libre.

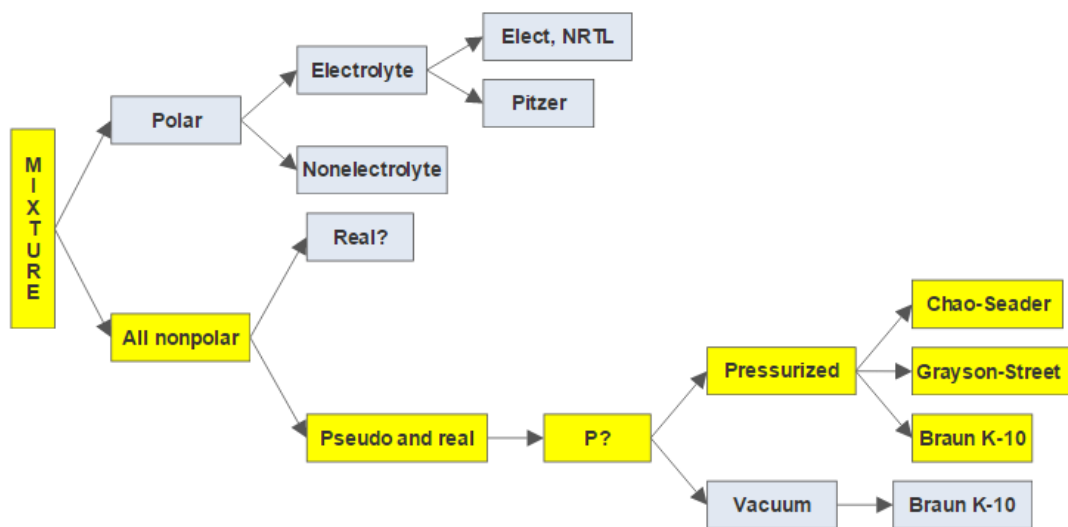
En este orden de ideas, la Figura 3 muestra el diagrama propuesto por Carlson para la elección del paquete termodinámico<sup>9</sup>.

### **Figura 3. Diagrama de flujo para la selección del paquete termodinámico.**

---

<sup>8</sup> ASPEN TECH. Getting Started Modeling Petroleum Processes. Burlington

<sup>9</sup> RING, TERRY A. Property Selection [en línea] disponible en:  
<http://www.che.utah.edu/~sutherland/PropertySelection.pdf>



Fuente: RING, TERRY A. Property Selection [en línea] disponible en: <http://www.che.utah.edu/~sutherland/PropertySelection.pdf>

Teniendo en cuenta los anteriores criterios, se trazó el camino resaltado de color amarillo mostrado en la figura anterior, arrojando, como posibles alternativas, los modelos de Chao-Seader, Grayson-Streed y Braun k-10. Por otra parte, en la Tabla 1 se muestran criterios de selección propuestos por *Aspen tech*<sup>10</sup>.

**Tabla 1. Paquetes básicos recomendados en función del tipo de proceso.**

Tipo de Proceso	Paquete Termodinámico recomendado
Deshidratación de TEG	PR
Acuoso ácido	Sour PR
Procesamiento de gas criogénico	PR, PRSV
Separación de aire	PR, PRSV
Torres atmosféricas de crudo	PR y sus variantes, Grayson Streed (GS)
Torres a vacío	PR y sus variantes, GS, Braun K10, Esso
Torres de etileno	Lee Kesler Plocker
Sistemas con alto contenido de H <sub>2</sub>	PR, Zudkevitch-Joffee (ZJ), GS
Reservorios	PR y sus variantes
Sistemas de vapor	ASME Steam, Chao Seader, GS

<sup>10</sup> ASPEN TECH Property Methods and 2015

Tipo de Proceso	Paquete Termodinámico recomendado
Inhibición de hidratos	PR
Productos químicos	Modelos de actividad, PRSV
Alquilación de HF	PRSV, NRTL
Hidrocarburos-agua (alta solubilidad del agua en HC)	Kabadi Danner
Separaciones de hidrocarburos	PR, SRK
Aromáticos	Wilson, NRTL, UNIQUAC
Hidrocarburos sustituidos (cloruro de vinilo, acrilonitrilo)	PR, SRK
Producción de éter (MTBE, ETBE, ter-amil metil eter TAME)	Wilson, NRTL, UNIQUAC
Plantas de etilbenceno / estireno	PR, SRK o Wilson, NRTL, UNIQUAC (según la tecnología de producción)
Producción de ácido tereftálico	Wilson, NRTL, UNIQUAC
Planta de amoníaco	PR, SRK

Fuente: RING, TERRY A. Property Selection [en línea] disponible en: <http://www.che.utah.edu/~sutherland/PropertySelection.pdf>

Considerando la información anteriormente presentada, para la fase del combustible quedan como posibles modelos Grayson Streed y Peng Robinson; sin embargo, Peng Robinson presenta buenos resultados al modelar componentes hidrocarburos reales, por este motivo no se recomienda para modelar procesos de simulación de crudos ya que estos se modelan por medio de pseudocomponentes<sup>11</sup>. En este orden de ideas, el modelo a utilizar es Grayson Streed y sus variantes, para la fase de agua libre usó STEAM-TA (modelo especializado para esta sustancia en fase libre).

**1.2.2. Aspen Exchanger design & rating.** El *Aspen Exchanger Design* (EDR) permite a los usuarios de *Aspen Plus* y *Aspen HYSYS* especificar el tamaño y la geometría de los intercambiadores de calor directamente al diagrama de flujo. Los

---

<sup>11</sup> Ibíd.

modelos rigurosos proporcionan un modelado térmico e hidráulico de mayor precisión en la simulación<sup>12</sup>.

**1.2.3. Aspen plus dynamics.** *Aspen Plus Dynamics* toma el modelado de procesos de estado estable y lo lleva a estado dinámico, ya que integra la variable “tiempo” a la simulación, originando simulaciones dinámicas para un mejor análisis de la conducta y la seguridad de la planta<sup>13</sup>. El entorno de simulación permite importar modelos de estado estacionario existentes desde *Aspen Plus*, facilitando el ejecutar escenarios de emergencia, evaluar los procedimientos de inicio (arranque) y cierre, esquemas de control de la prueba, y los procesos de diseño de proceso por lotes<sup>14</sup>.

### 1.3. CARACTERIZACIÓN DEL CRUDO EN ASPEN PLUS.

La caracterización de un crudo en *Aspen Plus* se realiza mediante la herramienta *Assay/Blend*, ubicada en el entorno básico de la simulación en la interfaz *Properties*. Para la caracterización *Aspen Plus* requiere ciertos paquetes de información entre ellos las curvas de destilación, *light ends* (composición de livianos), *bulk properties*<sup>15</sup> ( propiedades másicas). Sin embargo, no es necesario ingresar todos los datos mencionados anteriormente al simulador; pero mientras se pueda ingresar la mayor cantidad de información, los resultados de la caracterización serán más aproximados a la realidad.

---

<sup>12</sup> TOM RALSTON, Steve Noe. Getting Started — Aspen Shell & Tube Exchanger 2015

<sup>13</sup> ASPEN TECH Aspen Dynamics 2004

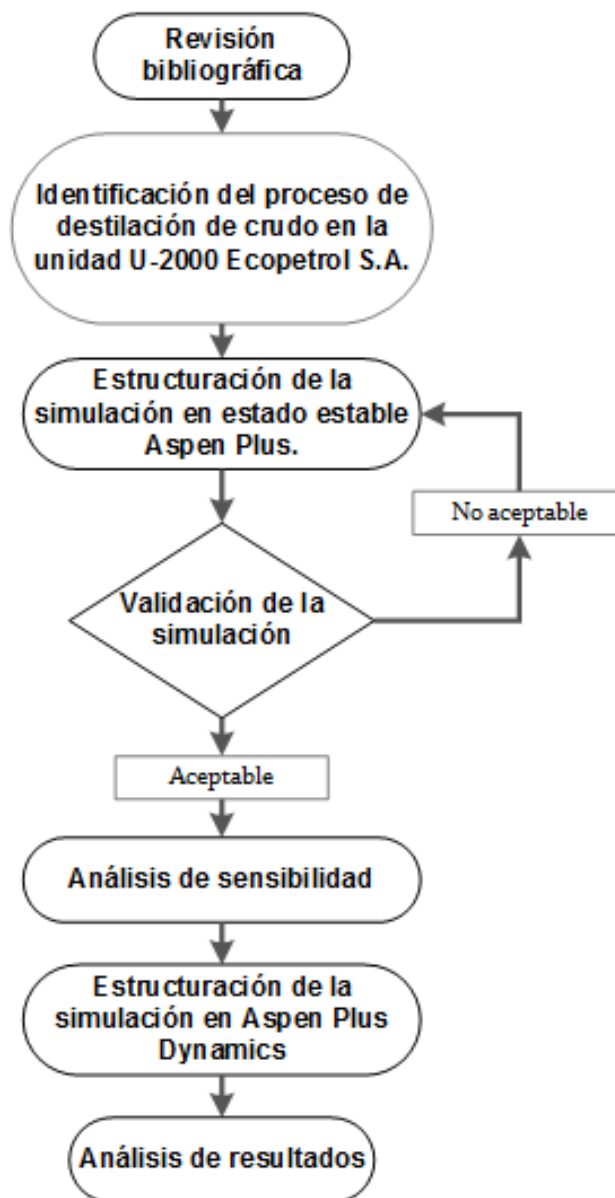
<sup>14</sup> ASPEN TECH. ASpen Plus dynamic [en línea] disponible en: <http://www.aspentech.com/products/engineering/aspen-plus-dynamics/>

<sup>15</sup> ASPEN TECH. Oil Characterization 2005

## 2. METODOLOGÍA.

Para la realización del presente trabajo, se empleó el diagrama metodológico mostrado en la Figura 8.

**Figura 4. Metodología desarrollada**



## 2.1 IDENTIFICACIÓN DE LA UNIDAD U-2000 ECOPETROL S.A.

En esta etapa se recolectó la información necesaria para la realización de este proyecto: datos históricos de la planta, diagramas de flujo, características técnicas de equipos, especificaciones sobre el funcionamiento de la torre T-2005. Información adjunta en el Anexo A, B, C y E

## 2.2 ESTRUCTURACIÓN DE LA SIMULACIÓN EN ESTADO ESTACIONARIO.

Para llevar a cabo la simulación de la unidad, primero se introdujeron todos los crudos que maneja la unidad al simulador Aspen Plus, luego se construyó el diagrama de flujo con todas las especificaciones de los equipos que forman parte del proceso.

**2.2.1 Caracterización de crudo (ASSAY).** Cada pozo de petróleo tiene sus propias características; por lo tanto, se requiere la caracterización de todos los crudos que se alimentan a la unidad. Para ello, se emplea la información suministrada de los crudos alimentados en los meses de agosto y septiembre de 2015. Los crudos se muestran en la Tabla 2.

**Tabla 2. Crudos procesados por la U-2000.**

CRUDO	SIGLA	GRAVEDAD ESPECIFICA (SPG)	GRAVEDAD API
Vasconia mezcla	VS1	0,9192	22,44
Casabe	CSB	0,9249	21,49
Caño Limón	CLM	0,8787	29,53
Payo	PAY	0,8911	27,29
Provincia	PRO	0,8985	25,98
Castilla	CSE	0,9502	17,42
HCT	HCT	0,8691	31,31

CRUDO	SIGLA	GRAVEDAD ESPECIFICA (SPG)	GRAVEDAD API
Belasquez	BEL	0,8275	39,50
Rubiales	RUB	0,9795	12,96

Fuente: Ecopetrol S.A.

Para la introducción de los crudos al simulador Aspen plus, se hicieron los siguientes pasos: Introducción de la curva de destilación TBP (True Boiling Point), introducción de los *Light-Ends* o compuestos livianos, Introducción de los *Bulk Properties* (gravedad específica, azufre, parafinas, naftenos, aromáticos, punto puro, carbón, RVP, asfáltenos)<sup>16</sup>. En el anexo A se muestran las gráficas arrojadas por el simulador después de introducir la información correspondiente de cada crudo.

**2.2.2 Construcción del diagrama de flujo en el simulador** . La construcción del simulación se hizo siguiendo los diagramas de la torre expuestos en el anexo E. Se empieza con la creación de las corriente de crudo que entran a la unidad, la simulación en estado estacionario se hizo con crudo VS1 (ver tabla 2) .El crudo entra a una temperatura de 90°F, presión de 296 Psig y un flujo de 53 Kbb/d, este crudo pasa por los intercambiadores de cima E-2002A/B de la torre T-2005 en flujo paralelo.

La simulación detallada de los intercambiadores de cima de la torre se hizo por medio *Aspen Exchanger Design*<sup>17</sup>, estos se importan a *Aspen Plus* . Las geometrías de los intercambiadores y toda la información cargada al simulador está expuestas en el anexo B.

<sup>16</sup> Ibíd.

<sup>17</sup> ASPEN TECH. ASPEN EDR [en línea] disponible en: <http://www.aspentech.com/products/aspens-edr.aspx>

Después el crudo pasa por un tren de intercambio de calor donde se vaporiza parcialmente, esta sección fue simulada de forma ideal por medio de un *heater* debido a que las corrientes de intercambio son provenientes de la torre atmosférica y la de vacío. Se especificó una Temperatura de salida de 338 °F y una presión de 30 psig. Después del primer tren de intercambio, el crudo pasa a torre T-2005, en esta torre se alimenta vapor de agua a 50 psig y 700 °F para arrastrar la nafta hacia la cima de la torre. Las especificaciones de la torre introducidas al simulador se tomaron del anexo B y C y se presentan a continuación.

- El número de platos es igual a 25
- El crudo (corriente 9) entra en el plato número 19
- La corriente de vapor 11 entra en el plato 25.
- La caída de presión de diseño por plato es igual a 0,2 psi.
- La presión de la cima fue asignada con el valor 15,6 psig, este valor fue tomado del sensor situado en la cima de la torre en el momento de la toma de muestra para la validación de datos.
- Los platos de la estación 1 a la 20 son de forma *Nutter Float Valve*, con un espaciado entre platos igual a 30 in.
- Los platos de la estación 21 a 25 son de tipo *Bubble Cap* (tapa de burbuja) con un espaciado de 24 in.
- Los platos tienen un diámetro de 90 in, con un área activa del 90% del área total, 10 % del área en agujeros, 0,083 ft de diámetro de agujeros, 10 % de zona bajante de escape y un factor de espuma de 1, los datos restantes para la parte hidráulica de la torre fueron asignados por defecto del simulador.
- Sumidero de forma elíptica con 244 y 150 in de altura y diámetro respectivamente.

Es importante resaltar que se creó una corriente ficticia FICT, esta posee un flujo mínimo de agua y se hace con fin de proporcionar un inicio de iteración al solver debido a que se desconoce el momento de iniciar. La nafta sale de la preflash y

pasa en serie por lado carcasa a los intercambiadores E-2002A/B y luego pasa al intercambiador E-2011. Este equipo se montó de la misma manera arriba mencionada, es importante destacar que en este equipo se intercambia energía con agua de enfriamiento a 25°C de temperatura, el flujo se fijó de tal manera que se obtuvo una temperatura de salida de 105 °F para la nafta subenfriada . La nafta condensada pasa al tanque D-2019, este equipo es un separador de tres fases (gases, nafta, agua libre). Las especificaciones del tanque se muestran a continuación

- Tanque separador de tres fases, presión de 14,37 psig
- Se omite la bota recolectora de agua, ya que el simulador no permite esta forma de equipo
- El tanque es de forma elíptica, con 8018 mm de largo y 1131 mm de diámetro (ver anexo C).

El montaje de las bombas se hizo de manera ideal indicando solo la presión de descarga. Respecto a las válvulas no fue posible conseguir las constantes dinámicas; por lo tanto, se especificó el tamaño y el tipo de flujo pero con las constantes del fabricante Neles-Jamesbury, Los valores introducidos se muestran en la Tabla

**Tabla 3. Especificaciones de diseño para las válvulas.**

<b>Equipo</b>	<b>Tamaño [in]</b>	<b>Tipo de flujo</b>	<b>Presión de descarga [psig]</b>	<b>% apertura</b>
VAL-1	10	lineal	290	--
VAL-2	10	lineal	25	--
VAL-3	6	lineal	50	--
VAL-4	2	igual %	--	0
VAL-5	2	igual %	--	0
VAL-6	2	igual %	14,37	--
VAL-7	4	lineal	105,3	--
VAL-8	4	igual%	20	--

<b>Equipo</b>	<b>Tamaño [in]</b>	<b>Tipo de flujo</b>	<b>Presión de descarga [psig]</b>	<b>% apertura</b>
VAL-9	2	igual %	12	--
VAL-10	10	igual %	254	--
PREC-1	--	--	30	--
MP-2002	--	--	435	--
MP-2034	--	--	260	--

Fuente: Ecopetrol S.A.

La corriente NAF es de nafta proveniente de otra unidad, se creó una asa con la curva TBP reportada en el muestreo de la planta (ver anexo D). Para el estado estacionario se especificó con un flujo de 0 bbl/d.

Es importante tener en cuenta que todos los valores de las variables operacionales fueron tomados del COR ( Centro de Optimización de la Refinería).

### **2.3 VALIDACIÓN DE LA SIMULACIÓN**

Este procedimiento se llevó acabo comparando las variables de operación de la planta con los obtenidos por medio del simulador. Además, es necesario comprobar la calidad del producto obtenido (Nafta), realizando las diferentes pruebas de laboratorio para caracterizar el producto de la planta y comparar con las curvas arrojadas por el software. Las variables de funcionamiento de proceso se promediaron de los datos reportados por registro y control PI de Ecopetrol S.A el día de muestreo. Las variables introducidas fueron las siguientes:

**Tabla 4. Variables de entrada para la validación de la simulación**

<b>Variables</b>	<b>Unidades</b>	<b>Valor</b>
Flujo de crudo	[bbl/d]	52.122,62
Flujo de vapor	[lb/d]	7.991,30
T. crudo entrada	[°F]	337,93
Reflujo de cima	[bbl/d]	1.025,91
Presión D-2019	[psig]	14,37

Fuente: Promedio P.I. Ecopetrol S.A.

El tipo de crudo tomado como referencia de validación fue una pre mezcla liviana, con la siguiente composición.

**Tabla 5. Composición de la pre mezcla liviana.**

<b>Crudo</b>	<b>Fracción peso</b>
CLM	0,2
HCT	0,2
PRO	0,3
CSE	0,3

Fuente: Materias primas Ecopetrol S.A,

Los datos arrojados por el simulador muestran un error significativo en el flujo de salida de Nafta y en los primeros puntos de la curva de destilación D-86. Este comportamiento es consecuencia de la desactualización de la ASSAYS con las que se ha realizado la caracterización del crudo, ya que poseen una fecha de realización del año 2007. Al día de hoy, se han adherido más pozos a las líneas de transporte del crudo, los cuales pueden estar afectando la data que fue ingresada al software. Así mismo, parte de los fondos de la torre de vacío se recirculan a la torre preflash, aumentando la gravedad específica del crudo alimentado aumentando la carga pesada a la torre. La simulación presenta un error del 10 % en el flujo de nafta producto y de 3,95 % en la T-D86 al 95% en peso; la precisión de la simulación es aceptable, teniendo en cuenta la cantidad de suposiciones

que se llevaron a cabo en su montaje, en la tabla 6 se presenta los resultados de la validación.

**Tabla 6. % de error entre los datos de muestreo y la simulación**

<b>Variable</b>	<b>Muestreo</b>	<b>Simulación</b>	<b>% Error</b>
Flujo de nafta [bbl/d]	4.254,80	4.672,60	9,82
Flujo de fondos [bbl/d]	47.448,80	47.455,20	0,01
T D-86 % peso	°F	°F	--
PIE	82,6	134,93	63,35
5	88,7	144,63	63,06
10	108	148,5	37,50
30	159,1	167,95	5,56
50	203,5	191,89	5,71
70	245,2	221,25	9,77
90	319,1	292,25	8,41
95	358,9	344,73	3,95
PFE	416,8	397,2	4,70
°API	68	64,4	5,29

## **2.4 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD.**

La finalidad de esta fase es encontrar las variables más influyentes en los diferentes parámetros de funcionamiento, como la cantidad de producto, su calidad y la temperatura de cima. Este análisis permite visualizar la susceptibilidad de las variables de salida frente a cambios en las variables de entrada. Para el análisis de sensibilidad, se corrió la simulación con crudo VS1, buscando simular el comportamiento de un crudo de difícil fraccionamiento con un °API 22,43. Los parámetros variables para el análisis de sensibilidad se muestran en la tabla 7. Así mismo, para el análisis se empleó una regresión múltiple con intervalos estandarizados para dar el mismo dominio a las variables independientes de la simulación. Los datos arrojados por el simulador fueron exportados al software estadístico *Statgraphics Centurion XVI.I®* en su versión de prueba, donde se

realizó la regresión múltiple; de esta forma, la variable manipulada que presente mayor valor absoluto de pendiente en la ecuación lineal para la predicción de una variable observada, es la variable de mayor influencia, lo cual la hace una variable de interés en manipular para controlar la variable observada.

**Tabla 7. Variables del análisis de sensibilidad.**

Variable	Manipulada	Observada	Rango	# Puntos
Presión de cima [PC]	x	--	14 a 20 [psig]	4
Flujo de vapor [FV]	x	--	5,5 a 10 [klb/h]	10
Flujo de Reciclo [FR]	x	--	800 a 1500 [bbl/d]	5
Flujo de nafta [FN]	--	x	--	200
T. D86 al 95% [TD86]	--	x	--	200
T. cima [TC]	--	x	--	200

**2.4.1 Análisis de sensibilidad para el flujo de Nafta.** La regresión múltiple dió como resultado la siguiente ecuación.

$$FN = 2880,21 - 117,289 * PC - 403,112 * FR + 997,853 * FV$$

Este análisis nos indica, que la variable flujo de nafta [FN] es más sensible al flujo de vapor de arrastre [FV] ya que posee mayor pendiente.

**2.4.2 Análisis de sensibilidad para la temperatura de la curva de destilación D-86 al 95% en peso.** La regresión múltiple dio como resultado la siguiente ecuación.

$$TD86 = 341,337 - 12,4538 * PC - 60,4434 * FR + 42,7238 * FV$$

Este análisis nos indica que la temperatura de la curva D-86 al 95% destilado es más sensible al flujo de reciclo. También expone que el flujo de vapor influye de

manera significativa en esta variable; por lo tanto, abre la posibilidad de controlar la calidad de la nafta manipulando dicha corriente.

**2.4.3 Análisis de sensibilidad para la temperatura de la cima de la torre preflashT-2005.** La regresión múltiple dió como resultado la siguiente ecuación.

$$TC = 253,143 + 1,6088 * PC - 37,223 * FR + 22,177 * FV$$

El análisis muestra que la temperatura de la cima de la torre es más sensible al flujo de reciclo.

El análisis de sensibilidad permitio observar las funciones de transferencia que poseen mayor ganancia en relación a las variables de salida, mostrando lo suceptible que son la temperatura de cima y la T-D86 al flujo de reciclo y al flujo de vapor

## **2.5 ESTRUCTURACIÓN DE LA SIMULACIÓN EN ASPEN PLUS DYNAMICS.**

Para realizar la exportación a *Aspen Plus Dynamics*, se debe activar el ambiente dinámico y especificar los aspectos de diseño de los diferentes equipos (ver anexo c). Antes de empezar la exportación, se añadieron 3 corrientes extra de alimento de crudo, cada una de ellas con una composición diferente (ver Tabla 8), con el fin de poder simular un cambio en la composición del alimento. Para la exportación, primero se debe realizar el *Pressure-Checker* y observar los errores de presión presentes en los puntos de mezcla de corrientes, eliminar dichos errores y exportar.

Por otra parte, el control de la nafta liviana se hace por medio de la temperatura de la prueba D86 al 95% con un valor de 360°F, con un error máximo de  $\pm 5$  °F<sup>18</sup>. El sistema de control actual (alternativa 1) controla este punto manteniendo la temperatura de cima de la torre en 280 °F, manipulando el reciclo en cascada; pero presenta ciertos inconvenientes cuando se cambia la composición de alimento y, por lo tanto, el set-point de este lazo debe ser constantemente ajustado. En vista de esto, la nueva opción (alternativa 2) que se evaluó en este trabajo es la implementación de un sistema de control feed-back que mide de manera directa el punto de calidad por medio de un sensor de Temperatura D-86 al 95%, con un tiempo muerto de 3 min, manipulando dos variables en cascada (flujo de reciclo y flujo de vapor), asemejando el comportamiento de respuesta de un sistema DMC sin el componente predictivo.

**Tabla 8. Composición de los crudos alimentados en la simulación dinámica.**

Corriente	Composición [%wtg]		°API	SG
C-1	CLM	0,2	26,7	0,8944
	HTC	0,2		
	PRO	0,3		
	VOS	0,3		
C-2	VS1	0,5	25,4	0,9018
	CLM	0,3		
	PAY	0,1		
	PRO	0,1		
C-3	CLM	0,5	28,1	0,8863
	PAY	0,3		
	PRO	0,2		
C-4	RUB	1	13,7	0,9761

**2.5.1 Implementación y sintonización de los lazos de control.** Se instalaron los respectivos lazos de las alternativas 1 y 2 de control para comparar la eficiencia de ambos ante diferentes perturbaciones. Los lazos de control implementados se

<sup>18</sup> VICEPRESIDENCIA REFINACIÓN Y PETROQUÍMICA GERENCIA COMPLEJO BARRANCABERMEJA Op. Cit.

muestran en el anexo F. Un aspecto importante a tener en cuenta es el funcionamiento del lazo PC-D2019, ya que este funciona en rango dividido operando 3 válvulas: cuando la señal del controlador es de 0 a 33 % opera la VAL-6, de 33-66 % la VAL-5 y de 66-100 la VAL-4.

En este orden de ideas, el siguiente paso es la sintonización de los controladores, realizado empleando la herramienta de sintonización en lazo cerrado que posee *Aspen Plus Dynamics*, utilizando los métodos de *Ziegler-Nichols*<sup>19</sup> para los controladores PID y *Tyres-Luyben*<sup>20</sup> para los PI. En anexo F se muestran los valores de sintonización para los diferentes lazos.

En la figura 5 se muestra el diagrama de flujo con los lazos de control de las alternativas de control 1 y 2 instalados.

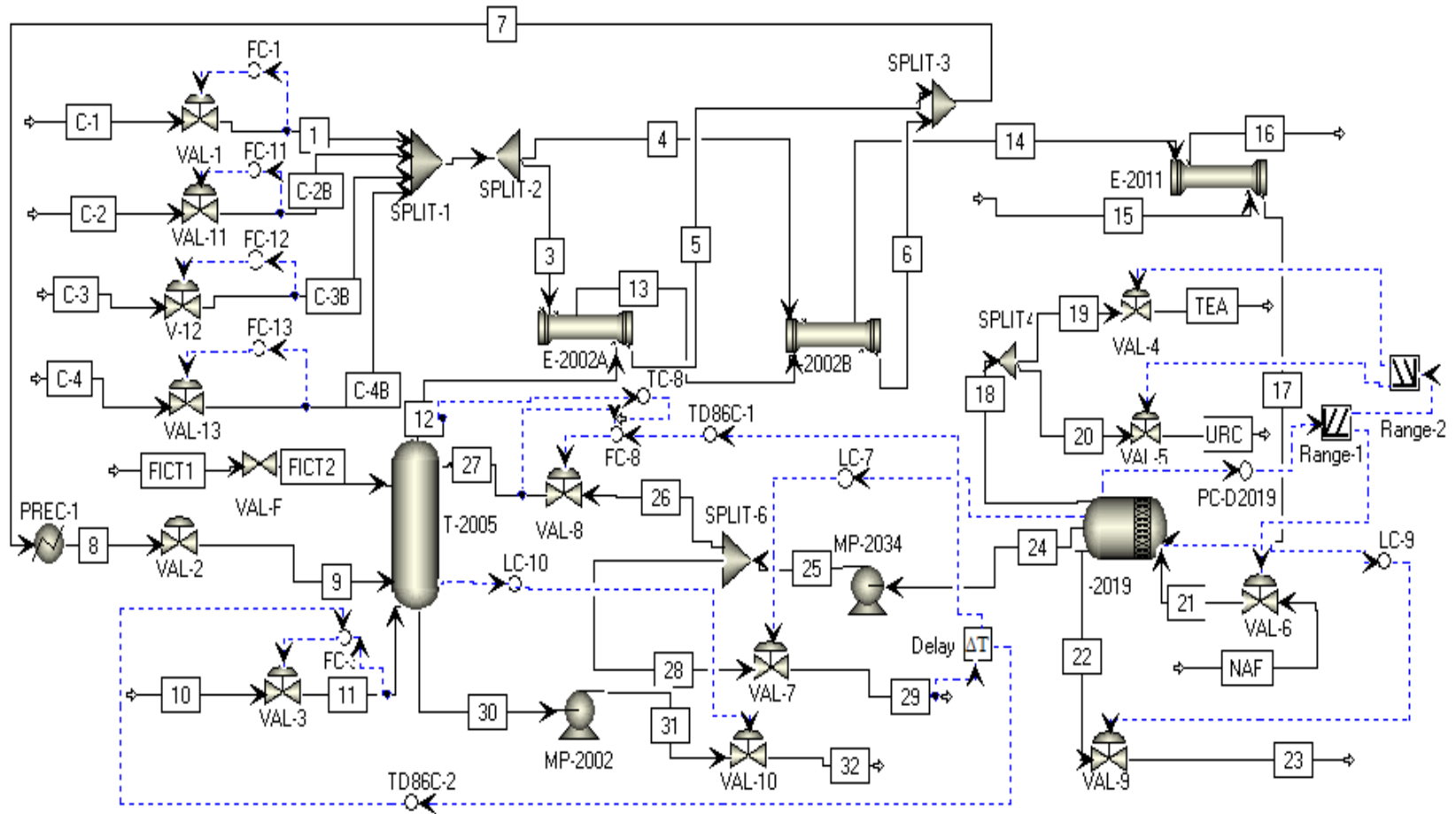
**2.5.2 Simulación de las perturbaciones y registro comparativo de datos.** Se realizaron 5 perturbaciones las cuales están generando problemas actualmente en la torre, tres de ellas donde se cambia el crudo de alimentación y se mantiene el mismo caudal de carga. Las otras dos perturbaciones se hicieron para un aumento o disminución de 3000 bbl/d en la carga.

---

<sup>19</sup> SMITH, CARLOS A.; CORRIPIO, ARMANDO B. Control Automático de procesos teoría y práctica Balderas- Mexico D.F. Limusa S.A. 2007

<sup>20</sup> LUYBEN, WILLIAM L. Distillation design and control using aspen simulation. Bethlehem, Pennsylvania AIChE 2013

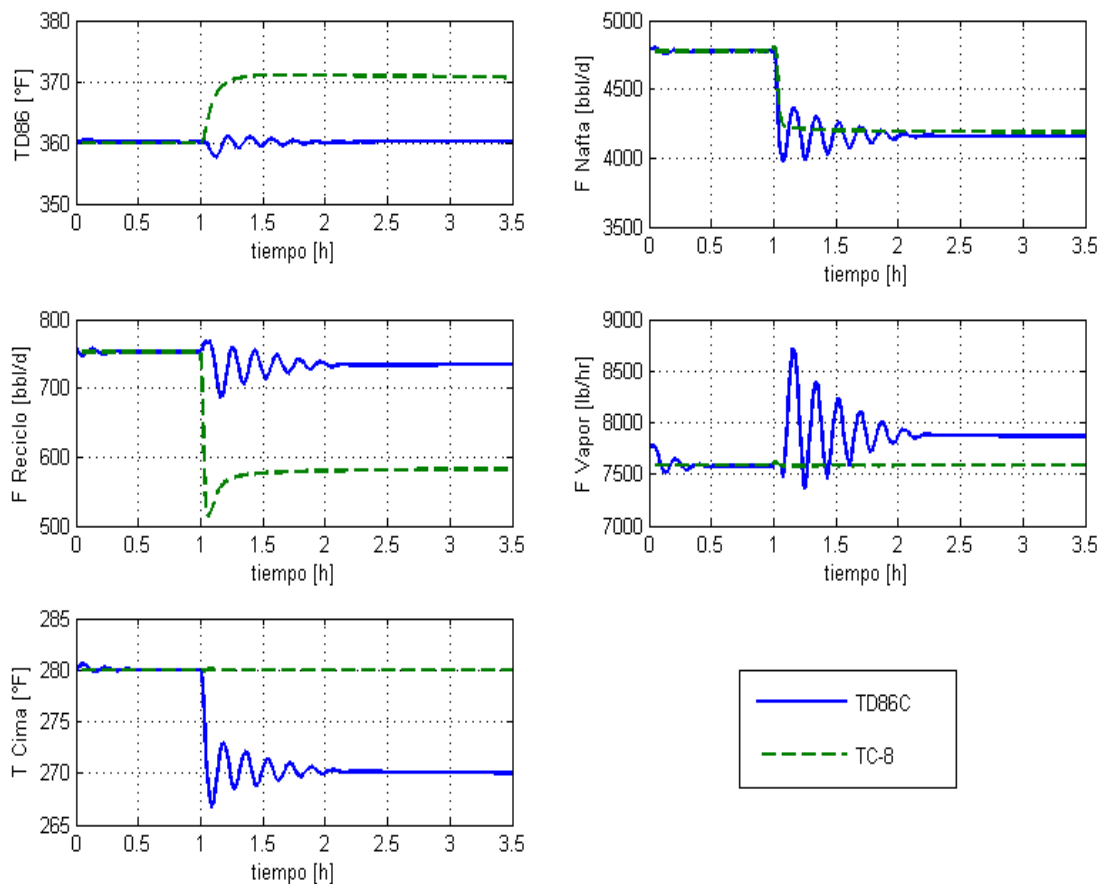
Figura 5. Diagrama de flujo con los lazos de control implementados (alternativas 1 y 2).



Fuente: Aspen Plus Dynamics 8.8.

- Perturbación 1:** Se estabilizó el circuito de tal manera que todas las variables estén en el set-point, especialmente la T-D86. La perturbación se realiza en  $t=1h$ , que consisten realizar el cambio de alimento al crudo C-2. Se espera a que las variables se estabilicen y se toma registro de las siguientes variables: flujo de nafta, flujo de reciclo, flujo de vapor, temperatura D-86 al 95% y temperatura de cima de la torre. Las gráficas comparativas de los dos sistemas de control se muestra a continuación, donde la línea verde punteada es la respuesta de la alternativa 1 y la línea de color azul la respuesta de la alternativa 2. La respuesta de ambos sistemas se muestra en la figura 6.

**Figura 6. Respuesta a la perturbación N° 1.**



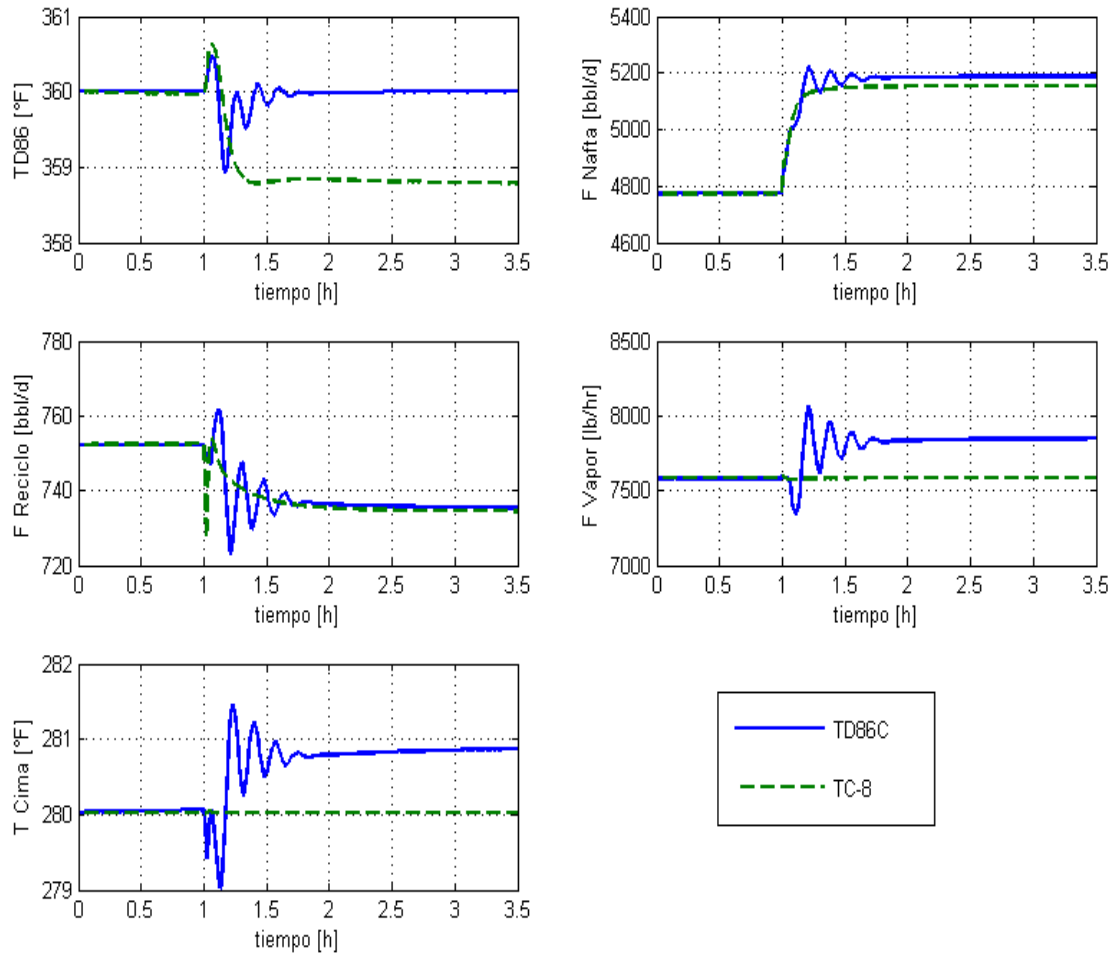
Fuente: Aspen Plus Dynamics 8.8.

En la perturbación 1 se observa que la alternativa 1 de control presentan una desviación positiva contundente en la calidad, estos cambios afectan directamente el color de la nafta. Esto se debe a un aumento de 1,2 °API en el alimento que dan como resultado un arrastre de componentes pesados hacia la cima de la torre. Esta estrategia de control presenta menos oscilación debido a que la función de transferencia entre la variable manipulada y la controlada presenta menos retardos que la alternativa dos. Por otro lado, la alternativa 2 de control, presenta un control efectivo en la calidad de la nafta, pero a un aumento significativo en el flujo de vapor y mayor reciclo, en este sistema se presenta mayor oscilación debido al tiempo muerto presente en el sensor y a una cantidad mayor de retardos en las funciones de transferencia. Es claro que la alternativa 1 se estabiliza operando en condiciones de menor reflujo y flujo de vapor haciendo menor su consumo por barril de nafta producido ya que en ambas alternativas se produce una cantidad muy similar.

- **Perturbación 2:** Se realiza el mismo procedimiento de la perturbación 1, pero se alimenta es el crudo C-3.

Para esta prueba se cambia el alimento de un crudo de 26,4 a 28,1 °API, este cambio produce un aumento significativo en el flujo de nafta producto para ambas alternativas de control. En el caso de la alternativa 1, la T-D-86 se desvía -1 °F, este cambio es aceptable ya que esta dentro del margen de calidad, por otro lado se puede observar que la alternativa 1 en este caso es mejor ya que estabiliza en menor tiempo y a condiciones similares de reciclo y flujo de nafta producto utilizando una cantidad menor de flujo de vapor. Por medio de esta perturbación, se puede decir que el sistema de control actual es eficiente para crudos más livianos. La respuesta a esta perturbación se muestra en la figura 7.

**Figura 7. Respuesta a la perturbación N° 2.**



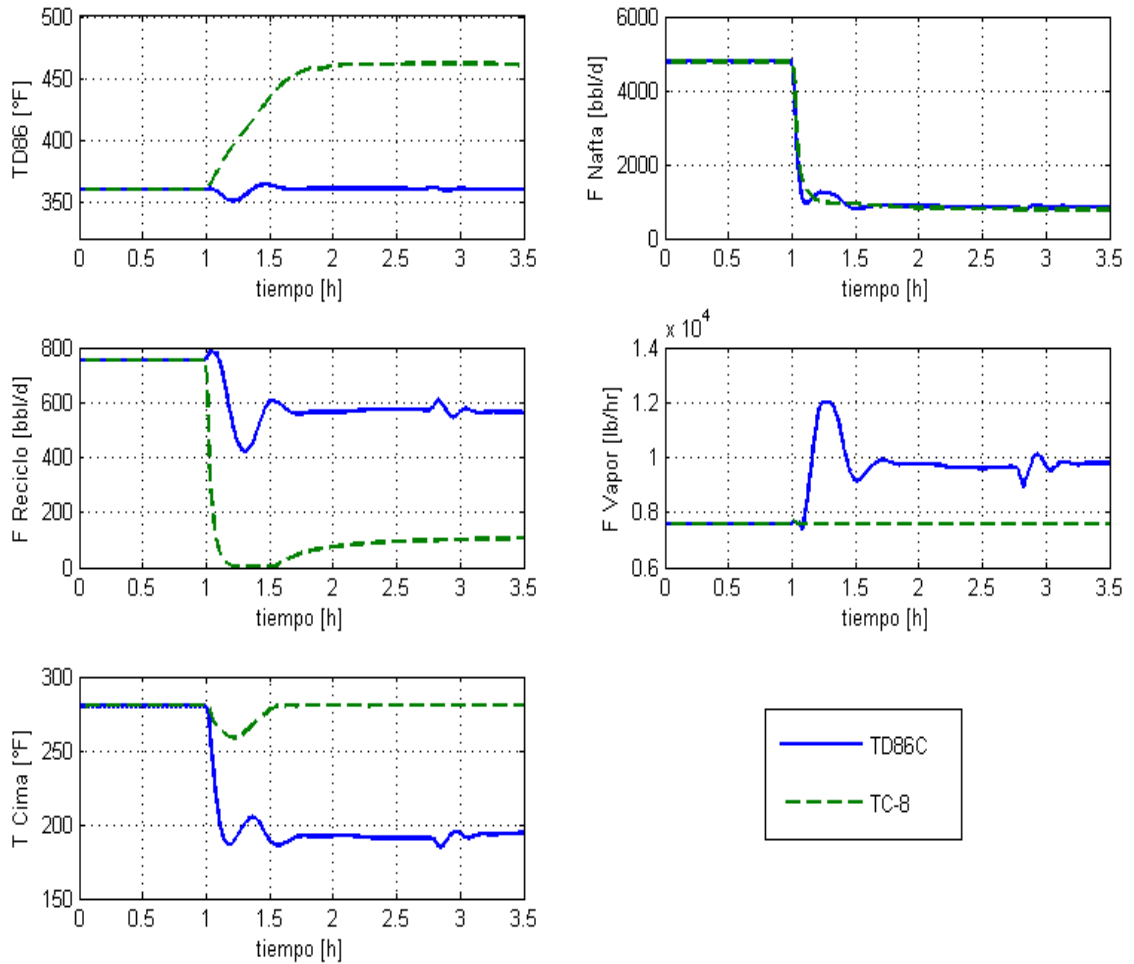
Fuente: Aspen Plus Dynamics 8.8.

- **Perturbación 3:** Se realiza el mismo procedimiento de la perturbación 1, pero se alimenta es el crudo C-4.

En esta perturbación, la alternativa 1 de control se desvía totalmente del punto de calidad de la nafta, además, opera casi a condiciones mínimas de reflujo, lo cual puede traer como consecuencia que la torre se seque. Por otro lado, la alternativa 2 mantiene la calidad de la nafta, pero a un precio bastante elevado ya que aumenta drásticamente el flujo de vapor y de reciclo obteniendo un flujo bastante pequeño de nafta producto. En general, esta perturbación nos muestra que las

condiciones de operación de torre la hacen casi inoperable para fraccionar crudo extra pesado como lo es el alimento 4, debido a que su contenido de nafta liviana es bastante bajo. La respuesta a este cambio de alimentación se ilustra en la figura 8.

**Figura 8. Respuesta a la perturbación N°3.**

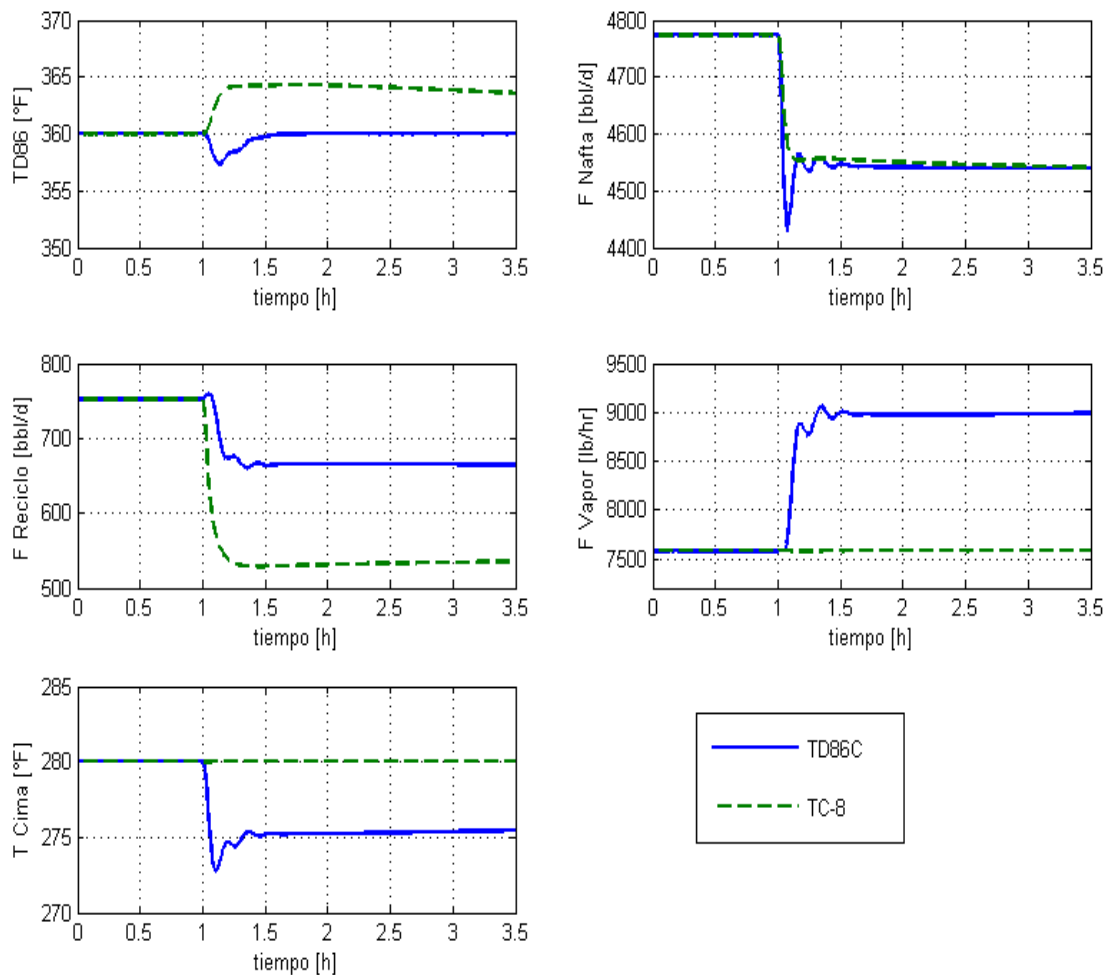


Fuente: Aspen Plus Dynamics 8.8.

- **Perturbación N°4:** Se realiza un aumento en el crudo de carga C-1 de 3000 bbl/d, se miden y se comparan las mismas variables de las perturbaciones anteriores.

En esta perturbación, ambos sistemas de control mantienen la calidad de la nafta dentro de los parámetros permitidos, la alternativa 1 estabiliza la T-D86 en 364 °F operando con un flujo reducido de reciclo, por lo cual consume menos vapor y produce la misma cantidad de nafta de la alternativa 2. La desventaja del nuevo estado estacionario alcanzado por el sistema 1, radica en lo cerca del límite de calidad que se encuentra, ya que la menor perturbación puede hacer que supere este franja. La anterior desventaja es superada por la alternativa 2, ya que siempre estabiliza en el punto de calidad, pero consumiendo un cantidad mayor de vapor. La respuesta a esta perturbación se muestra en la figura 9.

**Figura 9. Respuesta a la perturbación N° 4.**

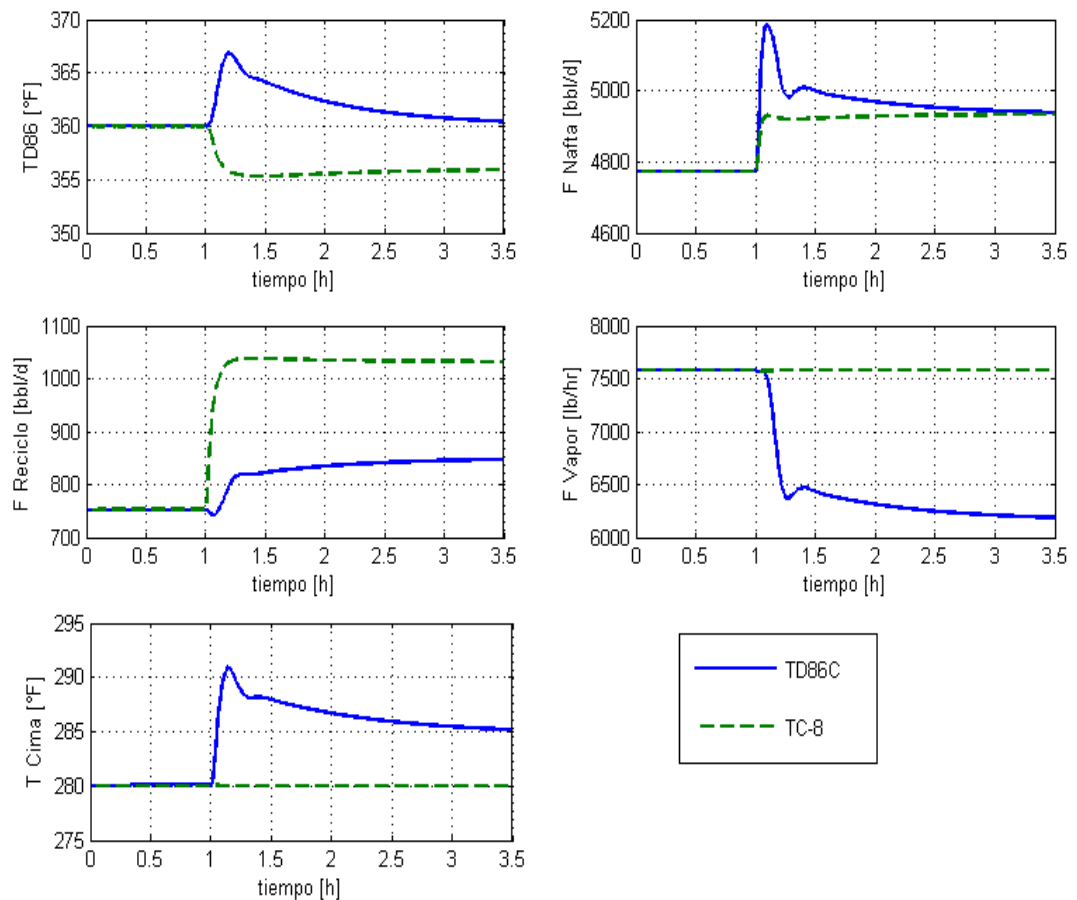


Fuente: Aspen Plus Dynamics 8.8.

- **Perturbación N°5:** Se realiza una disminución en el crudo de carga C-1 de 3000 bbl/d, se miden y se comparan las mismas variables de las perturbaciones anteriores.

Para esta perturbación se observa que ambos sistemas conservan la T-D86 en los rangos permitidos, pero existe una gran diferencia en el nuevo estado estacionario alcanzado por ambos sistemas de control, en este caso la alternativa 2 presenta un menor consumo de vapor a su vez que mantiene reciclo menor. La respuesta a esta perturbación se ilustra en la figura 10.

**Figura 10. Respuesta a la perturbación N° 5.**



Fuente: Aspen Plus Dynamics. 8.8.

Por otro lado, es importante resaltar que los lazos de control de nivel y el de presión en todas las perturbaciones realizadas no obtuvieron una desviación mayor al 5% del rango de operación del lazo de control por este motivo no son mostrados en los análisis.

### 3. CONCLUSIONES

Se desarrolló la simulación de la torre de destilación preflash en estado estacionario y dinámico, esta herramienta nos permite predecir el comportamiento de las variables de funcionamiento y el comportamiento dinámico de la torre ante diferentes perturbaciones como por ejemplo el cambio de composición del crudo de alimentación y el flujo. A su vez también puede ser usada para casos de optimización, aunque en este trabajo no se aplicó con esos fines.

Al comparar los dos sistemas de control, se evidencia concretamente que la alternativa 2 presenta gran ventaja sobre el sistema actual en cuanto al control de calidad del producto cuando se manejan crudos pesados, sin embargo, se puede deducir que la alternativa 1 presenta un mejor funcionamiento para crudos livianos ( $^{\circ}\text{API} > 28$ ) ya que estabiliza más rápido y presenta menos oscilación.

El sistema de control de la alternativa dos mostró grandes oscilaciones a la hora de las perturbaciones, esto es producto del tiempo muerto del sensor y los retardos de la función de transferencia entre las variables manipuladas en la controlada. En lo que respecta a la operación de la torre con crudos pesados se puede concluir que la alternativa 2 es la mejor solución al problema de la calidad de la nafta y sería una posible solución a los problemas que presenta actualmente la unidad debido al cambio constante y la disminución de los  $^{\circ}\text{API}$  en el crudo de alimento.

#### 4. RECOMENDACIONES

Al momento de realizar la simulación en estado estacionario e instalar los intercambiadores de calor E-2002 A/B el programa reporta un posible problema de vibración por la turbulencia, es recomendable hacer una revisión a estos equipos para prevenir daños futuros.

La simulación realizada, permite valorar la ventaja del nuevo sistema de control. Sería una mejora significativa en la predicción de esta herramienta el poder acceder a la licencia de uso de la herramienta DMC<sub>plus</sub> incorporada en *Aspen Plus Dynamics* y poder simular el sistema actual de control en la refinería (DMC) , de este modo la nueva estrategia donde se incluya como variables manipuladas para controlar la calidad del producto el flujo de vapor y de reciclo, la ventaja de este sistema es que permite optimizar en línea el funcionamiento de la torre minimizando los consumos industriales.

Debido a la respuesta oscilatoria que presentó la alternativa de control N°2 es recomendable pensar en un sensor neuronal que disminuya el tiempo muerto presente en la medición y así el sistema obtenga tiempos de estabilización más rápidos.

## BIBLIOGRAFÍA

ASPEN TECH Aspen Dynamics 2004

ASPEN TECH Property Methods and 2015

ASPEN TECH. ASPEN EDR [en línea] disponible en:  
<http://www.aspentech.com/products/aspens-edr.aspx>

ASPEN TECH. Aspen Plus dynamic [en línea] disponible en:  
<http://www.aspentech.com/products/engineering/aspens-plus-dynamics/>

ASPEN TECH. Getting Started Modeling Petroleum Processes. Burlington

ASPEN TECH. Oil Characterization 2005

DIAZ, ARGEMIRO P.; CORTEJO, KATTY M.; CHAMORRO, RAMIRO J. Control por matriz dinámica (DMC): Sistemas de lazo simple y Multivariable En: Prospectiva Vol. 8 Nume. 2 2010

DIAZ, ARGEMIRO P.; CORTEJO, KATTY M.; CHAMORRO, RAMIRO J. Op. Cit. DYMENT Jennifer, MANTRALA Vidya Jump Start: Getting Started with Aspen Plus © V8 2015

ECOPETROL Petroleo en Colombia [en línea] disponible en:  
<http://www.ecopetrol.com.co/especiales/elpetroleoysumundo/petroleoencolombia3.htm>

FERNÁNDEZ ROCHA, R. A. Curso básico de simulación de procesos con Aspen Hysys 2006

LUYBEN, WILLIAM L. Distillation design and control using aspen simulation. Bethlehem, Pennsylvania AIChE 2013

RING, TERRY A. Property Selection [en línea] disponible en: <http://www.che.utah.edu/~sutherland/PropertySelection.pdf>

SMITH, CARLOS A.; CORRIPIO, ARMANDO B. Control Automático de procesos teoría y práctica Balderas- Mexico D.F. Limusa S.A. 2007

TOM RALSTON, Steve Noe. Getting Started — Aspen Shell & Tube Exchanger 2015

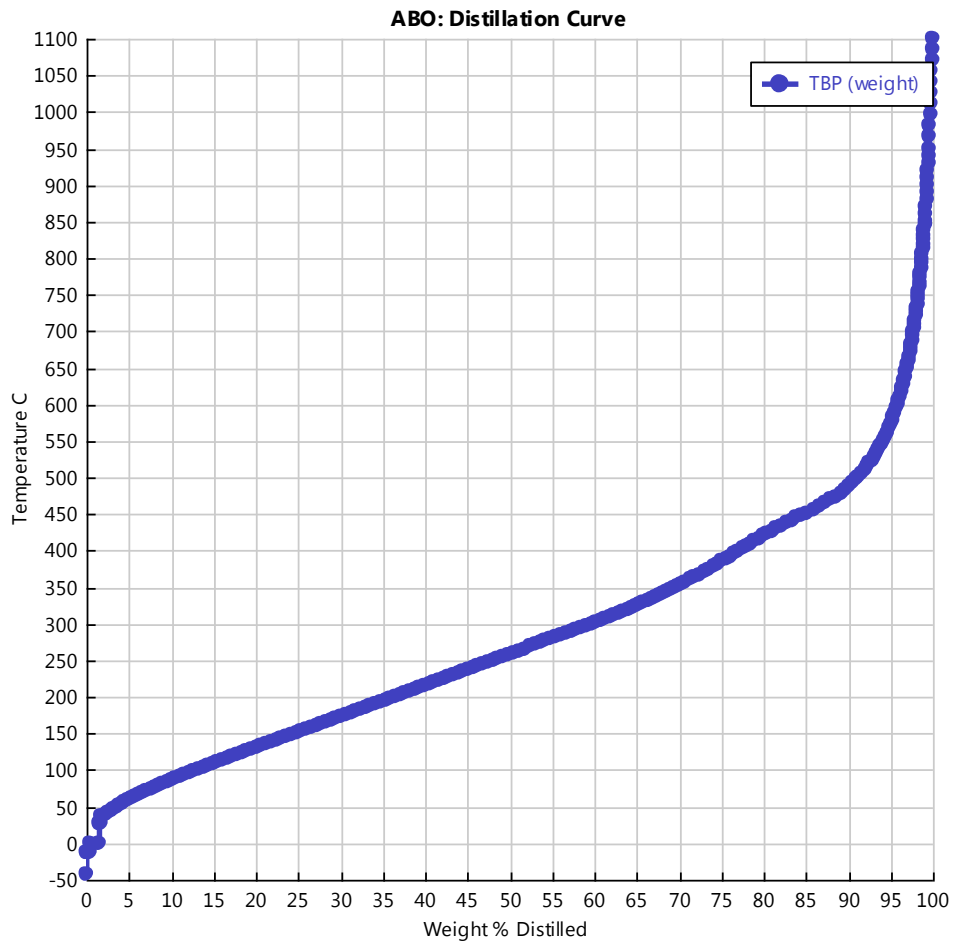
VICEPRESIDENCIA REFINACIÓN Y PETROQUÍMICA GERENCIA COMPLEJO BARRANCABERMEJA Manual de descripción de procesos de la unidad Crudo U 2000

# ANEXOS

## Anexo A: Caracterización de crudos.

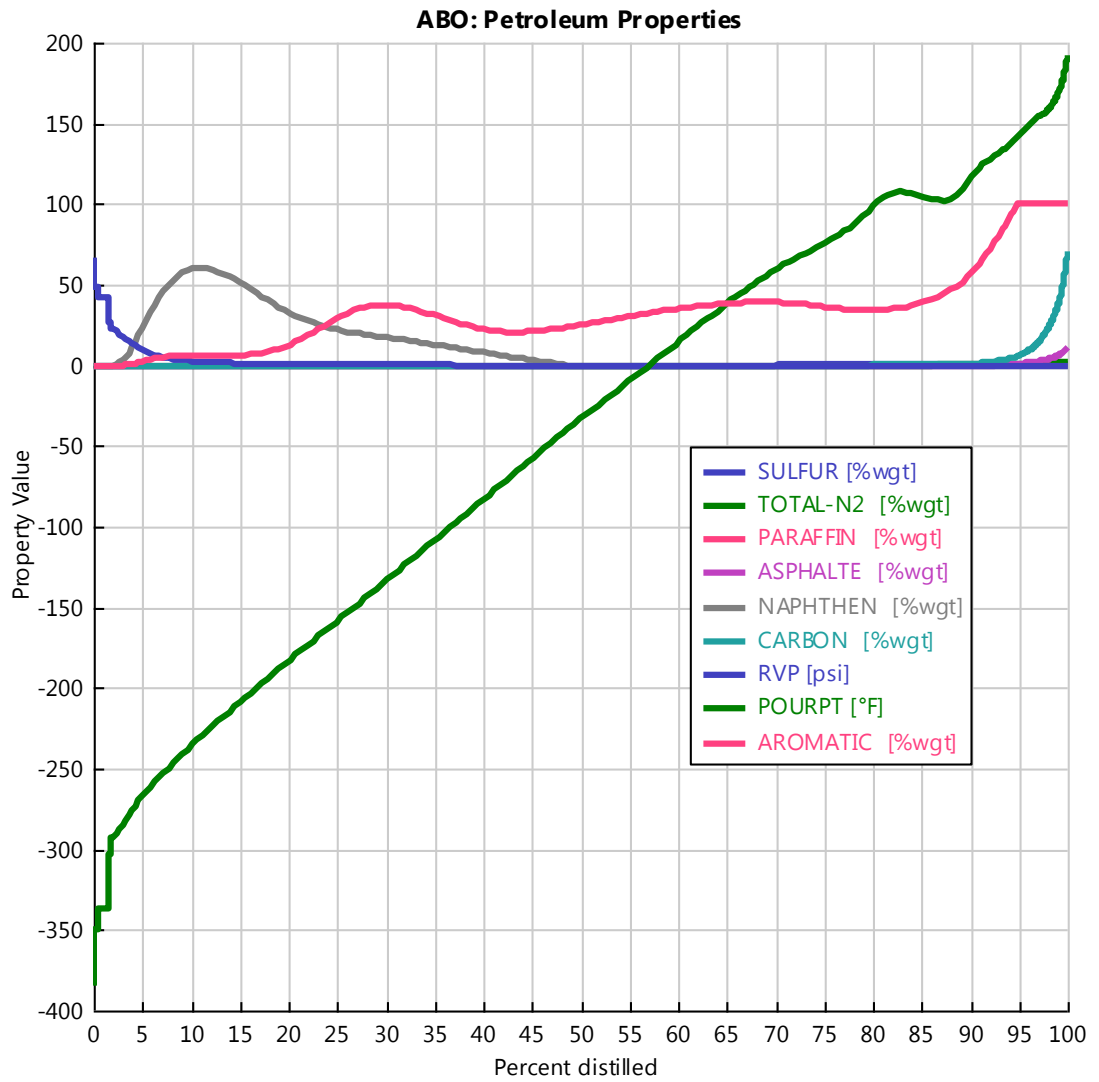
Todas las gráficas presentadas en este anexo fueron reportadas por el simulador Aspen Plus 8.8

### Crudo ABO

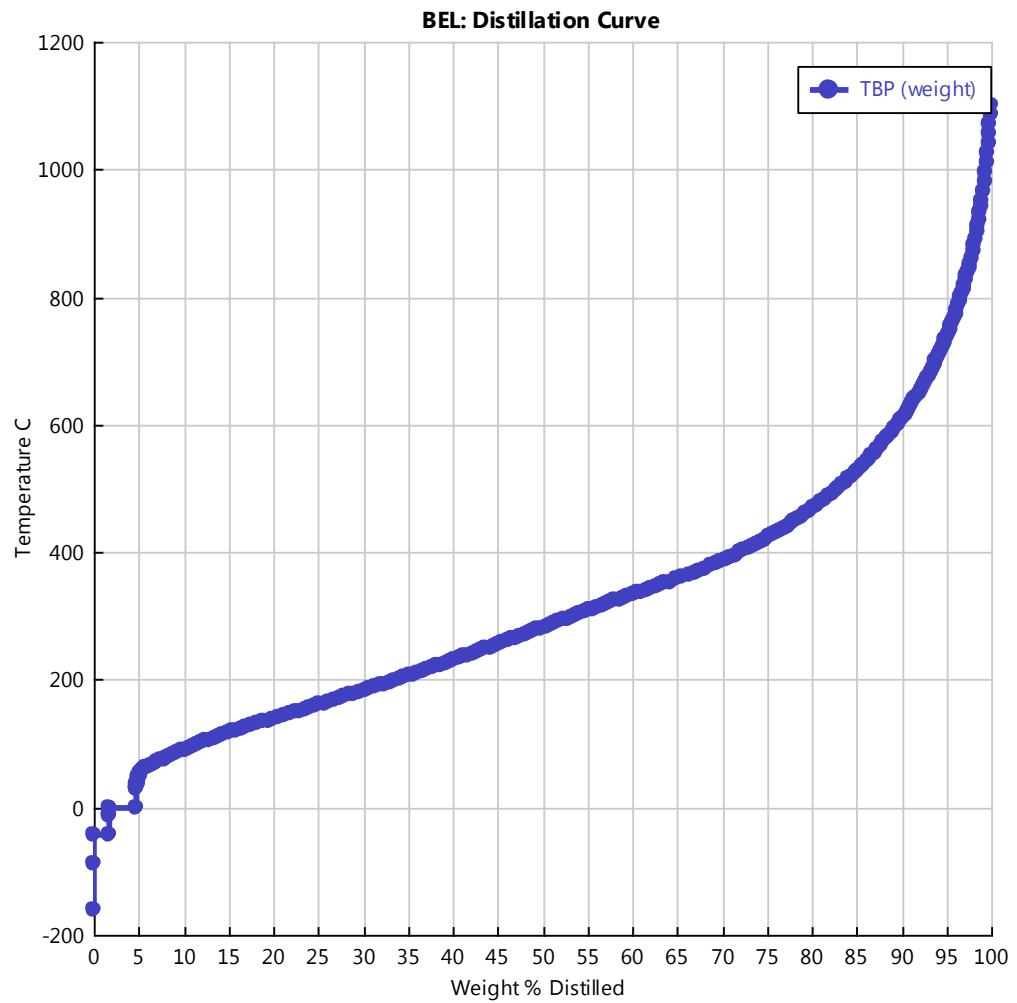


## Light-Ends ABO

<b>Fracción total</b>	0,0200
<b>IC4A</b>	0,1720
<b>NC4A</b>	0,6170
<b>IC5A</b>	0,0500
<b>NC5A</b>	0,1600



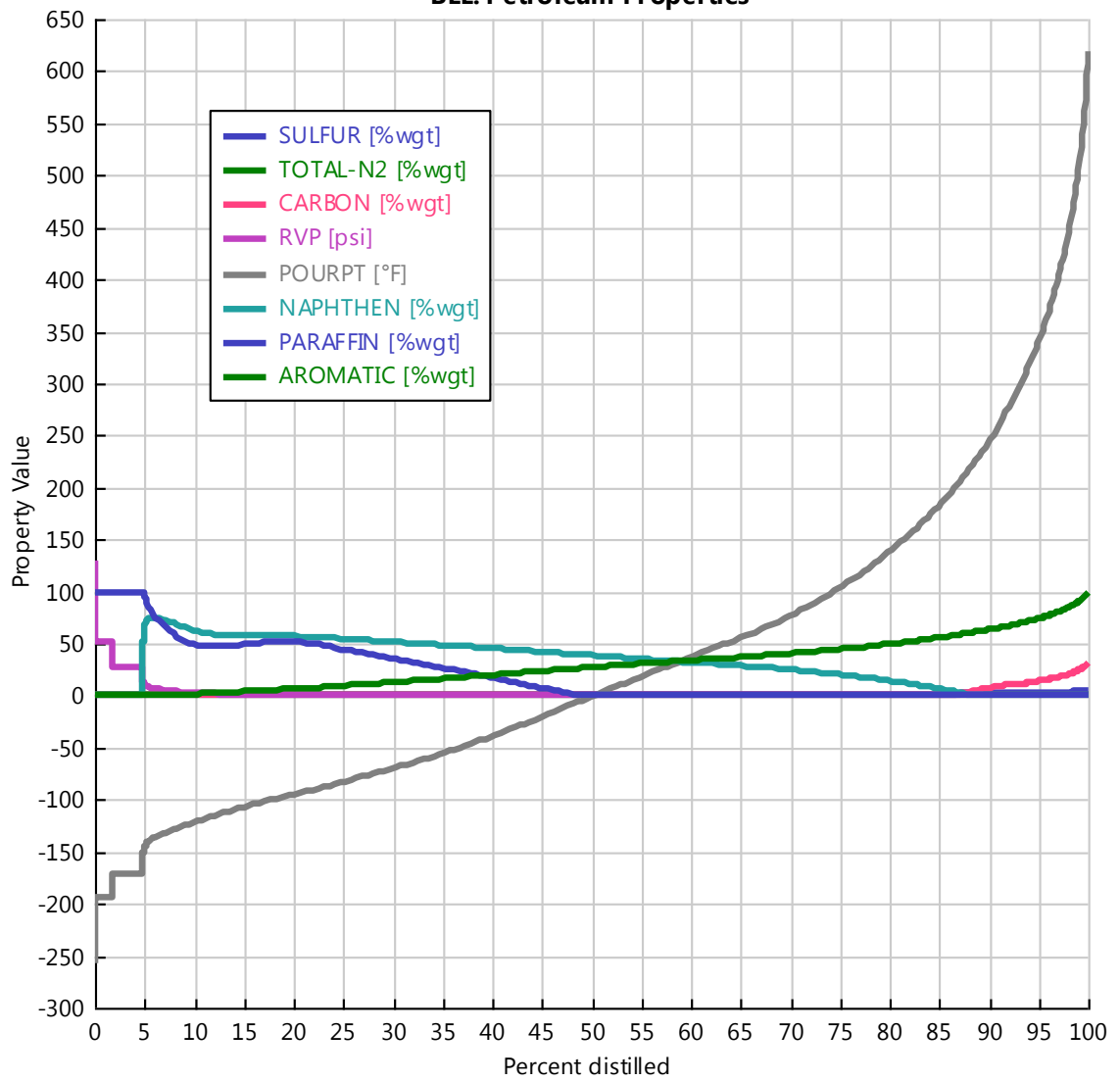
## Crudo BEL



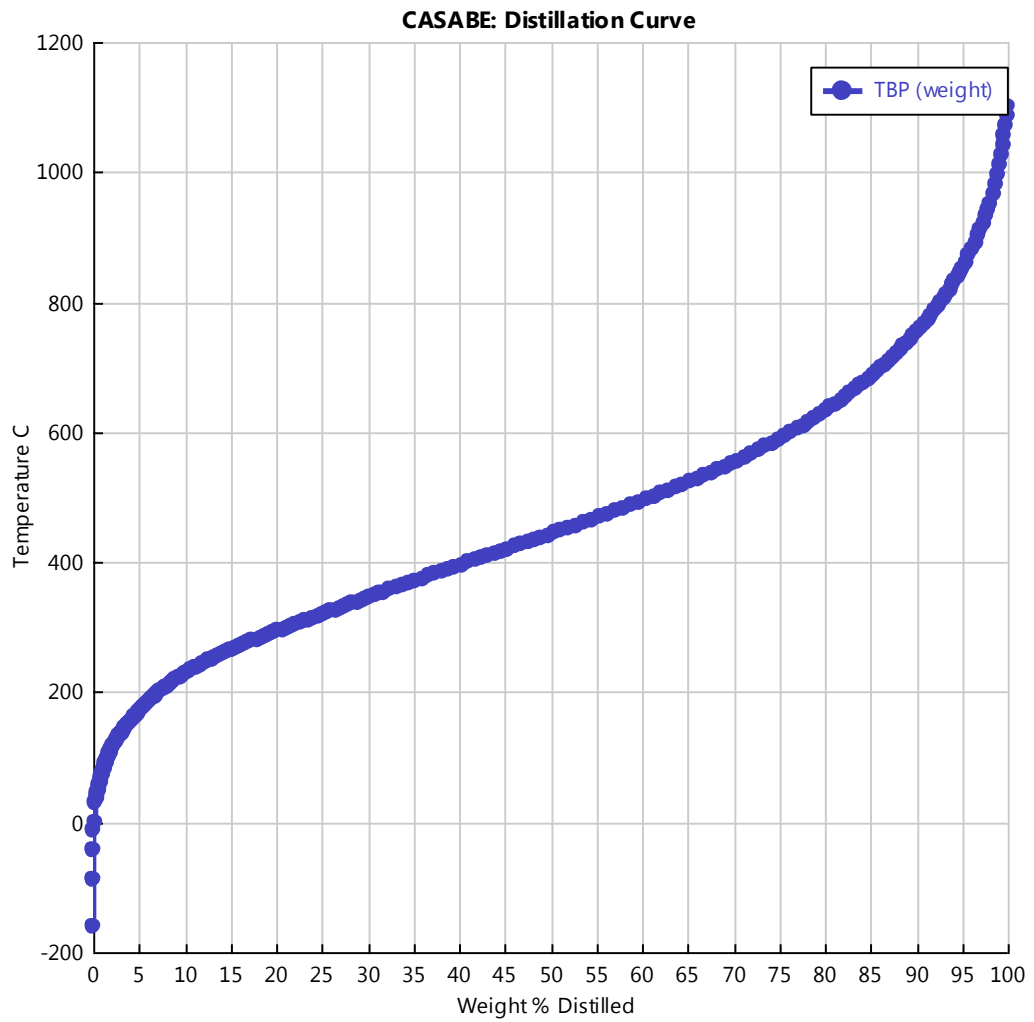
## Light-Ends BEL

<b><i>Fracción total</i></b>	<b><i>0,0491</i></b>
<b><i>C1</i></b>	<b><i>0,006</i></b>
<b><i>C2A</i></b>	<b><i>2,83E-06</i></b>
<b><i>C3A</i></b>	<b><i>0,331</i></b>
<b><i>IC4A</i></b>	<b><i>5,79E-05</i></b>
<b><i>NC4A</i></b>	<b><i>0,62</i></b>
<b><i>IC5A</i></b>	<b><i>2,14E-02</i></b>
<b><i>NC5A</i></b>	<b><i>0,0214</i></b>

### BEL: Petroleum Properties



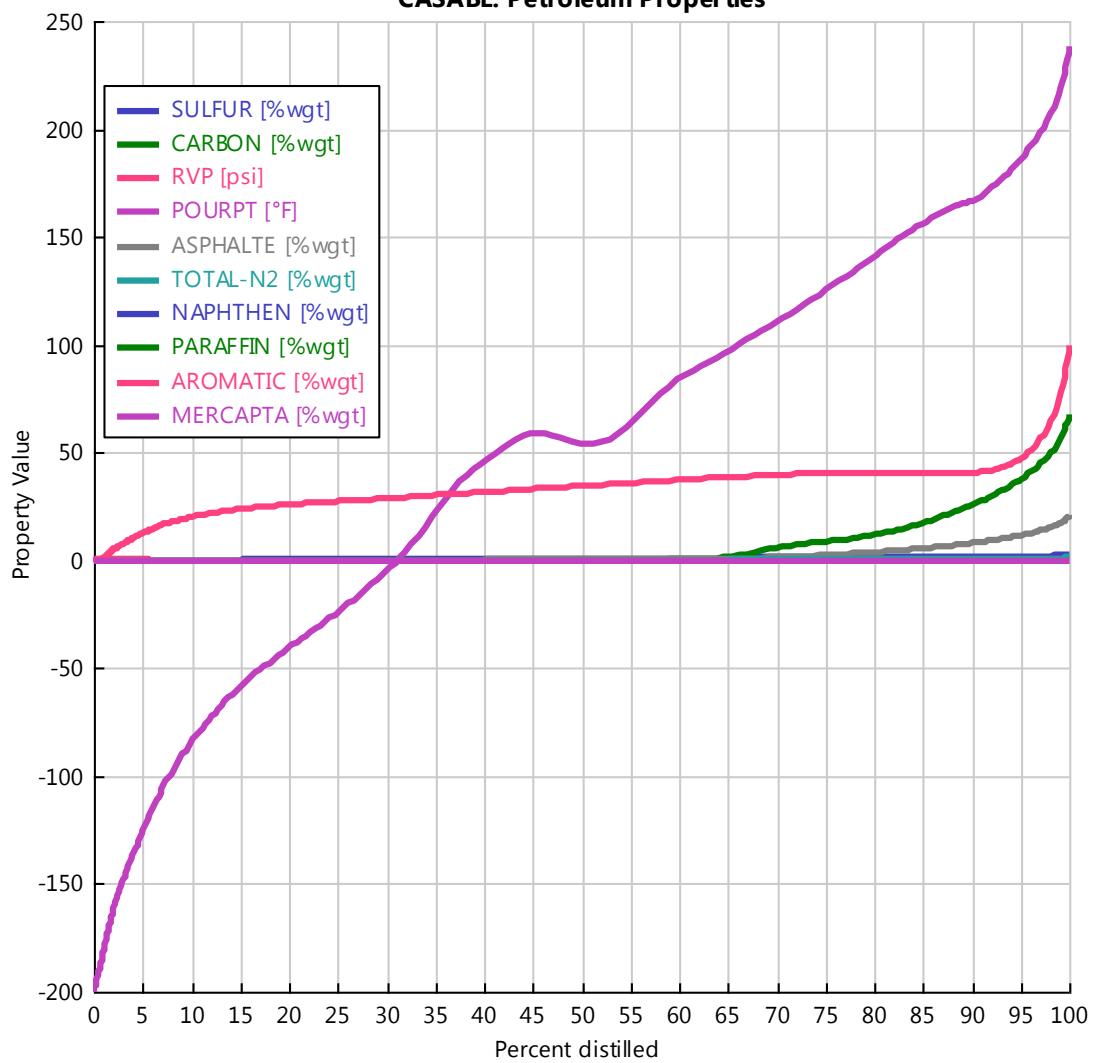
## Crudo CASABE



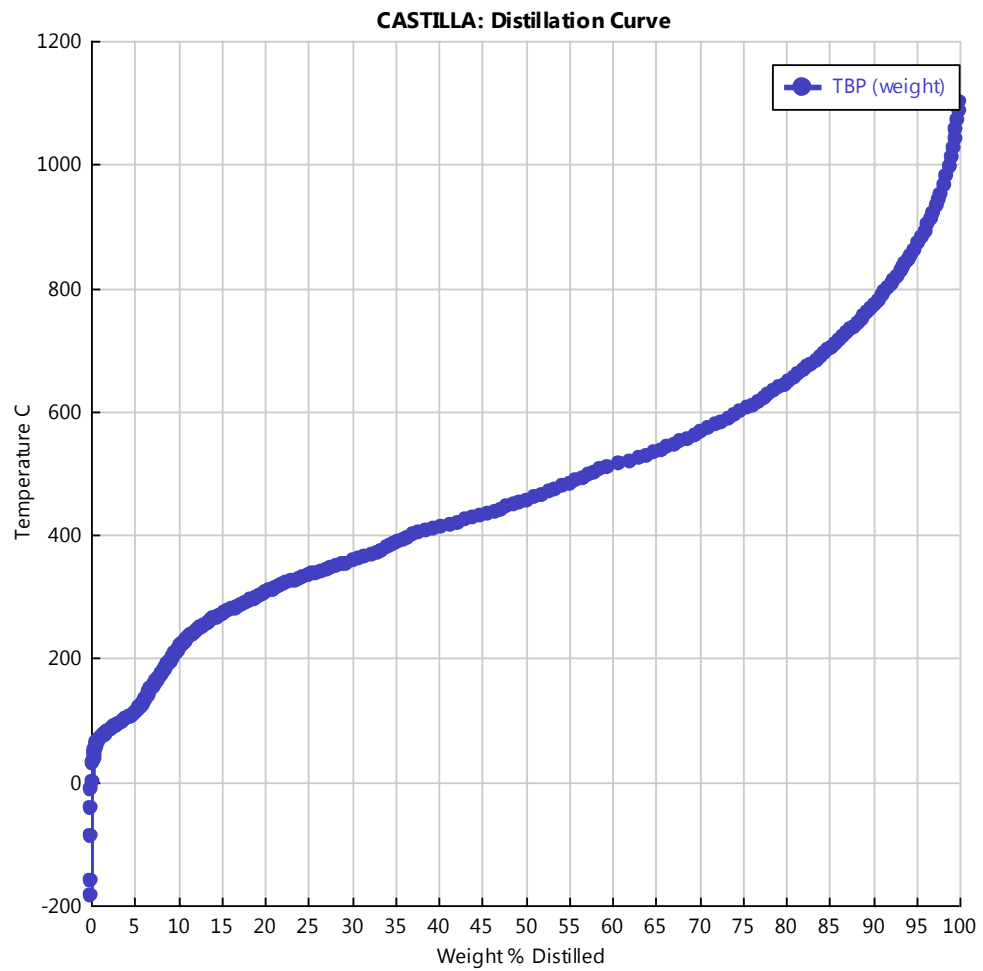
## Light-Ends CSB

<b>Fracción total</b>	0,0037
<b>C1</b>	0,0000
<b>C2A</b>	0,0126
<b>C3A</b>	0,1888
<b>IC4A</b>	0,1637
<b>NC4A</b>	0,4868
<b>IC5A</b>	0,0740
<b>NC5A</b>	0,0740

### CASABE: Petroleum Properties



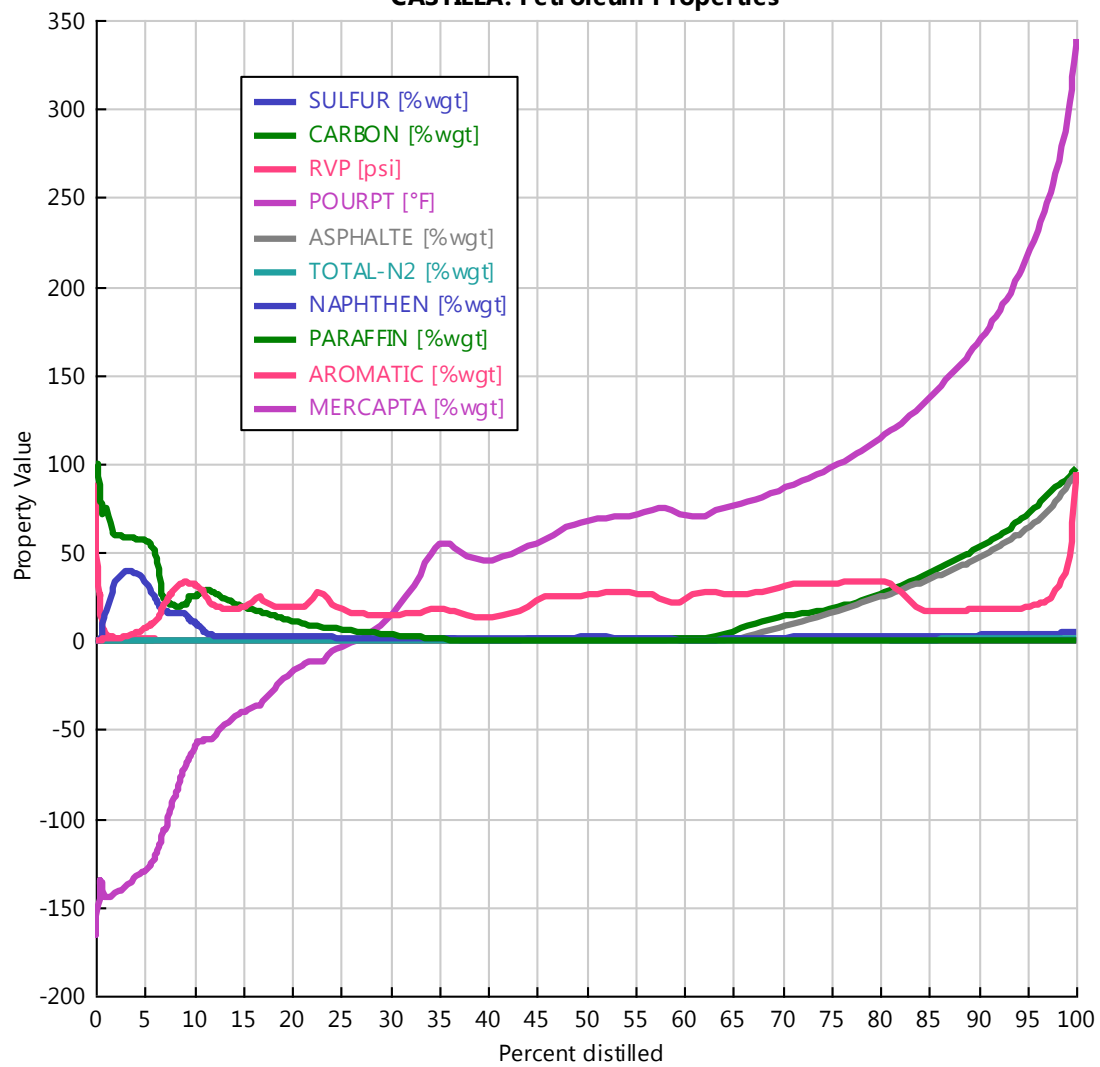
## Crudo castilla



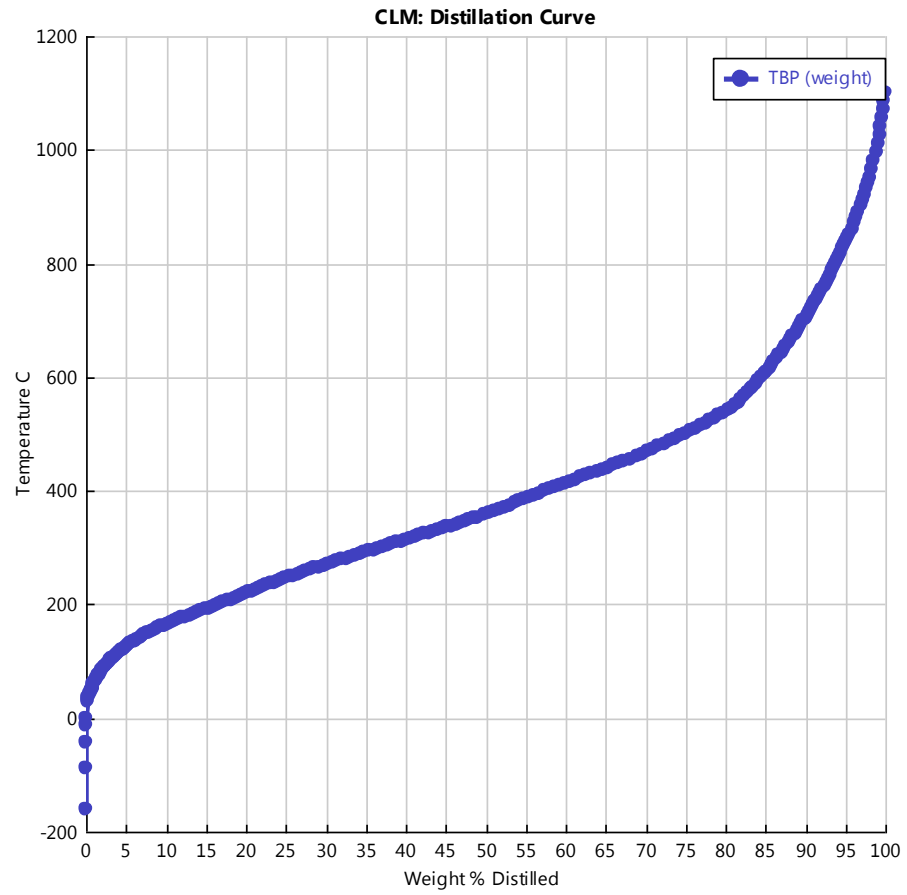
## Light-Ends CSE

<b>Fracción total</b>	<b>0,0034</b>
<b>C1</b>	0,0001
<b>C2A</b>	0,0136
<b>C3A</b>	0,0402
<b>IC4A</b>	0,1171
<b>NC4A</b>	0,2957
<b>IC5A</b>	0,2562
<b>NC5A</b>	0,2771

### CASTILLA: Petroleum Properties



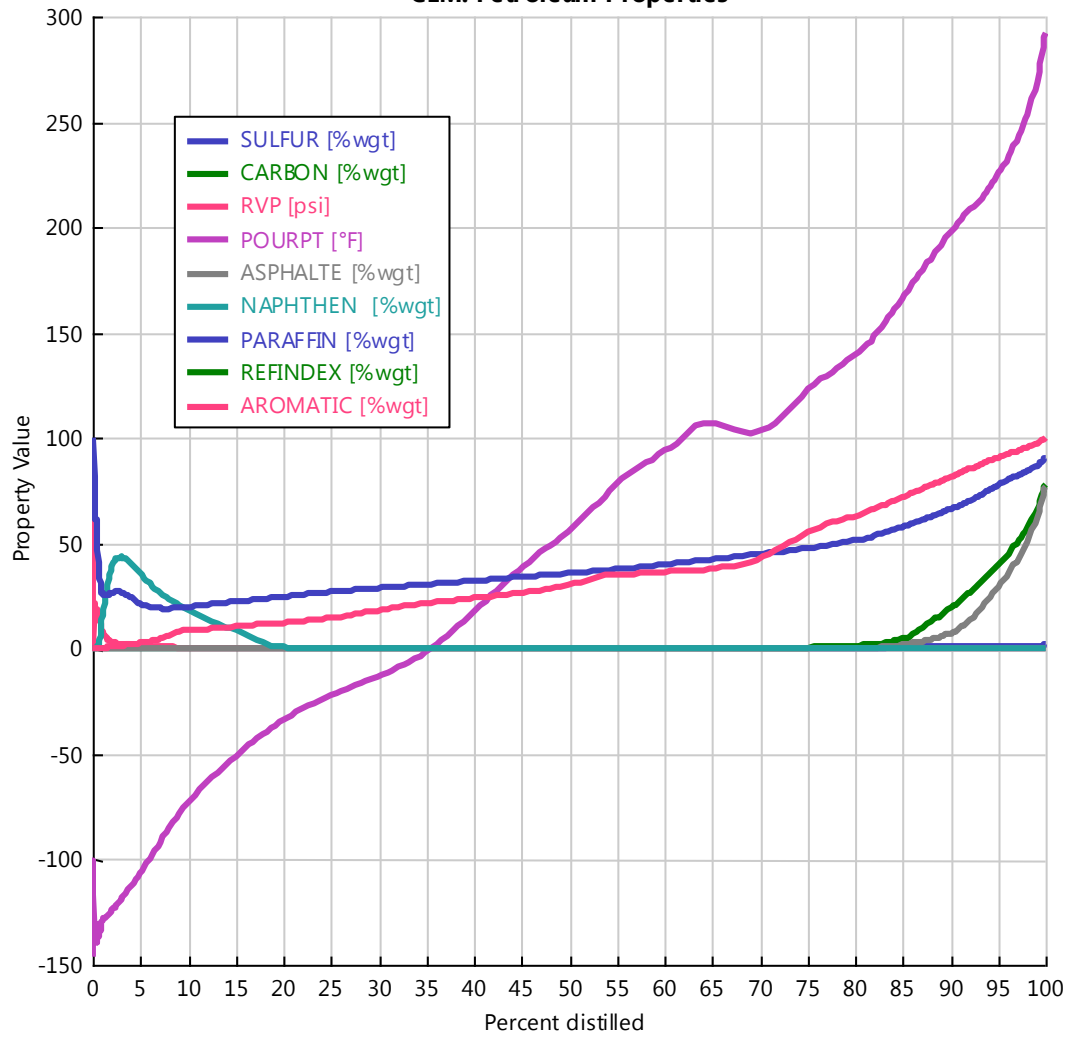
## Crudo CLM



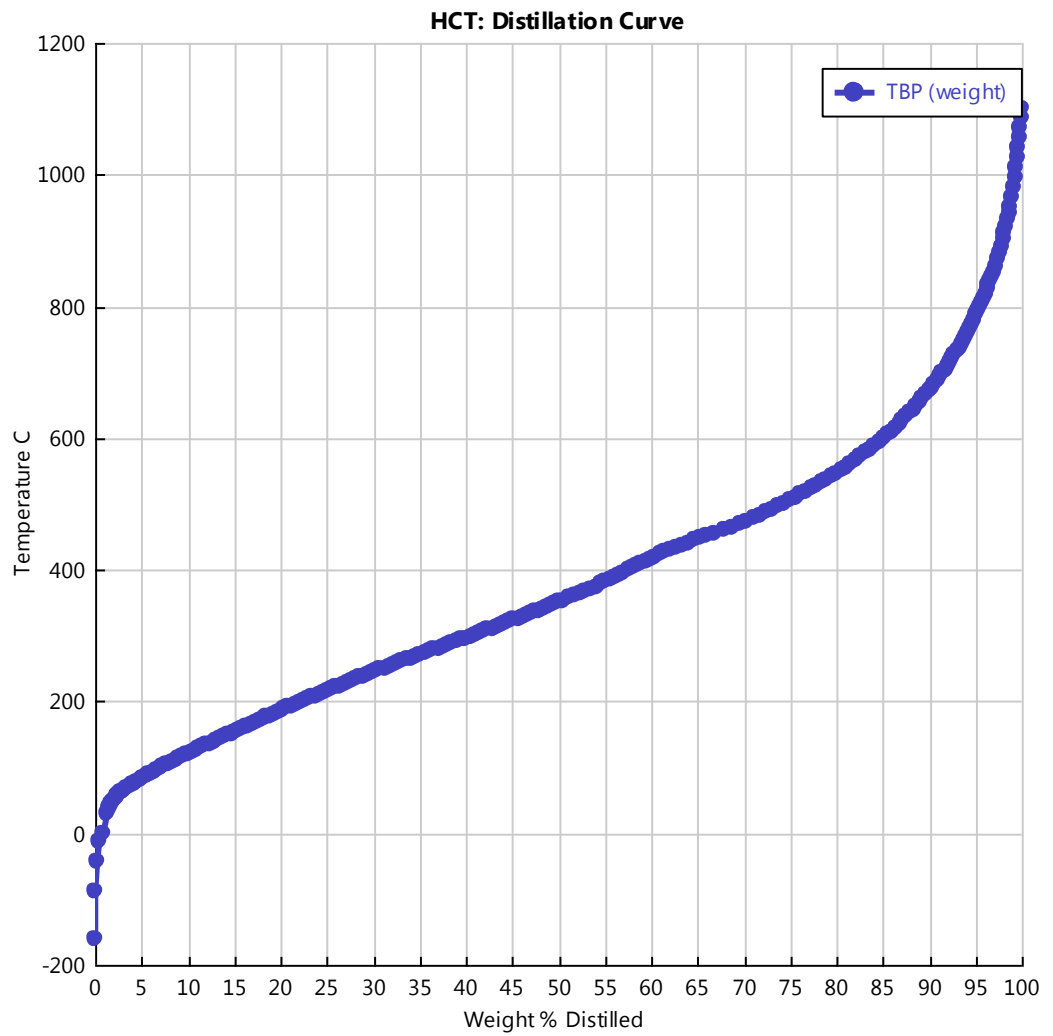
## Light-Ends CLM

<b>Fracción total</b>	0,00431
<b>C1</b>	0
<b>C2A</b>	0,0161
<b>C3A</b>	0,0481
<b>IC4A</b>	0,0977
<b>NC4A</b>	0,278
<b>IC5A</b>	0,299
<b>NC5A</b>	0,261

### CLM: Petroleum Properties



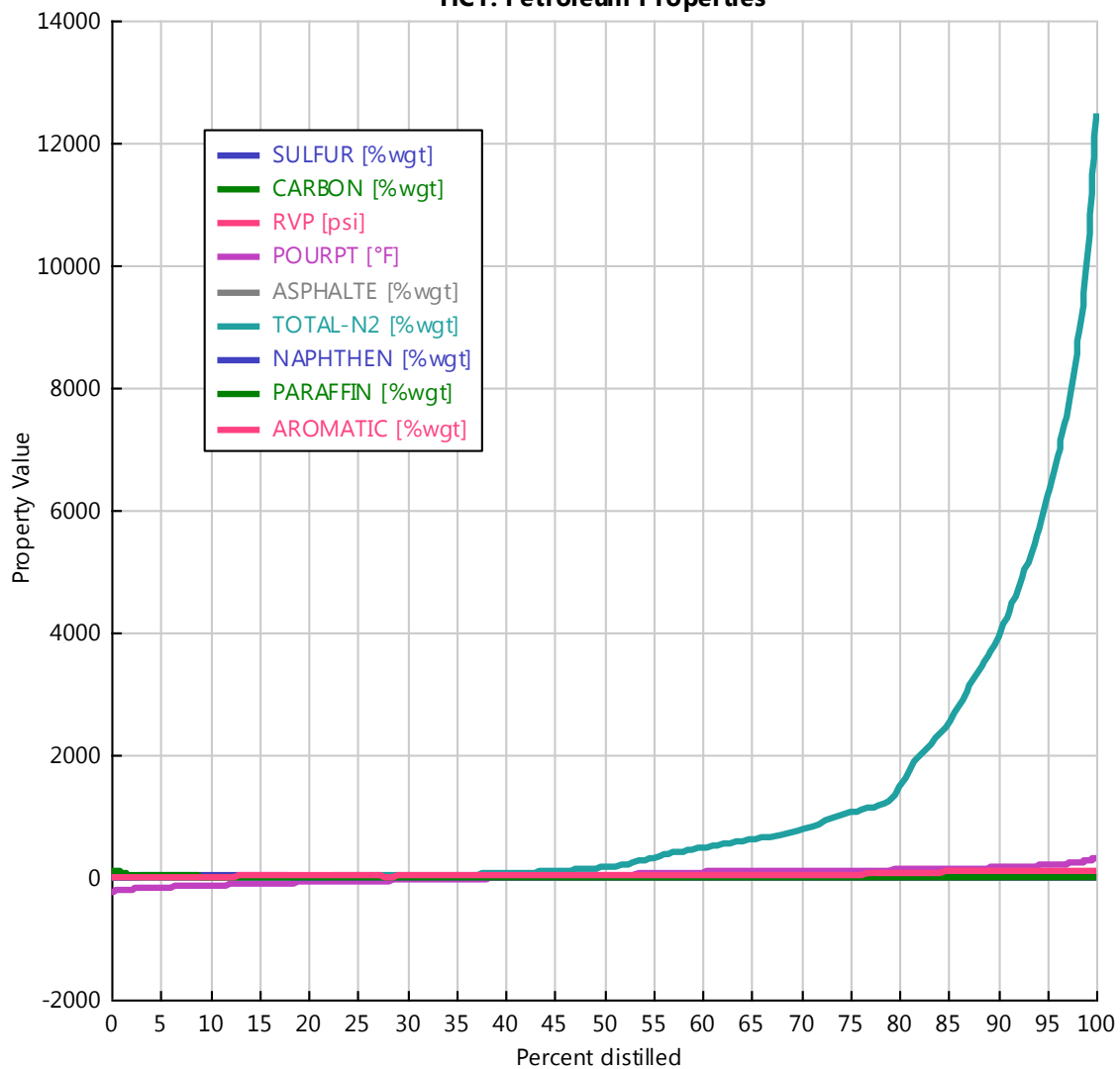
## Crudo HCT



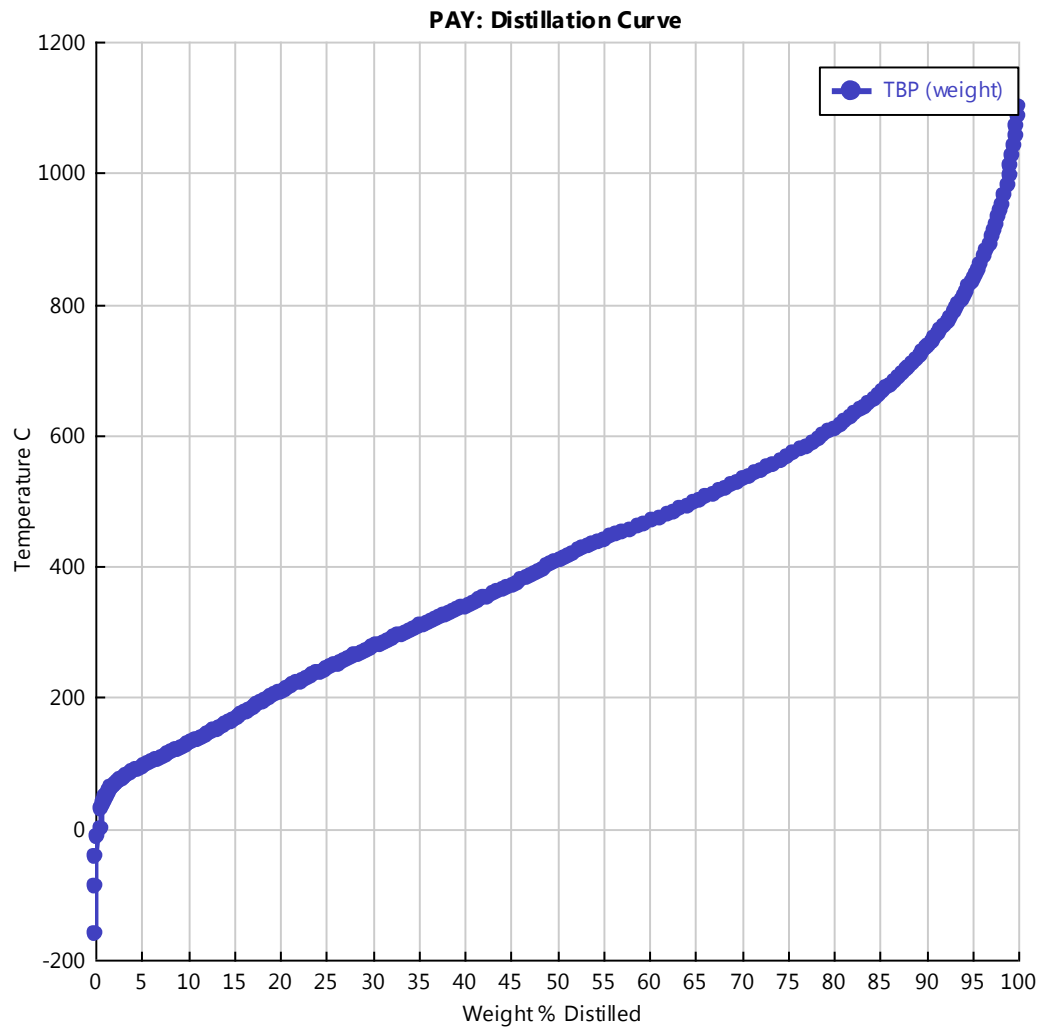
## Light-Ends HCT

<b>Fracción total</b>	0,0142
<b>C1</b>	0
<b>C2A</b>	0,0167
<b>C3A</b>	0,0867
<b>IC4A</b>	0,123
<b>NC4A</b>	0,44
<b>IC5A</b>	0,167
<b>NC5A</b>	0,167

### HCT: Petroleum Properties



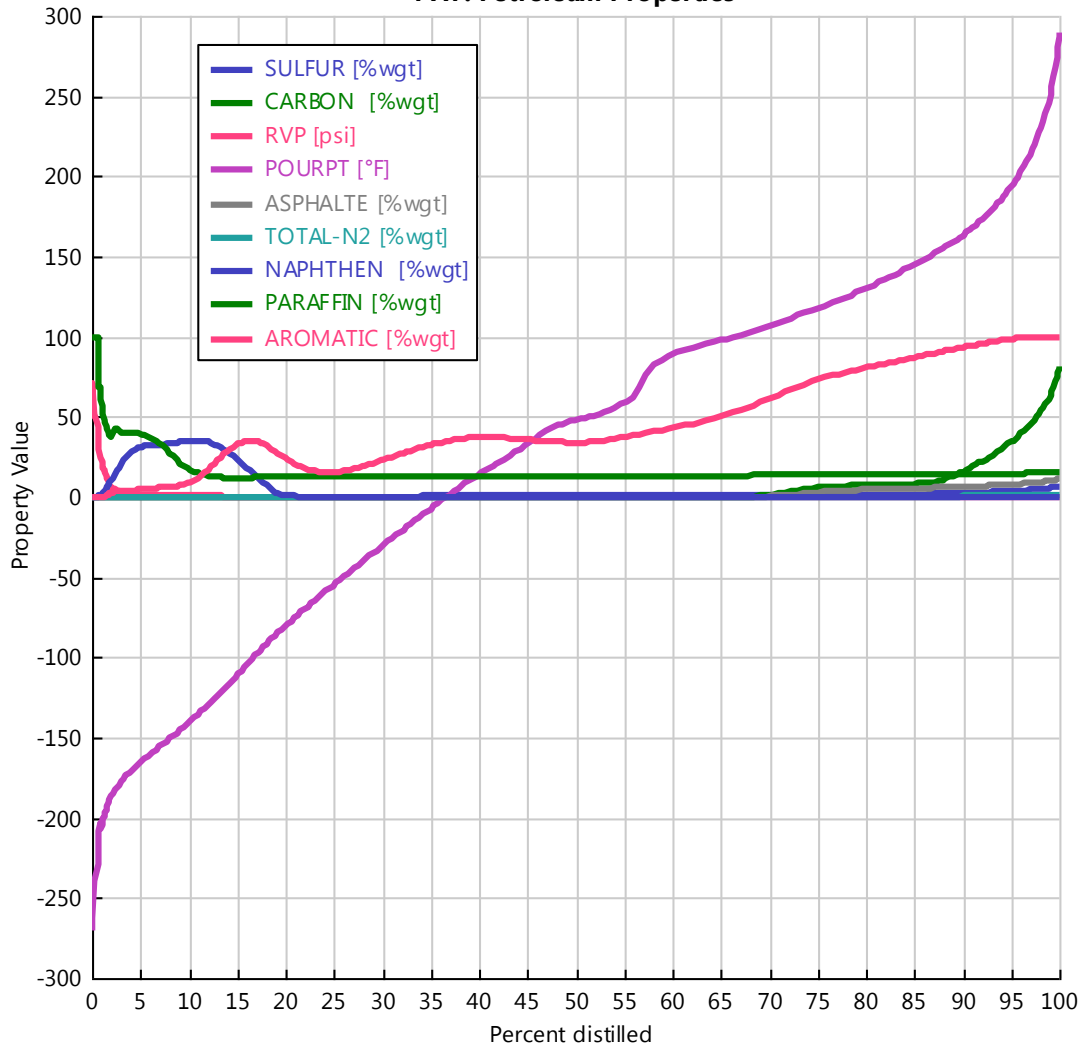
## CRUDO PAY



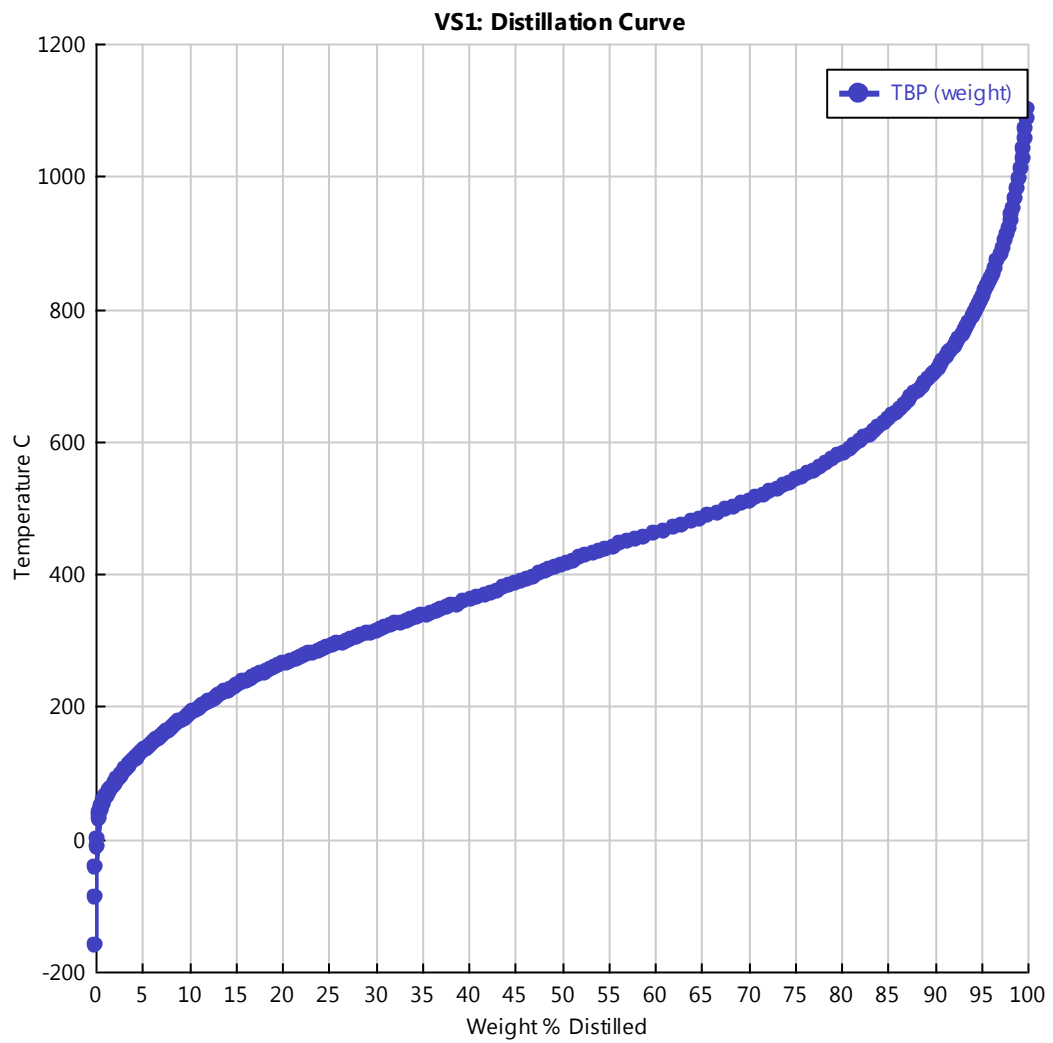
## Light-Ends PAY

<b>Fracción total</b>	0,00861
<b>C1</b>	0
<b>C2A</b>	0,00664
<b>C3A</b>	0,0345
<b>IC4A</b>	0,109
<b>NC4A</b>	0,481
<b>IC5A</b>	0,18
<b>NC5A</b>	0,189

### PAY: Petroleum Properties



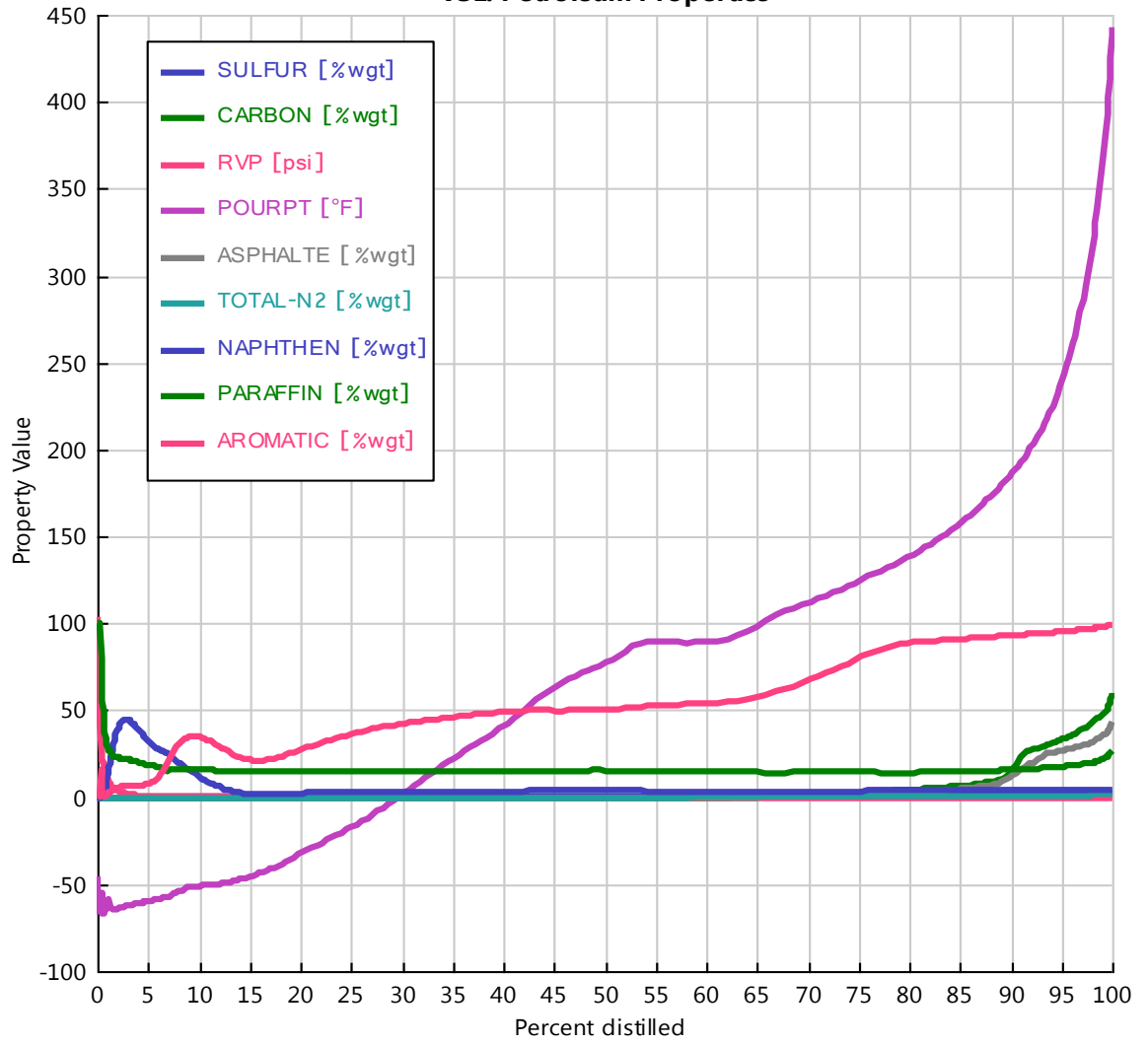
## CRUDO VS1.



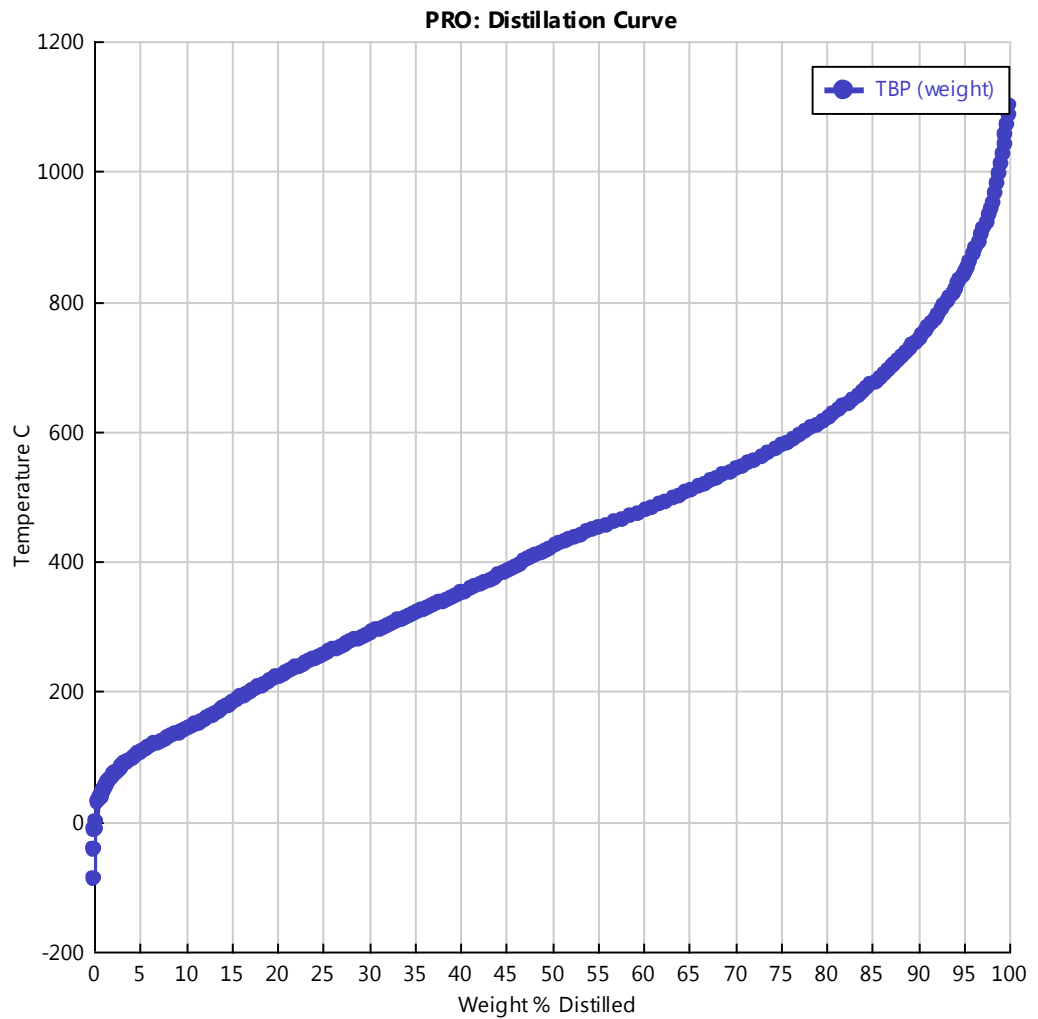
## Light-Ends VS1

<b>Fracción total</b>	0,00438
<b>C1</b>	0
<b>C2A</b>	0,0187
<b>C3A</b>	0,0913
<b>IC4A</b>	0,1575
<b>NC4A</b>	0,4057
<b>IC5A</b>	0,1712
<b>NC5A</b>	0,1554

### VS1: Petroleum Properties



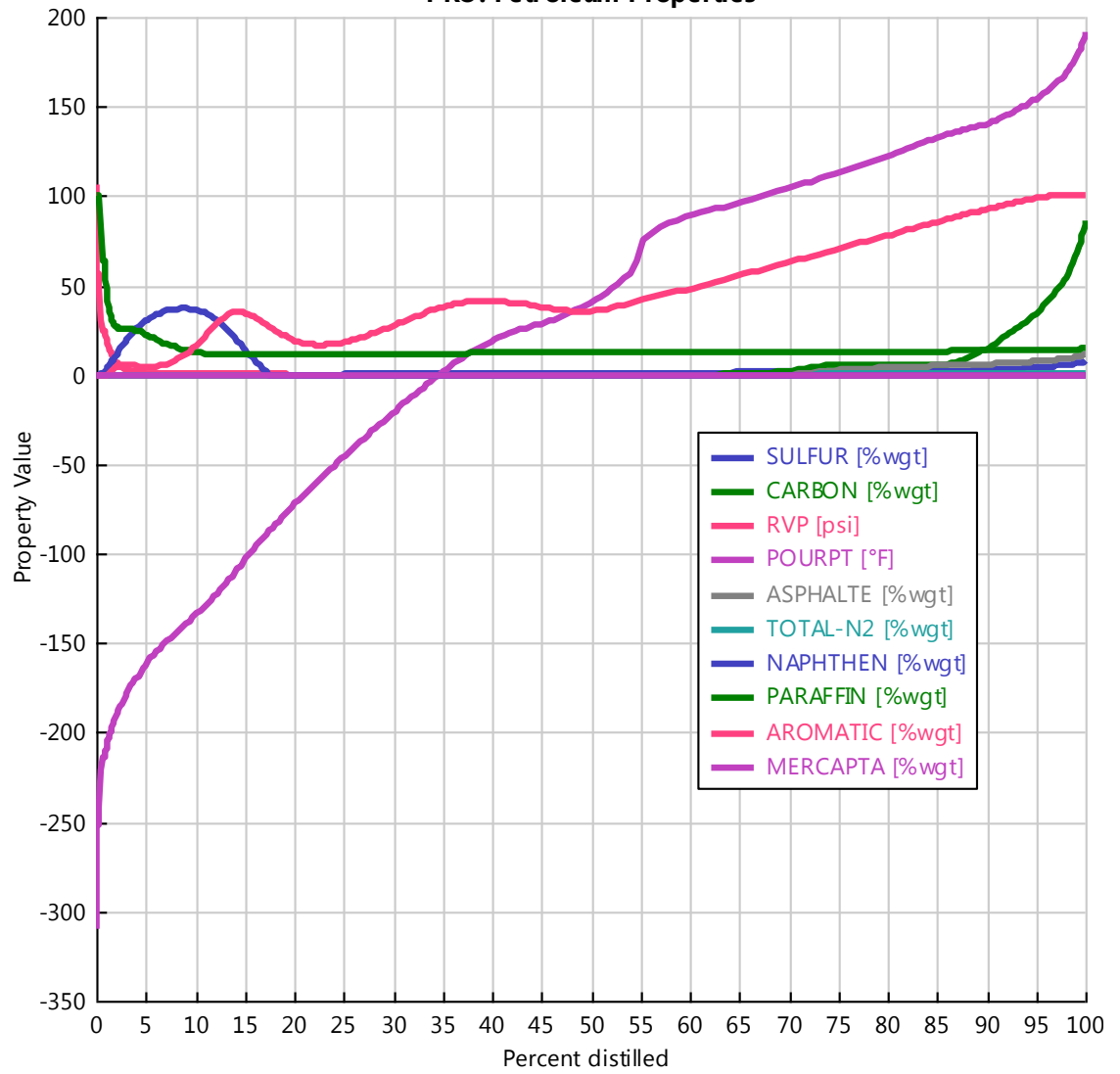
## CRUDO PRO



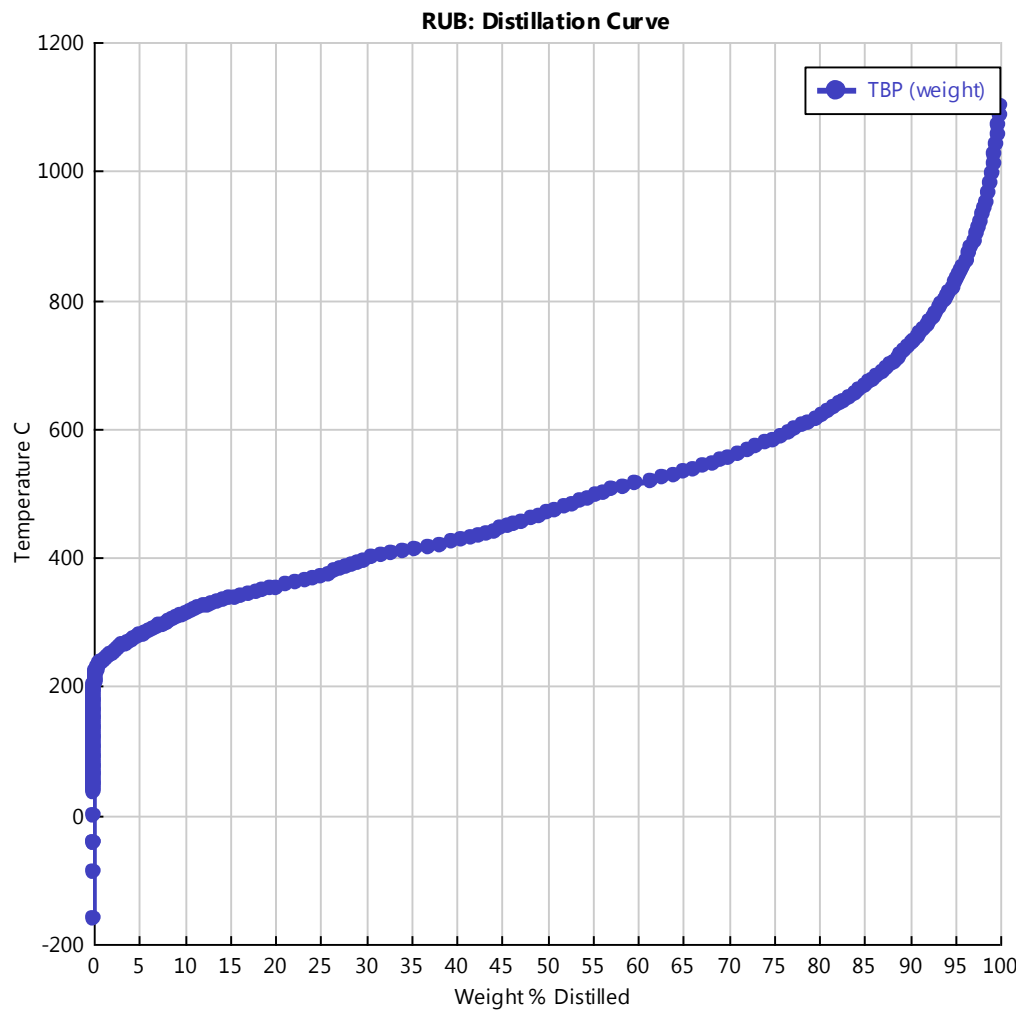
## Light-Ends PRO

<b>Fracción total</b>	0,0078
<b>C1</b>	0
<b>C2A</b>	0
<b>C3A</b>	0,0392
<b>IC4A</b>	0,124
<b>NC4A</b>	0,503
<b>IC5A</b>	0,167
<b>NC5A</b>	0,167

### PRO: Petroleum Properties




## Crudo RUB



## Light-Ends RUB


Fracción total	2,39E-06
<b>C1</b>	0,253
<b>C2A</b>	0,281
<b>C3A</b>	0,0707
<b>IC4A</b>	0,204
<b>NC4A</b>	0,191
<b>IC5A</b>	0
<b>NC5A</b>	0

## Anexo B: Datasheet de Equipos

		HEAT EXCHANGER SPECIFICATION SHEET					
COMPLEJO INDUSTRIAL DE BARRANCABERMEJA		PLANTA: U-2000		TAG			
PROJECT:	UNIT: 2000	DOC. TYPE:	PROGR:	REV.	SHEET	OF	DATE: 20-10-00
1	SERVICE OF UNIT CONDENSADORES DE CIMA T-2005			Item E-2002 AB			
2				MR			
3	Size 38 x 192	Type AJS		Connected in: 2 Parallel		1 Series	
4	Surface Per Unit 5402.0 sq.ft	No. of Shells per Unit 2		Surface per Shell (sq.ft) #VALORI			
PERFORMANCE OF ONE UNIT (No. of Units Required: )							
6	Fluid Allocation		Shell Side (In/Out)		Tube Side (In/Out)		
7	Fluid Name		CIMA T-2005		CRUDO		
8	Total Fluid lb/h	123458		620712			
9	Vapor lb/h	114488	41955				
10	Liquid lb/h		72523	616337	616337		
11	Steam lb/h	8887	5052				
12	Water lb/h		3835	4374	4374		
13	Non Condensables lb/h	83	83				
14	MW(Vapors/Non Condensables)						
15	Density (Liq/Vap) lb/ft <sup>3</sup>	/ 0.271	42.571 / 0.246	52.605 /	51.242 /		
16	Viscosity (Liq/Vap) cp	/ 0.01	0.332 / 0.009	3.620 /	1.703 /		
17	Therm. Cond. (Liq/Vap) Btu / h ft <sup>2</sup> °F	/ 0.0138	0.0645 / 0.128	0.0623 /	0.0594 /		
18	Specific Heat (Liq/Vap) Btu / lb °F	/ 0.4784	0.5907 / 0.4510	0.4689 /	0.5064 /		
19	Latent Heat Btu / lb	210.35		0			
20	Operating Temperature °F	258.5	194	88.1	145.9		
21	Velocity Average ft/s	9.38		4.15			
22	Pressure Drop/Shell PSI	Allowed 3.0	Calc. 0.23	Allowed 40.0	Calc. 5.89		
23	Inlet Operating pressure PSIG	15		316.17			
24	Fouling Factor h ft <sup>2</sup> °F / Btu	0.002		0.005			
25	Side Heat Transfer Coeff. Btu / h ft <sup>2</sup> °F						
26	Heat Duty 17.553 *10E6 Btu / h	MTD (corr.) °F: 96.6					
27	Transfer rate Btu / h ft <sup>2</sup> °F	Service 33.65	Clean 46.95				
28	CONSTRUCCION OF ONE SHELL						

29			Shell Side	Tube Side					
30	Design/Test Press.	PSIG	60	425					
31	Design Temperature	*F	460	290					
32	No. of Passes Per Shell		FLUJO DIVIDIDO	4					
33	Corrosion Allowance	in.							
34	Connections Size in. & Rating	In							
35		Out							
36		Intermediate							
37	Insulation				MATERIALS (According to ASTM( ))				
38	Tube No.	860	O.D. in.	0.75	Tube				
			Thk(BWG)	14	A-179				
39	Length ft.	16	30	60	90	45	X	Shell	A-515 GR 60
40	Shell I.D.	37.80	in.	O.D.	38.27	in.	Tube Sheet	A-515 GR 60	
41	Baffles I:Type	SEGMENTADO	Cut	25.6	% Vert.	Shell Cover	A-515 GR 60		
42	Spacing I:Central	22.18	in.	I:Inlet	in.	Channel	A-515 GR 60		
43	No. of baffles	11	I:No. of pairs of Sealing Strips			Channel Cover	A105 GR 73		
44	Baffle Long:		GASKETS		Floating Head Cover	A-515 GR 60			
45	Impingement Plate		Shell		Baffles	A 233 C			

46	(FOR THERMOSIPHONS ONLY)				Channel	Tube Supports	A 233 C					
47	Liq. Static head Req'd				Floating Head	BOLTINGS						
48	dv2	lb / ft <sup>2</sup>	Shell Nozzle	Bunale	Shell/Channel	Shell Cover	A193 B7/1942H					
49	In				Test Ring	Shell / Channel	A193 B7/1942H					
50	Out				Test Flange	Floating Head	A193 B7/1942H					
51	Intermediate				Expansion Joint	Channel Cover	A193 B7/1942H					
52	T.E.M.A. Class	R	Code Requirements									
53	Weight: Empty:		lb. Full of Water:		lb. Tube Bundle		lb.					
54	NOTES: 1 - EQUIPO RELOCALIZADO, CAMBIO DE SERVICIO, CAMBIO DE 6 A 4 PASOS. REVAMPING 1998											
55	2 - CONDICIONES DE OPERACIÓN CRUDO CUSIANA											
56												
57												
58												
59	Rev	Description	Date	Prd.	Cxd.	App.	Rev	Description	Date	Prd.	Cxd.	App.

		HEAT EXCHANGER SPECIFICATION SHEET				PIT-00-F-024	
COMPLEJO INDUSTRIAL DE BARRANCABERMEJA				PLANTA: U-2000		TAG	
PROJECT:	UNIT: 2000	DOC. TYPE:	PROGR:	REV.	SHEET OF	DATE: 20-10-00	
1	SERVICE OF UNIT ENFRIADOR CIMA T-2005				Item E-2011		
2					MR		
3	Size 42 x 240	Type AJS	Connections: 1 Parallel 1 Series				
4	Surface Per Unit 4503 sq.m	No. of Shells per Unit 1		Surface per Shell (sq.m) 4503			
5	PERFORMANCE OF ONE UNIT (No. of Units Required: )						
6	Fluid allocation	Shell Side (in/out)		Tube Side (in/Out)			
7	Fluid Name	VAPORES DE CIMA T-2005		AGUA			
8	Total Flow lb / h	123458		1000000			
9	Vapor lb / h	41965	0				
10	Liquid lb / h	72523	114571	1750000	1750000		
11	Steam lb / h	5052					
12	Water lb / h	3835	8887				
13	Non Condensables lb / h						
14	MW (Vapor/Non Condensables)						
15	Density (Liq/Vap) lb / m <sup>3</sup>	42.571 / 0.246	44.579 / 0.220	62.02 /	61.63 /		
16	Viscosity (Liq/Vap) cp	0.332 / 0.009	0.474 / 0.009	0.764 /	0.634 /		
17	Therm. Cond. (Liq/Vap) Btu / h ft <sup>2</sup> °F	0.0645 / 0.0121	0.0741 / 0.0112	0.3564 /	0.3642 /		
18	Sensible Heat (Liq/Vap) Btu / lb °F	0.5907 / 0.4510	0.5657 / 0.4359	0.9981 /	0.9983 /		
19	Latent Heat Btu / lb	200.53					
20	Operating Temperature °F	194.0	106.3	90.0	107.2		
21	Velocity Average ft / s	0.64		4.14			
22	Pressure Drop/Shell PSI	Allowed 2.8	Calc. 0.29	Allowed 10.0	Calc. 3.85		
23	Inter Operating pressure PSIG	14.77		60			
24	Fouling Factor h m <sup>2</sup> °F / Btu	0.002		0.002			
25	Side Heat Transfer Coeff. Btu / h m <sup>2</sup> °F						
26	Heat Duty 17.146 *10E6 Btu / h	MTD (corr.) °F: 49.8					
27	Transfer rate Btu / h m <sup>2</sup> °F	Service 75.31	Clean 114.80				
28	CONSTRUCTION OF ONE SHELL						
29		Shell Side		Tube Side			
30	Design/Test Press. PSIG	60		85			

31	Design Temperature °F		380		150							
32	No. of Passes Per Shell		1		2							
33	Corrosion Allowance in.											
34	Connections	In	3									
35	Size in. &	Out	4									
36	Rating	Inch	5									
37	Insulation						MATERIALS (According to ASTM( ))					
38	Tube No.	1166	O.D. in.	0.75	Tube(BWG)	14	Tube	B-111 443				
39	Length ft.	20	30	60	90	45	X	Shell	A-515 GR 60			
40	Shell I.D.	42.1	in.	O.D.	42.63	in.	Tube Sheet	A-515 GR 60				
41	Baffles Type	SEGMENTADO	Cus	24.7	% Vert.		Shell Cover	A-515 GR 60				
42	Spacing Central	9.06	in.	Inlet		in.	Channel	A-515 GR 60				
43	No. of baffles	21	No. of pairs of Spacing Strips				Channel Cover	A 105/73				
44	Baffle Lugs			GASKETS			Fixed Head Cover	A-515 GR 60				
45	Impingement Plate			Shell			Baffles	B 171-715				
46	(FOR THERMOSIPHONS ONLY)		Channel				Tube Support	B 171-715				
47	Liq. Static head Req.d			Floating Head			BOLTINGS					
48	sq ft	in. / m <sup>2</sup>	Shell Nozzle	Bundles	Shell/Channel		Shell Cover	A193 B7/1942H				
49	In				Tube Ring		Shell/Channel	A193 B7/1942H				
50	Out				Tube Flange		Floating Head	A193 B7/1942H				
51	Intermediate				Expansion Joint		Channel Cover	A193 B7/1942H				
52	T.E.M.A. Class	R	Code Requirements									
53	Weight: Empty:	lb.		Full of Water:	lb.		Tube Bundles	lb.				
54	NOTES: 1- EQUIPO RELOCALIZADO, CAMBIO DE SERVICIO, REVAMPING 1998											
55	2 - CONDICIONES DE OPERACIÓN CRUDO CUSIANA											
56												
57												
58												
59	Rev	Description	Date	Pre.	Cke.	App.	Rev	Description	Date	Pre.	Cke.	App.



COMPLEJO INDUSTRIAL DE BARRANCABERMEJA

DATA SHEET OF TRAYS  
FOR DISTILLATION TOWERS

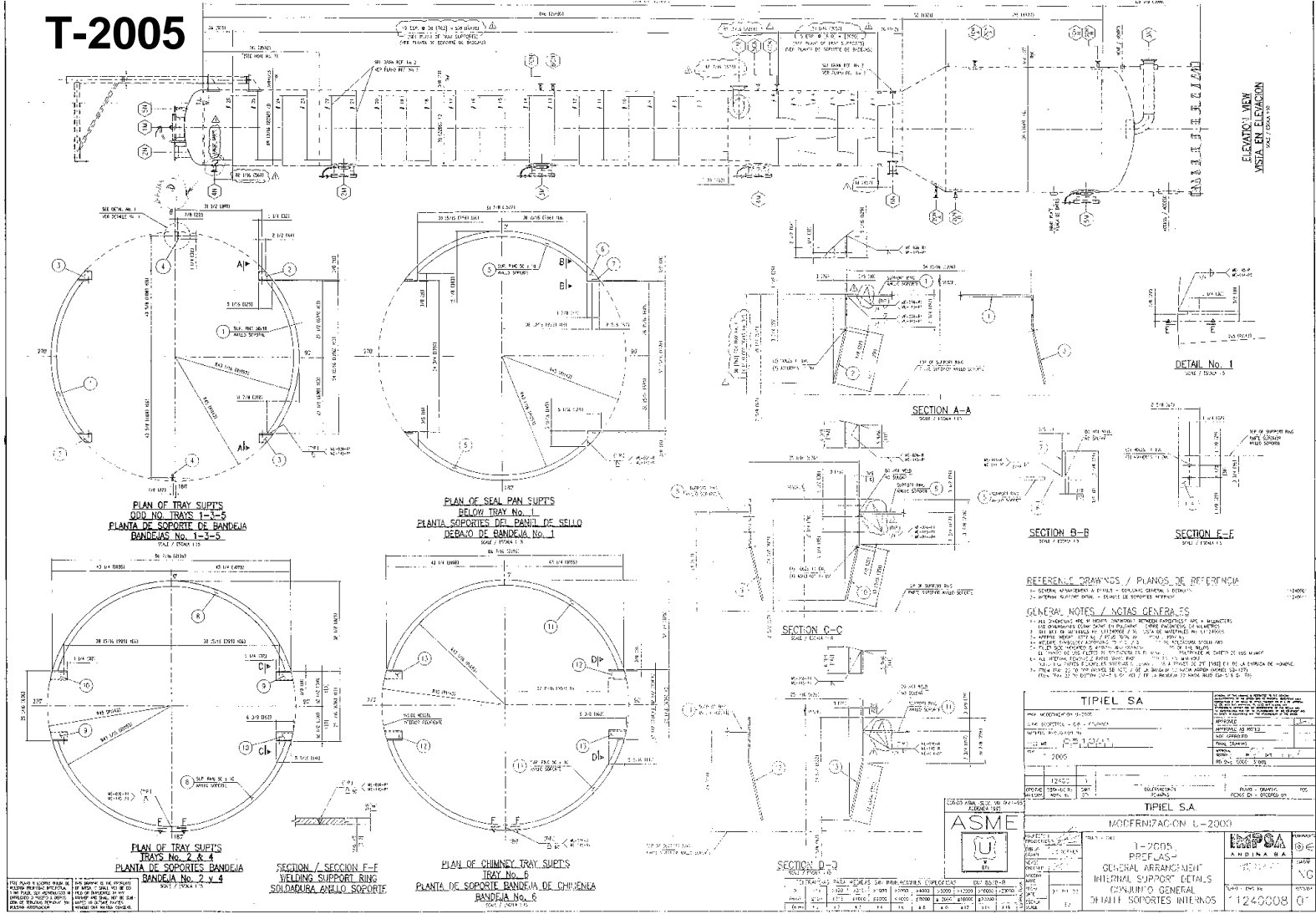
PIT-00-F-058

PLANT: UNIDAD DE DESTILACION PRIMARIA TAG T2005

PROJECT:	UNIT:	DOC. TYPE:	PROGR:	REV.	SHEET	OF	DATE:
1	U2000				1	1	09/12/00
2	TOWER ITEM		T2005		T2005		T2005
3	SERVICE		CRUDO		CRUDO		CRUDO
4	TRAYS NUMBERED FROM	TOP <input type="checkbox"/>	BOTTOM <input checked="" type="checkbox"/>	TOP <input type="checkbox"/>	BOTTOM <input checked="" type="checkbox"/>	TOP <input type="checkbox"/>	BOTTOM <input checked="" type="checkbox"/>
5	NUMBER OF TRAYS/SECTION		20		5		1
6	PROCESS DATA						
7	LOADINGS AT TRAY NO.		(3)		(3)		(4)
8	FLUID		HC + STEAM		HC + STEAM		HC + STEAM
9	VAPOR DESIGN RATE, lb./hr.		135000		20000		30000
10	DENSITY AT P.T. lb./ft. <sup>3</sup>		0.28		0.17		0.20
11	MOL. WEIGHT		77		49		59.0
12	COMPR. FACTOR		0.99		0.99		0.99
13	LIQUID DESIGN RATE, lb./hr.		40000		642220 (5)		655000
14	DENSITY AT T. lb./ft. <sup>3</sup>		5.57		6.56		6.50
15	MOL. WEIGHT		128		280		273
16	VISCOSITY, cP		0.23		0.50		0.50
17	SURF. TENSION, DYNES/CM		14.10		19.27		19.0
18							
19	OPERATING TEMPERATURE						
20	VAPOR °F		296		353		355
21	LIQUID °F		294		352		353
22	OPERATING PRESSURE <input type="checkbox"/> mm Hg <input checked="" type="checkbox"/> P <sub>abs</sub>		15		15.0		15.5
23	SYSTEM (FOAM) FACTOR						
24	MAX. FLOODING FACTOR %		85		85		85
25	MAX. Δ P/TRAY <input checked="" type="checkbox"/> mm Hg <input type="checkbox"/> P <sub>abs</sub>		0.20		0.20		0.20
26	MIN. DOWNC. RESIDENCE TIME SEC						
27	MIN./MAX. RATE (1) %		40/110		40/110		40/110
28	FOULING						
29	MECHANICAL DATA						
30	TRAY DIAMETER in.		90"		90"		90"
31	TRAY TYPE		VALVE		VALVE		VALVE
32	TRAY SPACING, INCHES		30.0		24		24
33	NUMBER OF PASSES PREFERRED		2		2		2
34							
35	MATERIALS						
36	TRAY DECK MAT'L C.A.						
37	DOWNCOMER MAT'L C.A.						
38	VALVES MAT'L C.A.						
39							
40							
41	NOTES: (1) MIN. AND RATES ARE GIVEN AS PERCENT OF DESIGN RATES THE TRAY PERFORMANCE SHALL BE GUARANTEED WITHIN THE						
42	SPECIFIED RANGE AT CONSTANT LIQ. IF NOT SPECIFIED THE OPERATION AT 50% OF THE DESIGN LOADS SHALL BE GUARANTEED.						
43	(2) THE SPECIFIED No. OF PASSES IS NOT MANDATORY, TRAY MANUFACTURER CAN CONSIDER ALTERNATE SOLUTION IF MORE ATTRACTIVE.						
44	(3) MAX LOADS OF VAPOR AND LIQUID PROCESSING 50000 B/D CUSIANA CRUDE.						
45	(4) MAX LOADS OF VAPOR AND LIQUID PROCESSING 55000 B/D LIGHT CRUDE.						
46	(5) MAX LOAD OF LIQUID WITH LGTH CRUDE						
47							
48							
49	Rev.	Description	Date	Prd.	Ckd.	App.	Rev.
50							Description
51							Date
52							Prd.
53							Ckd.
54							App.



# T-2005

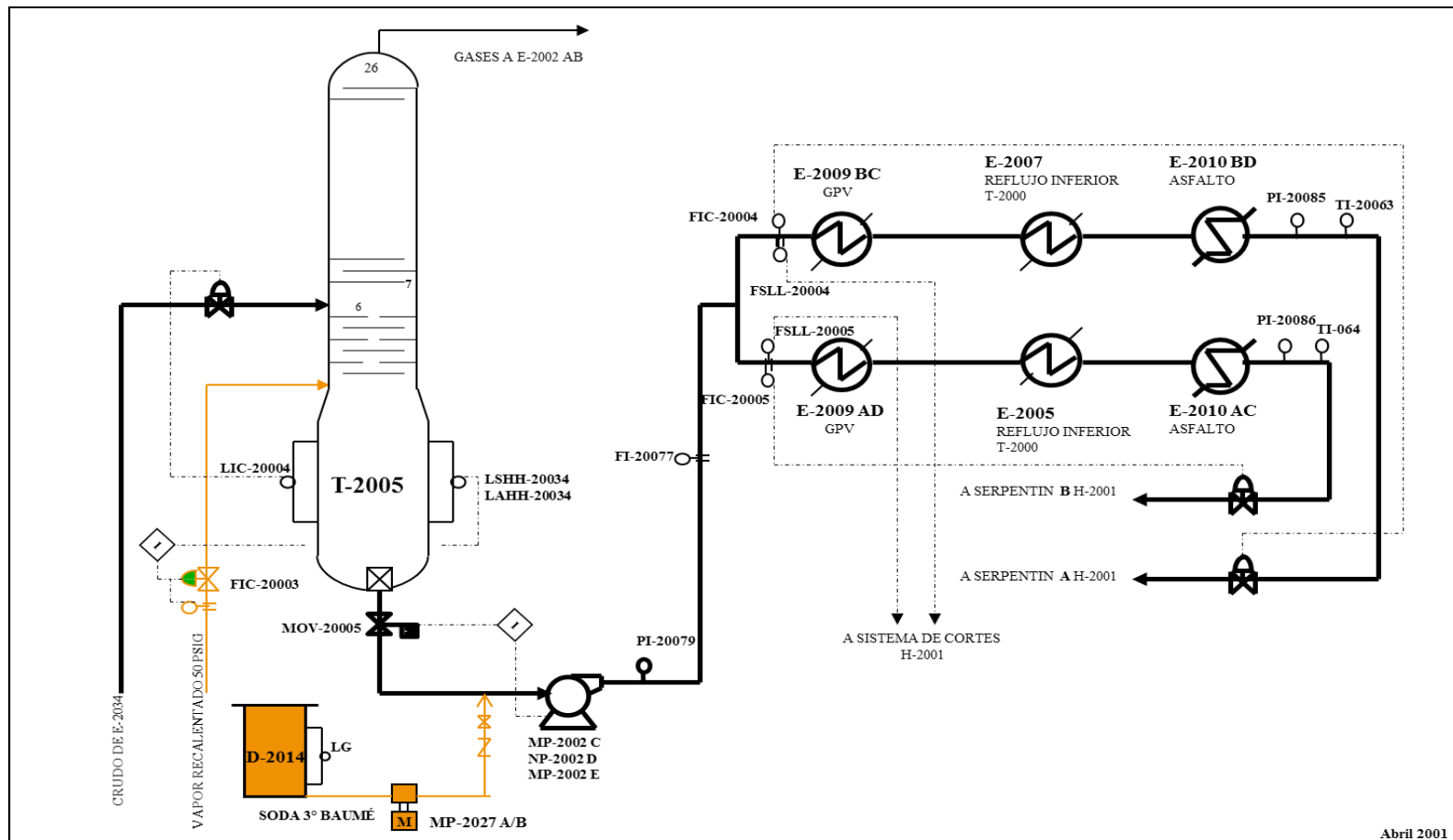


### Anexo D: Resultados del muestreo en la T-2005.

Análisis	Método	Unidad	NAFTA LIVIANA	NAFTA PESADA
			T-2005	T-2000
			08/09/2015	08/09/2015
Piano (Resumen por Grupo)		---	---	---
Parafinas	ASTM D 6729	% Peso		
I-Parafinas		% Peso		
Aromáticos		% Peso		
Naftalenos		% Peso		
Olefinas		% Peso		
Oxigenados		% Peso		
Indefinidos		% Peso		
C12+		% Peso		
Contenido de Azufre		ASTM D 4294	% Peso	0,00862
Densidad a 15 °C	ASTM D 4052	g/mL	0,7093	0,7466
Gravedad API		°API	68,0	58,0
Destilación Atmosférica	ASTM D 86	---	---	---
PIE		°F	82,6	146,3
5 % Evaporado		°F	88,7	188,5
10 % Evaporado		°F	108,0	202,1
20 % Evaporado		°F	136,8	215,5
30 % Evaporado		°F	159,1	224,6
40 % Evaporado		°F	181,0	236,8
50 % Evaporado		°F	203,5	238,2
60 % Evaporado		°F	224,5	244,4
70 % Evaporado		°F	245,2	251,4
80 % Evaporado		°F	274,4	261,1
90 % Evaporado		°F	319,1	273,2
95 % Evaporado		°F	358,9	282,0
PFE		°F	416,8	297,6
Residuo		% Volumen	1,0	1,0
Recuperado		% Volumen	98	98
Pérdida		% Volumen	1,0	1,0
Presión Barométrica		mm Hg	753	753
Azufre Mercaptano		ASTM D 3227	% Peso	
Número de Ácido	ASTM D 664	mg KOH/g		
Presión de Vapor	ASTM D 5191	PSI	12,59	3,89
Número de Octano Research - RON	ASTM D 2699	Octanos	65,8	64,0
Número de Octano Motor - MON	ASTM D 2700	Octanos	63,1	61,1

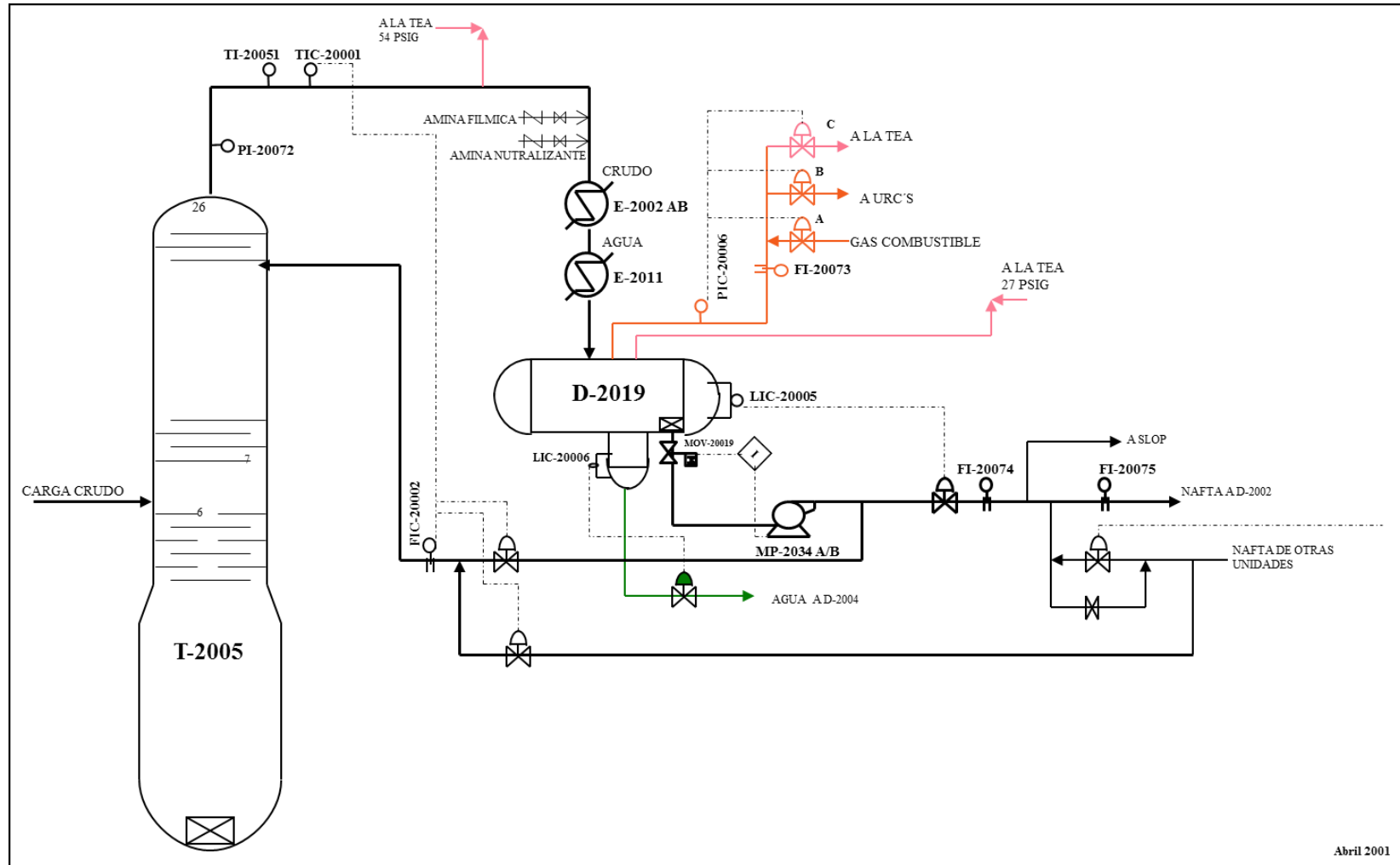
## Anexo E: Diagramas del circuito preflash

### Diagrama del circuito inferior de la torre preflash T-2005



Abril 2001

**Diagrama del circuito superior de la torre preflash T-2005.**



Abril 2001

### Anexo F: Lazos de control implementados

Lazo	Variable controlada	Variable manipulada	Alternativa de control		Cascada	
			1	2	Esclavo	Maestro
LC-9	Nivel de agua en el D-2019	Flujo de agua del D-2019	x	x	--	--
LC-7	Nivel de Nafta en el D-2019	Flujo de Nafta producto	x	x	--	--
LC-10	Nivel en el sumidero de T-2005	Flujo de fondos de T-2005	x	x	--	--
PC-D2019	Presión D-2019	Flujo a tea	x	x	--	--
		Flujo a URC	x	x	--	--
		Flujo de gas combustible	x	x	--	--
FC-8	Flujo de reciclo	Apertura de la Válvula de reciclo	x	x	x	--
FC-3	Flujo de vapor	Apertura de la Válvula de vapor	x	x	x	--
FC-1	Flujo de crudo	Apertura de la válvula de flujo de crudo	x	x	--	--
FC-11	Flujo de crudo	Apertura de la válvula de flujo de crudo	x	x	--	--
FC-12	Flujo de crudo	Apertura de la válvula de flujo de crudo	x	x	--	--
FC-13	Flujo de crudo	Apertura de la válvula de flujo de crudo	x	x	--	--
TD86C-1	T. D-86 al 95% en peso nafta producto	flujo de reciclo	--	x	--	x
TD86C-2	T. D-86 al 95% en peso nafta producto	flujo de vapor	--	x	--	x
TC-8	Temperatura de cima de T-2005	flujo de reciclo	x	--	--	x

LAZO	P [%/°]	I [min]	D [min]	ACCIÓN	ELEMENTO FINAL	ACCIÓN EN FALLA	RANGO DEL SENSOR	SET-POINT
LC-9	748,9	1,8	0,45	Inversa	VAL-9	AF	0-1 ft	0,5 ft
LC-7	357,8	0,6	0,15	Inversa	VAL-7	AF	0-3 ft	1,5 ft
LC-10	216,17	5,94	0,8	Inversa	VAL-10	AF	0-25 ft	15 ft
PC-D2019	30,37	5,28	0	Directa	VAL-4	AF	0-60 psig	29,4 psi
					VAL-5	AF		
					VAL-6	CF		
FC-8	0,35	0,96	0	Inversa	VAL-8	CF	0-3000 bbl/d	765 bbl/d
FC-3	1,32	0,3	0	Inversa	VAL-3	CF	0-12000 lb/h	7765 lb/h
FC-1	6,55	1,32	0	Inversa	VAL-1	CF	0-62000 bbl/d	53000 bbl/d
FC-11	6,55	1,32	0	Inversa	VAL-1	CF	0-62000 bbl/d	0 bbl/d
FC-12	6,55	1,32	0	Inversa	VAL-1	CF	0-62000 bbl/d	0 bbl/d
FC-13	6,55	1,32	0	Inversa	VAL-1	CF	0-62000 bbl/d	0 bbl/d
TD86C-1	0,56	29,7	0	Directa	FC-8	--	260-460 °F	360 °F
TD86C-2	2,48	36,3	0	Inversa	FC-3	--	260-460 °F	360 °F
TC-8	136,6	0,6	0,15	Directa	FC-8	--	200-360 °F	280 °F