



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA
DE MÉXICO**

**FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
ZARAGOZA**

**DESARROLLO DE LA SIMULACIÓN DINÁMICA DE UNA
UNIDAD FRACCIONADORA DE CRUDO SÚPER LIGERO.**

**TESIS
PARA OBTENER EL TÍTULO DE:**

INGENIERO QUÍMICO

**PRESENTA:
ESAHU ALBERTO ESPINOZA SANDOVAL**

**DIRECTOR DE TESIS:
Dr. Mariano Pérez Camacho.**

**ASESOR DE TESIS:
M en I. Florencio Jiménez Jiménez.**



Diciembre 2017

Ciudad de México



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE
MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS
SUPERIORES "ZARAGOZA"

DIRECCIÓN

JEFE DE LA UNIDAD DE ADMINISTRACIÓN
ESCOLAR
PRESENTE.

Comunico a usted que al alumno(a) Espinoza Sandoval Esahu Alberto con número de cuenta 41310680-1 de la carrera Ingeniería Química, se le ha fijado el día 13 del mes de Diciembre de 2017 a las 15:00 horas para presentar su examen profesional, que tendrá lugar en la sala de exámenes profesionales del Campus II de esta Facultad, con el siguiente jurado:

PRESIDENTE	M. EN I. CRESENCIANO ECHAVARRIETA ALBITER	
VOCAL	DR. MARIANO PÉREZ CAMACHO	
SECRETARIO	DR. RODOLFO ALBERTO HERRERA TOLEDO	
* SUPLENTE	M. EN I. FLORENCIO JIMÉNEZ JIMÉNEZ	
SUPLENTE	DR. FRANCISCO VIDAL CABALLERO DOMÍNGUEZ	

El título de la tesis que se presenta es: "Desarrollo de la simulación dinámica de una unidad fraccionadora de crudo súper ligero".

Opción de Titulación: Convencional

ATENTAMENTE
"POR MI RAZA HABLARÁ EL ESPÍRITU"
CDMX., a 22 de Noviembre de 2017.

DR. VÍCTOR MANUEL MENDOZA NUÑEZ
DIRECTOR

RECIBÍ:
OFICINA DE EXÁMENES PROFESIONALES
Y DE GRADO

DE ESTUDIOS SUPERIORES "ZARAGOZA"
DIRECCIÓN

Vo.Bo.
I.Q. DOMINGA ORTIZ BAUTISTA
JEFA DE LA CARRERA DE I.Q.

*La aplicación de la ciencia en el estricto razonamiento de valores
estéticos, es realismo en abstracción del pensamiento su mayor gloria y el
más firme galardón de su utilidad práctica.*

E.T. Bell

Agradecimientos:

Con el honor de la admiración agradezco al M.I. Florencio Jiménez Jiménez por los conocimientos que me enseñó, por la confianza, por sus excelentes, acertados y entretenidos consejos, por el incondicional apoyo, gracias por creer en mí, gracias por enseñarme a ser valiente a las oportunidades, por enseñarme que cualquier cosa que se desee con sinceridad tiene la posibilidad de manifestarse, mi estimado maestro siempre tendré presente lo que aprendí con usted, ser comprometidos a nuestros ideales no es que nos opongamos a la adversidad, si no lo que empieza siendo una adversidad terminara por ser una oportunidad. De todo corazón Gracias por ser un ejemplo a seguir.

Agradezco con todo aprecio al Dr. Mariano Pérez Camacho por brindarme un poco de su sabiduría, por darme la oportunidad de aprender de sus catedráticos conocimientos que envuelven en inspiración, gracias por su amistad, gracias por todo lo que me enseñó de esta gran carrera, por motivarme a dar lo mejor por hacer de la belleza del pensamiento una realidad.

Agradezco enteramente al Ing. Alberto Aguilar Patiño por haber compartido conmigo sus conocimientos, por su atención y el apoyo brindado para la realización de este trabajo, por su propiedad, sus observaciones por hacer que siempre mejorara y por los gratos momentos que hemos compartido.

Agradecimientos:

Agradezco al Ing. Said Duran por la confianza y motivación que me ayudaron a mejorar, por el tiempo tan valioso compartiendo sus conocimientos, por las oportunas observaciones realizadas, gracias por la paciencia en la infinita atención a mis dudas mientras aprendía, gracias por ayudarme a conseguir este éxito en mi vida profesional.

Agradezco al Ing. Ricardo Quiroz Peralta por todas sus tenciones y el apoyo al compartir sus conocimientos, así como la confianza que ha depositado en mí.

Agradezco a mi alma mater la Universidad Nacional Autónoma de México por recibirme, por hacerme un pensador de dignidad, porque es un orgullo haberme formado en tus aulas, mi amada universidad por mi raza hablara el espíritu.

Gracias por abrirme el camino hacia la vida profesional.

Agradezco al Instituto Mexicano del Petróleo por abrirme sus puertas, por ser un recinto más en donde cultivar mi formación. La experiencia que gane es invaluable.

Gracias por hacer posible mi realización profesional.

Un agradecimiento especial a los proyectos PE105518 (PAPIME) y IA106818 (PAPIIT) por el apoyo en la realización de este trabajo.

A mi jurado, que se tomó la tarea de revisar este trabajo y enriquecerlo con sus comentarios.

A todos quienes me brindaron su apoyo al continuar con mi formación profesional quiero decir gracias.

Dedicatoria:

A mi padre por enseñarme a jamás vencerme, a luchar sin parar por los grandes sueños, por ser un guerrero incansable, por brindarme la oportunidad de ser un pensador elegante, por jamás decir ya no puedo, papá siempre serás mi fuerza.

Sabiendo que jamás existirá una forma de agradecer una vida de lucha, sacrificio y esfuerzo constante, solo deseo que comprendan que el logro mío; es suyo, que mi esfuerzo es inspirado en ustedes, con respeto y admiración gracias mamá por tu amor y papá gracias por guiarme en el camino del éxito.

A mis hermanas Andrea y Arisbell por su cariño, fortaleza, por su capacidad de escucharme, por su apoyo y comprensión en todos los momentos de mi vida y en especial en este, para que juntos sigamos cultivando el amor y la unidad que hemos logrado.

A la ciencia que siempre será mi pasión.



CONTENIDO

	Contenido General.	i
	Lista de Tablas.	iv
	Lista de Figuras.	v
	Introducción.	ix
	Justificación.	xi
Capítulo 1	Simulación estática y dinámica de procesos.	
1.1	Simulación de procesos en la industria química.	2
1.2	Aplicaciones de la simulación de procesos.	3
1.3	Simulación en régimen permanente de procesos.	4
1.4	Simulación dinámica de procesos.	6
1.5	Dinámica de los sistemas.	8
Capítulo 2	Conceptos de control de procesos.	
2.1	Control de procesos.	12
2.2	Propiedades de los procesos.	14
2.3	Control automático de procesos.	15
2.4	Importancia del control de procesos.	20
Capítulo 3	Composición y procesos de fraccionamiento de petróleo crudo.	
3.1	Composición de los petróleos crudos y productos petrolíferos.	22
3.1.1	Hidrocarburos alifáticos saturados, alcanos o parafinas.	25
3.1.2	Hidrocarburos cíclicos saturados, cicloalcanos o naftenos.	25
3.1.3	Hidrocarburos aromáticos	26
3.1.4	Compuestos de azufre	27



3.2	Composición de los petróleos crudos en México.	28
3.3	Fraccionamiento y análisis elemental de los crudos petrolíferos y sus cortes.	29
3.3.1	Fraccionamientos analíticos y preparativos.	29
3.4	Proceso de fraccionamiento de petróleo crudo.	32
3.5	Proceso de destilación atmosférica de petróleo crudo.	36
3.6	"Shale Oil" como recurso petrolífero no convencional.	39
Capítulo 4	Desarrollo de la simulación dinámica de la unidad fraccionadora de crudo súper ligero ("Shale Oil").	
4.1	Descripción del caso base.	44
4.1.1	Función de la planta (sección de fraccionamiento).	44
4.1.2	Tipo de proceso.	44
4.1.3	Capacidad de la planta.	45
4.1.4	Especificaciones de las alimentaciones.	45
4.1.5	Especificaciones de los productos.	46
4.2	Cortes de destilación del proceso de fraccionamiento de crudo súper ligero.	47
4.3	Diagrama de bloques del proceso.	49
4.4	Descripción del proceso de fraccionamiento de crudo súper ligero ("Shale oil").	50
4.4.1	Diagrama de flujo del proceso.	51
4.5	Funciones de la evaluación operativa de unidad fraccionadora de crudo súper ligero.	53
4.6	Simulación dinámica de la unidad fraccionadora crudo súper ligero ("Shale oil").	54



4.6.1	Estrategias de control y opciones de solución aplicadas en la simulación dinámica de la planta.	55
Capítulo 5	Resultados y conclusiones	
5.1	Resultados del comportamiento de la planta al presentarse variaciones en la composición de las corrientes de alimentación.	61
5.2	Resultados del comportamiento dinámico de la planta al presentarse un paro en el sistema de enfriamiento de la torre fraccionadora.	67
5.3	Tiempo que tarda el SCD en recuperar condiciones normales de operación después de presentarse perturbaciones en las entalpías de alimentación a la torre fraccionadora.	75
5.4	Conclusiones y recomendaciones del desarrollo de la simulación dinámica de la unidad fraccionadora de crudo súper ligero.	81
Bibliografía		83



LISTA DE TABLAS

Tabla	Descripción	Página
3.1	Densidades de diferentes tipos de petróleo crudo.	22
3.2	Constantes físicas de algunos alcanos.	25
3.3	Constantes físicas de algunos cicloalcanos.	26
3.4	Constantes físicas de algunos compuestos aromáticos.	26
3.5	Composiciones de algunos heteroátomos en los petróleos crudos.	27
3.6	Principales tipos de petróleo crudo en México.	28
3.7	Ensayo de una destilación de gasolina.	31
3.8	Productos del proceso de destilación atmosférica de petróleo crudo.	33
3.9	Productos del proceso de destilación al vacío de petróleo crudo.	35
	Países con mayor número de reservas de "Shale oil".	41
4.1	Ensayo de destilación ASTM D-86 para un aceite súper ligero "Shale Oil" .	45
4.2	Especificaciones de Diésel producto.	46
4.3	Especificaciones de gasolina producto.	46
4.4	Especificaciones de los subproductos de fondo de la torre fraccionadora.	47
4.5	TIE y TFE de los productos de la planta.	48
4.6	Flujos máxicos de los productos de la unidad fraccionadora de crudo súper ligero.	48



LISTA DE FIGURAS

Figura	Descripción	Página
1.1	Esquema genérico del diseño de un proceso químico.	4
1.2	Simulación dinámica de un proceso de separación de etano.	7
1.3	Esquema de aplicación de la simulación dinámica en los procesos industriales.	8
1.4	Sistema estático de flujo.	9
1.5	Sistema dinámico de flujo.	10
2.1	Monitoreo y control de procesos industriales.	12
2.2	Factores en el control de procesos.	13
2.3	Arquitectura conceptual de un proceso.	14
2.4	Sistema de control automático para control de nivel de líquidos.	15
2.5	Componentes básicos de un sistema de control automático.	16
2.6	Circuito de control automático común en una planta química.	17
2.7	Arquitectura de un circuito de control automático ("feedback").	18
2.8	Circuito de control automático para un sistema de calentamiento de agua.	19
3.1	Principales productos petrolíferos, intervalos de temperatura de ebullición y de número de átomos de carbono.	23
3.2	Muestra de petróleo crudo.	24



3.3	Porcentaje de petróleo ligero que se convierte en derivados comparado con el petróleo pesado maya o una mezcla de ambos.	28
3.4	Curva de destilación de gasolina.	32
3.5	Proceso de destilación atmosférica de petróleo crudo.	34
3.6	Unidad de destilación al vacío.	35
3.7	Esquema típico del proceso de destilación atmosférica de petróleo crudo.	36
3.8	Tren de precalentamiento de la carga de petróleo crudo.	37
3.9	Torre de destilación atmosférica de petróleo crudo.	38
3.10	Sistema de condensación de la columna de destilación	38
3.11	Plantas industriales de separación de productos petrolíferos.	39
3.12	Instalación de procesamiento de "shale" en la región Marcellus, Pennsylvania.	40
3.13	Reservas 3P de yacimientos de hidrocarburos no convencionales en México.	42
4.1	Curva de destilación de la muestra de aceite súper ligero de alimentación a la planta.	47
4.2	Diagrama de bloques del proceso de fraccionamiento de crudo súper ligero.	49
4.3	Diagrama de flujo de proceso unidad fraccionadora de crudo súper ligero "Shale Oil"	52
4.4	Simulación dinámica de la unidad fraccionadora de crudo súper ligero.	54
4.5	Estrategias de control del tanque FA-101.	55
4.6	Estrategia de control de temperatura de la DB-101.	56



4.7	Estrategias de control en la sección de extracción de diésel.	57
4.8	Estrategias de control en la sección de condensación de gasolina.	58
4.9	Simulación de operación estable de la unidad fraccionadora de crudo super ligero ("Shale Oil") .	59
5.1	Presión de operación del FA-101 al incremento de componentes ligeros.	61
5.2	Comportamiento de P y W de operación de la fase gas en el FA-101.	62
5.3	Comportamiento de T y W en los domos de la torre fraccionadora DB-101.	63
5.4	Perturbaciones en la operación del proceso por variación en la composición de alimentación.	64
5.5	Comportamiento de la sección de condensación.	64
5.6	Composición de la corriente de gasolina producto.	65
5.7	Composición de la corriente de extracción de diésel a la torre fraccionadora.	66
5.8	Condiciones normales de operación en el sistema de condensación.	67
5.9	Temperaturas de salida del sistema de condensación EG-101.	68
5.10	Efecto en el nivel y temperatura de operación del FA-102.	69
5.11	Comportamiento de la temperatura del tanque acumulador de reflujo FA-102.	70
5.12	Estabilización de la temperatura del tanque acumulador de reflujo FA-102.	70



5.13	Comportamiento de las temperaturas del sistema de condensación.	71
5.14	Estabilización de las temperaturas del sistema de condensación	72
5.15	Efecto en los domos de la torre fraccionadora.	73
5.16	Estabilización de las temperaturas en los domos de la torre fraccionadora.	73
5.17	Tiempo de estabilización de la planta.	74
5.18	Estabilización de la operación de la unidad fraccionadora.	74
5.19	Fluctuaciones de las variables en el sistema por efectos del TIC-110.	75
5.20	Punto de perturbación a la operación estable de la torre fraccionadora.	76
5.21	Comportamiento dinámico del flujo de vapor al presentarse perturbaciones en la entalpia de alimentación de la DB-101.	77
5.22	Composición del FV en los domos de la DB-101 a operación estable.	78
5.23	Composición del FV en los domos de la DB-101 durante la perturbación.	79
5.24	Tiempo que tarda el SCD en recuperar las condiciones normales de operación.	80



INTRODUCCIÓN



Introducción

El desarrollo de la industria química en las últimas décadas ha evidenciado un crecimiento importante debido al dominio e innovación en las herramientas y técnicas utilizadas para realizar actividades relacionadas con el diseño, construcción y operación de plantas de proceso. Un ejemplo de ello es el uso de herramientas computacionales como los simuladores de proceso, que han modificado la velocidad de hacer los cálculos y obtener diseños de equipo y procesos rápidamente. Estos desarrollos, abarcan desde la simulación en estado estacionario hasta la simulación dinámica que representa sistemas más complejos. La aplicación de este tipo de tecnología en el desarrollo de la industria petrolera ha permitido diseñar y predecir el comportamiento operativo de las plantas de proceso verificando su funcionalidad con eficacia, seguridad y economía.

La búsqueda de materias primas para satisfacer la demanda de energía en todo el mundo ha detonado nuevos escenarios en la industria, como la revolución de los **recursos no convencionales "shale oil" y "shale gas"**. De acuerdo a la Agencia Internacional de Energía algunas economías en el mundo se están volviendo cada vez más dependientes de este tipo de recursos tal es el caso de los Estados Unidos de América (E.U.A.), colocándolos en el centro de la agenda energética mundial. La llegada de este tipo de recursos ha obligado a la evaluación de nuevas tendencias de procesamiento y fraccionamiento para satisfacer las variadas necesidades de combustible.

Al concretarse el potencial **de México con el "shale" es necesario la evaluación** técnica de los procesos de acondicionamiento y fraccionamiento de este tipo de petrolíferos. Las diferencias que por naturaleza presentan este tipo de hidrocarburos con respecto a los convencionales hacen propicia la aplicación de la simulación de procesos para la evaluación del diseño, el control y la operación de las plantas industriales existentes, así como el diseño de plantas nuevas. La simulación dinámica permite, más aun, evaluar los diseños del proceso y estrategias de control, predecir el comportamiento de los sistemas ante cambios en las condiciones normales de operación, así como prevenir aspectos operativos en los mismos y de esta forma garantizar la seguridad operacional de las plantas. Garantizando una industria adaptable y eficiente para el suministro de combustibles de alto valor comercial.



JUSTIFICACIÓN



Justificación

Los procesos de fraccionamiento de petróleo crudo comúnmente están compuestos de operaciones unitarias simples, sin embargo las interconexiones e interacciones de sus diferentes corrientes de proceso pueden ser complejas, con posibilidad de presentar riesgos en su operación. La mayor parte de las plantas de fraccionamiento, constan de intercambiadores de calor, hornos, torres de destilación fraccionada, columnas de rectificación o agotadoras, condensadores, enfriadores y elementos auxiliares. Una medida para el control y la seguridad de las unidades de fraccionamiento, es tener el total entendimiento de lo que sucede en cada una de las operaciones unitarias que las conforman y cuál sería su comportamiento en caso de la ocurrencia de una eventualidad durante la operación del proceso.

La implementación de los procesos de fraccionamiento y acondicionamiento de hidrocarburos no convencionales es un tema de actualidad en el ambiente petrolero nacional, lo anterior auspiciado por un incremento de las reservas de aceites súper **ligeros tipo "Shale Oil"** y **acentuado por una creciente demanda de petrolíferos en el país**, por lo que avanzar en el análisis de su procesamiento es una necesidad nacional.

Este tipo de hidrocarburos superligeros presenta cambios en sus necesidades de procesamiento, dada su composición y baja cantidad de contaminantes, siendo prioritario además del diseño, la evaluación dinámica del comportamiento operativo de las plantas de proceso, el funcionamiento de los circuitos de control para el ajuste automático de las variables, el comportamiento de los sistemas térmicos e hidráulicos en tuberías y recipientes para el establecimiento de los diferentes procedimientos de paro y arranque seguro de la planta.

Las plantas de fraccionamiento de petrolíferos se diseñan y operan basándose en análisis en estado estacionario, sin embargo, estos sistemas de separación están continuamente sujetos a perturbaciones, causadas por variaciones en el flujo y **composición de la materia prima, en este caso "shale oil"**, cambios en las necesidades del producto y disponibilidad de servicios en la planta.

Para la evaluación operativa de estas plantas de proceso la simulación dinámica es una tecnología clave retroalimentando datos sobre su diseño y permitiendo su optimización operativa facilitando la elaboración de los procedimientos de operación.



La simulación dinámica se utiliza también para comprender los efectos de los cambios en la calidad de las alimentaciones y productos obtenidos de las torres de **fraccionamiento y el impacto en que se incurre por “anormalidades” o falla de los servicios auxiliares o equipos de proceso.**

De acuerdo con lo anterior el presente trabajo, se refiere a describir el comportamiento operativo del proceso y control de una planta de fraccionamiento de 20,000 BPD de crudo súper ligero, utilizando la simulación dinámica de la unidad operando a condiciones estables, y la simulación de escenarios con las posibles eventualidades que afecten las condiciones operativas del sistema, aun cuando la unidad fraccionadora ha sido dotada de controles específicos para su operación estable.

Bajo este contexto, durante el desarrollo de este trabajo, se planteó el análisis de los siguientes casos:

- 1) predecir el comportamiento de la unidad fraccionadora al presentarse variaciones en la composición de las corrientes de alimentación a la planta, en estas condiciones el riesgo en la operación de la unidad es el incremento en los flujos de vapores ligeros que se alimentan al sistema de separación.
- 2) Predecir el comportamiento de la planta al presentarse una falla en el sistema de enfriamiento de la torre fraccionadora, en estas condiciones el incremento de temperaturas de la columna genera un aumento en los flujos de vapor con puntos de sobrepresionamiento en los domos de la torre fraccionadora.
- 3) Predecir el tiempo que tarda la unidad en recuperar sus condiciones normales de operación cuando ocurren variaciones en las condiciones operativas de las alimentaciones a la torre fraccionadora.

La intención de este trabajo es que constituya una herramienta que permita verificar el diseño y la flexibilidad de la planta, validando que los sistemas de control implementados son capaces de hacer frente a tales perturbaciones. La cuantificación precisa de los transitorios del proceso ayudara a los ingenieros a minimizar efectos sobre los productos y requerimientos energéticos, mejorando la seguridad y eficiencia de las plantas de procesamiento al satisfacer las necesidades de petrolíferos.



CAPITULO 1

Simulación estática y dinámica de procesos.



1.1.- Simulación de Procesos en la industria química.

La simulación de procesos puede ser definida como una técnica para evaluar en forma rápida un proceso con base a la representación del mismo, mediante modelos matemáticos. La solución de estos se lleva a cabo por medio de programas de computadora y permite tener un mejor conocimiento del comportamiento de dicho proceso¹.

La simulación, desde el punto de vista de la ingeniería química, es la solución de las ecuaciones de balance de materia y energía para procesos químicos en estado estacionario o dinámico, así como del dimensionamiento y la obtención de costos de los equipos involucrados en un proceso. Pero la simulación no sólo se aplica en las industrias químicas, sino también a multitud de procesos industriales y sistemas naturales. La simulación de procesos conlleva la computación mediante software de los modelos que describen los procesos químicos, físicos, biológicos, así como otros procesos técnicos y operaciones unitarias.

Los requisitos básicos para su aplicación requieren un conocimiento profundo de las propiedades químicas y físicas de los componentes puros y mezclas, de las reacciones, y de los modelos matemáticos que, en combinación, permiten el cálculo de un proceso usando la computación. Es sabido que en la simulación convergen diversas corrientes del saber, como es el análisis de los métodos numéricos para la solución de ecuaciones tanto algebraicas como diferenciales, el modelado de procesos, operaciones unitarias y fenómenos de transporte, estimación de propiedades fisicoquímicas, etcétera.

La simulación de procesos químicos permite efectuar el análisis de plantas químicas en operación y llevar a cabo las siguientes tareas, las cuales son comunes en diversas ramas de la industria química.

- Detección de cuellos de botella en la producción.
- Predicción de los efectos de cambios en las condiciones de operación y capacidad de la planta.
- Optimización de las variables de operación.

¹ Víctor Hugo Martínez S. Simulación de procesos en ingeniería química. México DF febrero del 2000.



- Optimización de proceso cuando cambian las características de los insumos y/o las condiciones económicas del mercado.
- Análisis de nuevos procesos para nuevos productos.
- Evaluación de alternativas del proceso para reducir el consumo de energía.
- Análisis de condiciones críticas de operación.
- Transformación de procesos para desarrollar otras materias primas.
- Análisis de factibilidad y viabilidad de nuevos procesos
- Optimización del proceso para minimizar la producción de desechos y contaminantes.
- Entrenamiento de operadores e ingenieros de proceso.
- Investigación de la factibilidad de la automatización de un proceso.

El software de simulación de procesos describe, de manera más o menos explícita, los procesos en forma de diagramas de flujo donde las operaciones unitarias se colocan y se conectan las corrientes de intercambio de materiales y productos. El software tiene que ser capaz de resolver los balances de masa y energía para encontrar un punto de funcionamiento estable. El desarrollo de modelos para una mejor representación de los procesos reales es el núcleo del desarrollo del software de simulación. El desarrollo del modelo implica la participación no sólo de la ingeniería química, sino también en la ingeniería de control así como de las técnicas de simulación matemática. La simulación de procesos es, por tanto, uno de los pocos campos donde los científicos y profesionales de la química, la física, la informática, las matemáticas, y de varios campos de la ingeniería trabajan juntos².

1.2.- Aplicaciones de la simulación de procesos.

La variedad de aplicaciones de los simuladores de proceso es muy grande, anteriormente solo lo usaban los ingenieros que diseñaban procesos, ahora manejan simuladores los ingenieros ambientales, ingenieros de proceso y hasta ingenieros de planta en su lugar de trabajo.

En principio la simulación de procesos puede ser útil en todas las etapas del desarrollo de un proyecto industrial. En las diferentes etapas del proyecto, puede haber necesidad de realizar estudios de ingeniería con la simulación.

² García González, et al. La simulación de procesos en ingeniería química. Revista Investigación Científica, Vol. 4, No. 2, (2008).



La simulación de procesos puede usarse en las siguientes etapas del desarrollo de un proyecto industrial:

- Investigación y desarrollo. Una simulación sencilla puede usarse para comprobar la factibilidad técnica y económica de un proyecto.
- Etapa crítica en la toma de decisiones. Se prueban diferentes alternativas de proceso y condiciones de operación y se toman decisiones. Cuando un proceso es económicamente atractivo, se deben probar diferentes alternativas de tamaño y localización de la planta industrial y determinar condiciones de operación óptimas.
- Plantas piloto. simulación con modelos más sofisticados para obtener mejores estimaciones de las condiciones de operación a escala industrial.
- Diseño. La simulación proporciona todos los datos de procesos requeridos para el diseño detallado de los diferentes equipos.
- Simulación de plantas existentes. Puede ser muy útil cuando es necesario cambiar las condiciones de operación, o cuando se quieren sustituir materias primas.

1.3.- Simulación en régimen permanente de procesos.

El desarrollo de modelos de balances de materia y energía es la base para la evaluación de procesos. En un proceso químico, la transformación de materias primas en los productos deseados habitualmente conlleva más de una etapa. El proceso suele constar de una serie de etapas de transformación intermedias que involucran, por ejemplo, reacción, separación, mezcla, calentamiento, enfriamiento, etc. Una vez que se han seleccionado las etapas individuales, es necesario interconectarlas para llevar a cabo la transformación global.

Figura 1.1- Esquema genérico del diseño de un proceso químico.



Fuente: Luque Rodríguez Susana. Simulación y optimización avanzadas en la industria química y de procesos: HYSYS. (2005).



La simulación en régimen permanente requiere un modelo matemático que intenta predecir el comportamiento del diseño del proceso. Comprende un conjunto de ecuaciones no lineales que describen:

- 1) Las condiciones de las unidades del proceso mediante corrientes de alimentación.
- 2) Las ecuaciones específicas de cada unidad (leyes de conservación y ecuaciones de diseño específicas).
- 3) Los datos y relaciones de éstos con las propiedades físicas de las sustancias procesadas.

Finalmente el modelo de simulación estática es basado en el diagrama de flujo del proceso cumpliendo con los balances de materia y energía del mismo sin presentar acumulación.

Balance de materia:

$$\sum_{\text{Alimentaciones}} (\mathbf{A}) - \sum_{\text{Productos}} (\mathbf{P}) = \mathbf{0}$$

Balance de energía:

$$\sum_{\text{Alimentaciones}} (\mathbf{A} * \mathbf{H}) - \sum_{\text{Productos}} (\mathbf{P} * \mathbf{H}) + \mathbf{Q} = \mathbf{0}$$

La simulación de procesos en estado estacionario es herramienta utilizada principalmente para el diseño de procesos. La simulación de este tipo de modelos permite solucionar los balances de materia y energía en puntos fijos de las variables del proceso, se imponen restricciones a algunas de las variables de las corrientes, el número de restricciones es igual al número de variables de diseño sin especificar, en el diseño se conocen las alimentaciones y condiciones principales de las corrientes de salida, siendo las incógnitas las dimensiones y especificaciones de algunos parámetros necesarios para la especificación del diseño de los equipos de proceso.



1.4.- Simulación Dinámica de procesos.

Inicialmente, la simulación de procesos fue aplicada para sistemas en estado estacionario, es decir, modelos que contemplan balance de materia y energía de un proceso en equilibrio. Sin embargo, *la simulación dinámica considera que existe una acumulación de masa y energía que varía con el tiempo*. Los modelos dinámicos permiten la descripción de las variables del sistema en función del tiempo, como la predicción y el control de los procesos reales en tiempo real. Esto incluye la posibilidad de modelar la puesta en marcha y el cierre de una planta, los cambios de las condiciones debidos a fenómenos de transporte, mezclas o reacciones.

La simulación dinámica estudia el comportamiento del sistema con respecto al tiempo como variable independiente, es decir, es la representación de los balances de materia, energía y momentum de un proceso considerando sus variaciones en el tiempo.

Balance de materia:

$$\frac{d}{dt}M = \sum_{\text{Alimentaciones}} (A) - \sum_{\text{Productos}} (P)$$

Balance de energía:

$$\frac{d}{dt}E = \sum_{\text{Alimentaciones}} (A * H) - \sum_{\text{Productos}} (P * H) + Q$$

Balance de momentum (ecuación de Darcy):

$$W = J \sqrt{\Delta P * \rho}$$

Cualquier planta química opera en estado dinámico o transitorio, debido a que uno totalmente estacionario nunca puede ser alcanzado en la práctica. La simulación dinámica requiere un mayor tiempo de cálculo y es matemáticamente más compleja que una simulación en estado estacionario. Puede verse como una multiplicación repetida de una simulación en estado estacionario basado en un paso de tiempo fijo, donde las variables fluctúan con el tiempo.

La simulación dinámica se puede utilizar tanto en forma on-line (en línea) como off-line (fuera de línea). Por ejemplo, en el caso de un modelo predictivo on-line, los resultados de la simulación en tiempo real se usan para predecir los cambios que se producen para un cambio en la entrada de control, y los parámetros de control se optimizan en función de los resultados. Por otro lado, la simulación de procesos fuera de línea se puede utilizar en el diseño, la solución de problemas y optimización de la planta de proceso, así como la realización de estudios de casos para evaluar los impactos de las modificaciones de los procesos.

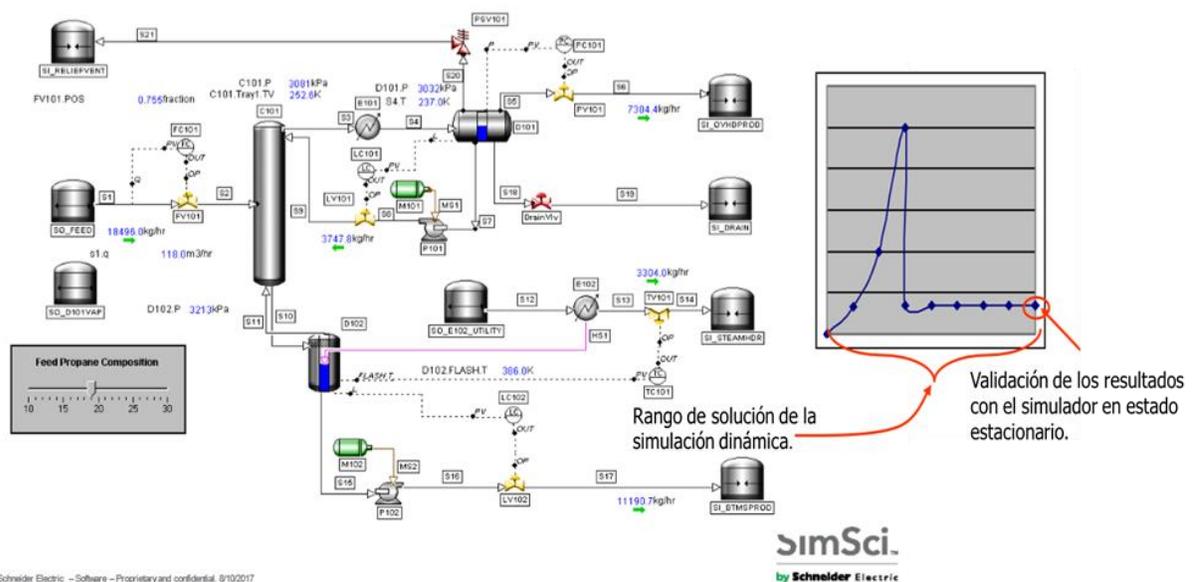


Figura 1.2.- Simulación dinámica de un proceso de separación de etano.

Fuente: Schneider Electric Software, 8/10/2017.

El intervalo de solución de la simulación dinámica es la evaluación del comportamiento del proceso fuera de sus condiciones estables y la validación de los resultados en estado estacionario cuando finalizan los transitorios en el sistema, los resultados de las variables del proceso coinciden con los resultados del estado estacionario, figura 1.2.

La simulación de los sistemas dinámicos permite evaluar las variaciones en el tiempo de los procesos en distintos escenarios de forma virtual. Es imprescindible para el control y la correcta operación de procesos industriales, resultando ser una destacada herramienta para la predicción del comportamiento dinámico de los procesos y la toma de decisiones sobre ellos "(García González, 2008)".

Como se esquematiza en la figura 1.3 el uso de la simulación dinámica permite la validación en el diseño del sistema al evaluar las variables específicas del diseño de los equipos, análisis de la seguridad operacional de las unidades de proceso, evaluación de las estrategias de control seleccionadas en la automatización del sistema y el monitoreo de los procesos en tiempo real, siendo además una herramienta útil para el entrenamiento del personal de operación al predecir el comportamiento de las instalaciones, implementando mejoras de ingeniería para la seguridad y economización de los procesos.



Figura 1.3.- Esquema de aplicación de la simulación dinámica en los procesos industriales.

En los últimos años la simulación dinámica de procesos ha llegado a ser una herramienta de apoyo para los estudios de ingeniería de procesos químicos. Jugando un papel muy importante para la caracterización, optimización y monitoreo del funcionamiento operacional de las plantas industriales.

1.5.- Dinámica de los sistemas.

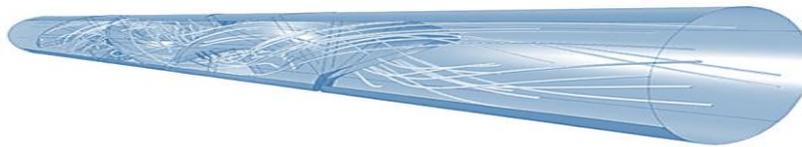
Cualquier tentativa de la explicación de un sistema debe empezar a partir de una predicción de su funcionamiento antes de que el sistema pueda representarse a detalle, tal predicción se basa en las características dinámicas del sistema. Por abordar un ejemplo mencionaremos un sistema de flujo en el que la presión,

velocidad, densidad y las temperaturas y factores similares en cualquier punto de flujo no cambian con el tiempo, se dice que el flujo es estable o el sistema está en un estado estacionario si el flujo en cualquier punto de evaluación se mantiene constante en el espacio.

$$\frac{\partial p}{\partial t} = 0, \quad \frac{\partial v}{\partial t} = 0, \quad \frac{\partial \rho}{\partial t} = 0, \quad \frac{\partial T}{\partial t} = 0$$

Donde p , v , ρ , T son la presión, el vector de velocidad, la densidad y la temperatura respectivamente.

Figura 1.4.- Sistema estático de flujo.



Fuente: <https://www.comsol.com/cfd-module> (página consultada el 04/05/2017 a las 12:34 pm).

La diferencia entre la representación de ambos sistemas continuando con un sistema hidráulico se observa con la ecuación de balance de energía para flujo estable e inestable:

Para flujo en régimen permanente:

$$\frac{v^2}{2} + \frac{p}{\rho} + gz = Cte$$

Para flujo acumulativo (sistema dinámico):

$$\frac{\partial v}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial s} \left(\frac{v^2}{2} + \frac{p}{\rho} + gz \right) = 0$$

El flujo sería inestable si la condición en cualquier punto cambia con el tiempo, en este sentido el análisis de flujo inestable es propiamente el sistema dinámico.

Para el sistema dinámico la sección a lo largo de la tubería:

$$\int_0^s \frac{\partial v}{\partial t} ds + \frac{v^2}{2} + \frac{p}{\rho} + gz = Cte$$

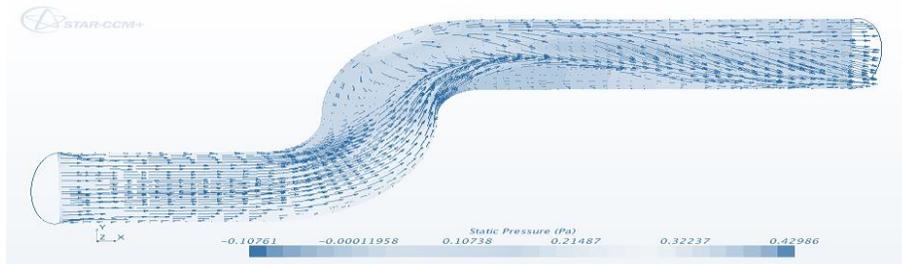
Para secciones transversales en tuberías con reducciones:

$$\int_0^{s_1} \frac{\partial v}{\partial t} ds + \frac{v_1^2}{2} - \frac{p_1}{\rho} + gz_1 = \int_0^{s_2} \frac{\partial v}{\partial t} ds + \frac{v_2^2}{2} - \frac{p_2}{\rho} + gz_2$$

$$\left(\frac{v_1^2}{2} - \frac{p_1}{\rho} + gz_1 \right) - \left(\frac{v_2^2}{2} - \frac{p_2}{\rho} + gz_2 \right) = \int_{s_1}^{s_2} \frac{\partial v}{\partial t} ds$$

En este sentido un sistema se llama dinámico si su salida en el presente depende de una entrada en el pasado; si su salida en curso depende solamente de la entrada en curso, el sistema se conoce como régimen permanente. La salida de un sistema de estas características permanece constante si la entrada no cambia y cambia solo cuando la entrada cambia, en un sistema dinámico la salida cambia con el tiempo cundo saliendo fuera de su régimen permanente³.

Figura 1.5.- Sistema dinámico de flujo.



Fuente: <https://theansweris27.wordpress.com/category/cfd/star-ccm/>, (2017).

Una gran variedad de estudios de ingeniería son de carácter dinámico, tal como el arranque y paros de sistemas de proceso, reacciones, perturbaciones en las condiciones de operación. La teoría de control fundamenta el manejo de la dinámica de los procesos para definir el sistema más apropiado de control, en este contexto abordaremos la conceptualización del modelo de proceso y la simulación de su comportamiento dinámico con la intervención de las acciones de ajuste de los sistemas de control de procesos.

³ Katsuhiko Ogata, Dinámica de sistemas. 1987.



CAPITULO 2

Conceptos de control de procesos.

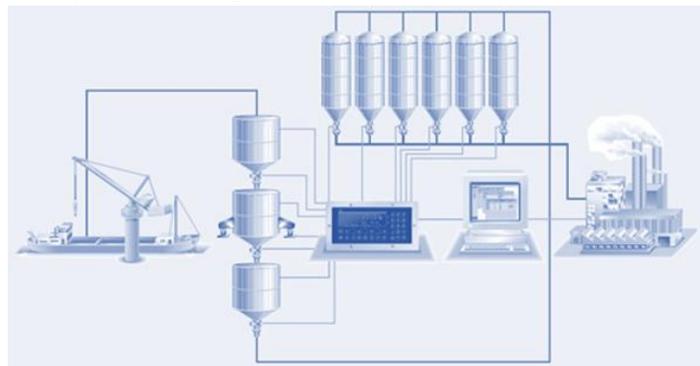


2.1.- Control de procesos.

Cuando se analizan procesos químicos en una planta o en un laboratorio se observan flujos que pasan de un recipiente a otro, líquidos que se separan, gases que reaccionan, etc. Todas las medidas en las variables del sistema cambian continuamente en el tiempo, algunas veces con pequeñas fluctuaciones y otras veces con cambios más importantes. En todos los procesos **"el comportamiento es dinámico" esta simple y obvia afirmación es la razón de ser del "control de procesos"**. Sólo el análisis del comportamiento dinámico del sistema físico permitirá diseñar y alcanzar un buen control del proceso.

El objetivo del control de procesos es mantener en determinado valor de operación las variables del proceso tales como: temperaturas, presiones, composiciones, etc. Los procesos son de naturaleza dinámica, en ellos siempre ocurren cambios y si no se emprenden las acciones pertinentes, las variables importantes del proceso, es decir, aquellas que se relacionan con la seguridad, la calidad del producto y los índices de producción, deben mantenerse aun cuando existan modificaciones.

Figura 2.1.- Monitoreo y control de procesos industriales.

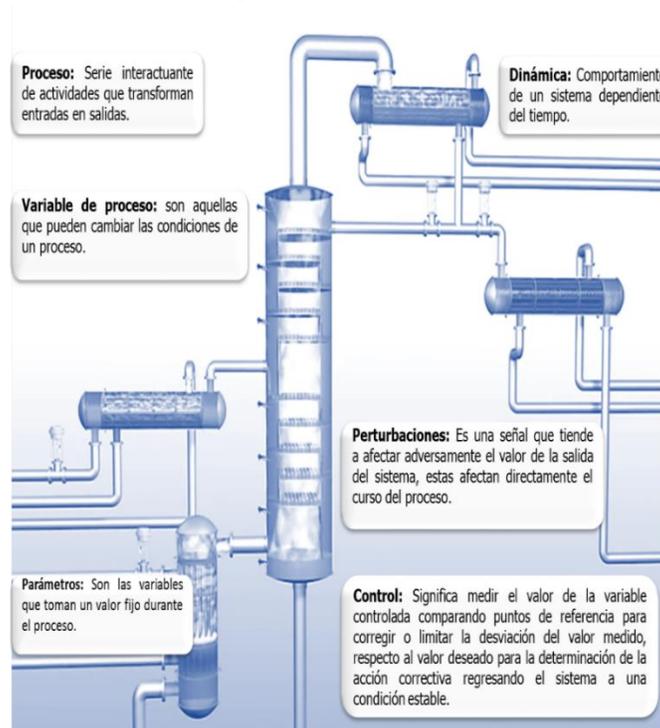


Fuente: www.cgaautomation.com/servicios/automatizacionycontrol-de-procesos (página consultada el 26/03/2017 10:13 am).

En general, para procesos como los que encontramos en la industria química o petroquímica, el diseño se realiza para condiciones de trabajo en régimen permanente, sin variaciones en el tiempo de las variables que caracterizan al sistema. La ingeniería encargada de la operación de estos procesos, debe realizar las acciones necesarias para que los procesos o equipos operen en las condiciones de diseño.

Esto implica considerar otros factores que no aparecen en el análisis del régimen permanente del sistema, tales como la estabilidad de los puntos de trabajo, las variaciones que puedan ocurrir en las entradas al mismo y períodos especiales de funcionamiento (arranques, transiciones de un punto de operación a otro). Las variaciones en las condiciones del proceso o equipo en el tiempo deben ser estudiados para poder tener un amplio conocimiento del mismo, figura 2.2.

Figura 2.2.- Factores en el control de procesos.



Fuente: <https://www.youtube.com/AnimationRektifikation>. (Página consultada Con modificación propia el 04/05/2017 a las 12:34 pm).

Como muchas veces no se alcanza a conocer el comportamiento dinámico del sistema para garantizar la operatividad del mismo, se deben encarar acciones de control. Esto es, manejo de ciertos parámetros o variables que garanticen que el sistema opere en las condiciones deseadas. Para ello es clave conocer cuál es la respuesta dinámica del sistema a los cambios que se introduzcan. Si esto se realiza sin la intervención directa de un operador estamos frente al control automático del proceso.

2.2.- Propiedades de los procesos.

Un proceso es una serie interactuante de actividades que transforman entradas en salidas, siguiendo como ejemplo el esquema de la figura 2.3 Los procesos tienen: Entradas sobre las cuales se realizan acciones dentro del proceso (fase 1), acciones y técnicas de transformación aplicadas a las entradas para obtener las salidas (fase 2), Salidas como resultados del proceso (fase 3). A estos componentes de un proceso es necesario medir las condiciones de las salidas para implementar acciones de control con instrucciones documentadas sobre las condiciones iniciales del proceso asegurando un eficiente funcionamiento.

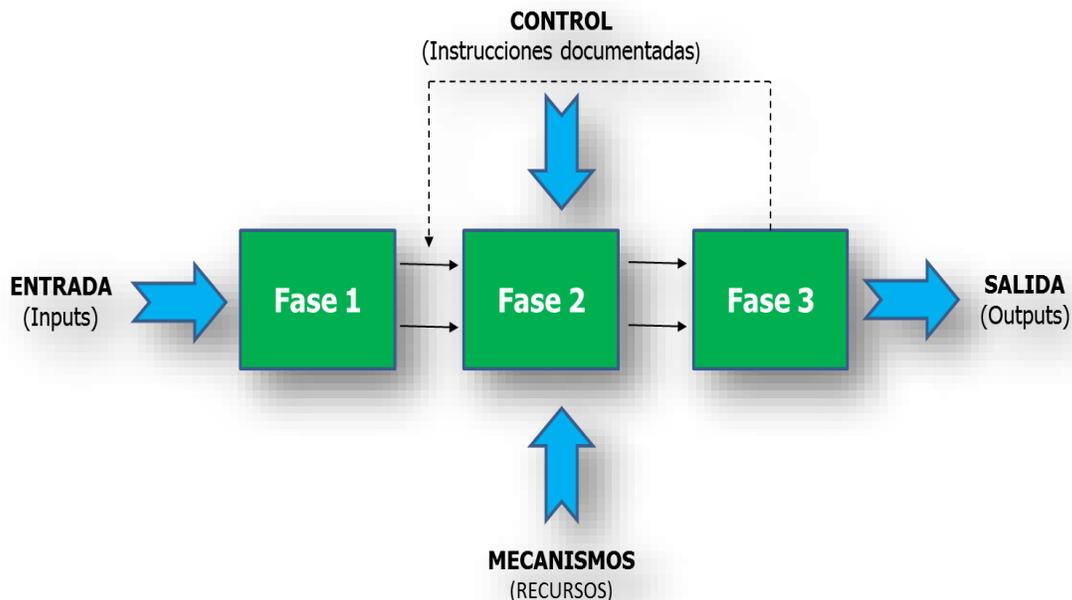


Figura 2.3.- Arquitectura conceptual de un proceso.

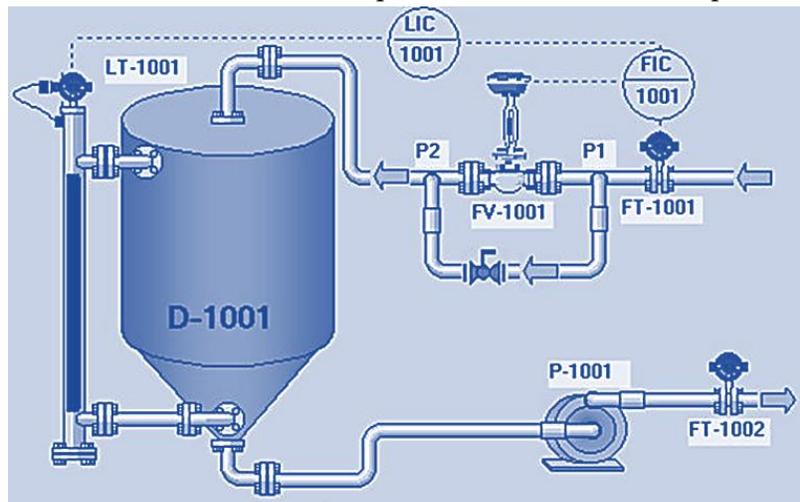
La implementación de control en los procesos requiere de la identificación de las secuencias e interacción de las operaciones interactuantes en el mismo, Medir, monitorear y analizar sus cambios. Un proceso (una Planta) es visto como un conjunto de operaciones (equipos) inteligentemente conectadas con una gran cantidad de variables, la conservación del punto de operación del proceso global (la Planta) se satisface manteniendo una consigna determinada en cada operación. Este análisis determina los criterios y métodos necesarios para asegurar el control y operación de cualquier proceso.

2.3.- Control automático de procesos.

La totalidad de los procesos que tienen lugar en una planta industrial exigen un control de los mismos. Debido a la complejidad que han adquirido los procesos y al gran número de variables que se manejan, se ha hecho necesario la automatización de los sistemas de control de proceso. De esta forma se ha conseguido un control más preciso y rápido en comparación con el sistema manual, haciendo posible manejar desde una misma sala todo el conjunto del proceso a través de control remoto.

El control automático de procesos es un conjunto racional y sistemático de equipos (sensores, actuadores, amplificadores, computadoras, algoritmos, etc.) e intervención humana (diseñadores y operadores de proceso) que permite operar el sistema controlado (una planta) con asistencia del sistema de control mismo.

Figura 2.4.- Sistema de control automático para control de nivel de líquidos.



Fuente: <http://electronika14.blogspot.mx> (página consultada el 3/06/2017 9:35 am).

Las técnicas del control automático en las operaciones de procesos han evolucionado rápidamente desde un arte relativamente sencilla hasta una ciencia de altas matemáticas. No es, sin embargo, el propósito de esta sección desarrollar los aspectos avanzados de la teoría de control, sino más bien resumir ciertos



fundamentos que describan como base los problemas con aplicación de control específicos en la industria⁴.

Las cuatro componentes básicas de un sistema de control automático en una planta de proceso son las siguientes:

Proceso: son las funciones colectivas desarrolladas en y por el equipo en el cual el elemento primario detecta la variable controlada. En este concepto el equipo no incluye ningún equipo de control.

Transmisor: dispositivo para transmitir la señal de la variable de proceso desde el elemento primario de medición a otro punto.

Controlador: dispositivo que produce una señal de control o acción de ajuste en respuesta **de una comparación con el valor de consigna ("Set-point")**, esta comparación genera un error. El cual provoca la señal mencionada.

Elemento final de control: dispositivo que puede ser impulsado por la señal de salida del controlador para regular las entradas de flujo de energía o material para un proceso (válvulas de control, interruptores, reóstatos, impulsores de bombas de velocidad variable y compuertas).

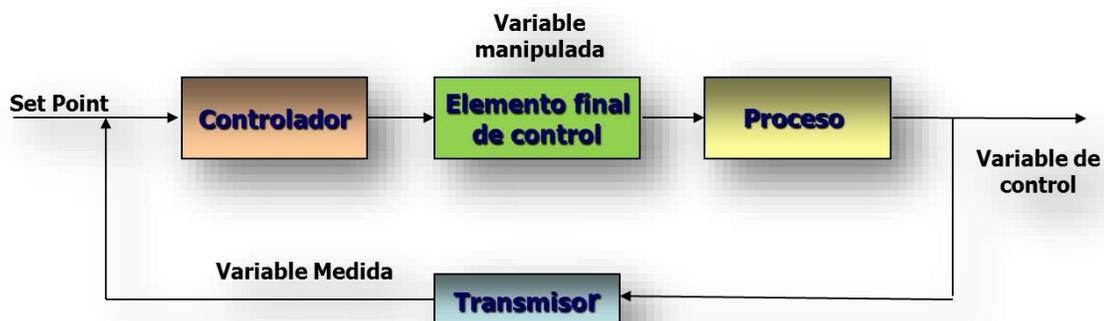


Figura 2.5.- Componentes básicos de un sistema de control automático.

Ahora es necesario definir algunos de los términos que se usan en el campo del control automático de procesos.

⁴ Douglas M. et al. Manual de instrumentación aplicada.1991.

Elemento primario de medición: sistema de medición que es el primero en utilizar o transformar la energía de la variable medida para producir un efecto de respuesta o un cambio de valor en la variable controlada.

Variable controlada: ésta es la variable que se mide para mantener o controlar dentro de algún valor deseado en la operación del proceso.

Punto de ajuste fijo ("Set-point"): el valor que se desea tenga la variable controlada para la estabilidad operacional del proceso.

Modo de control: es la relación entre la salida del controlador y el error de entrada.

Variable manipulada: es la cantidad o condición en el proceso que es afectada por el controlador automático para mantener a la variable controlada en el punto de ajuste fijo, finalmente, cualquier variable que ocasiona que la variable de control se desvíe del punto de control se define como perturbación o disturbio.

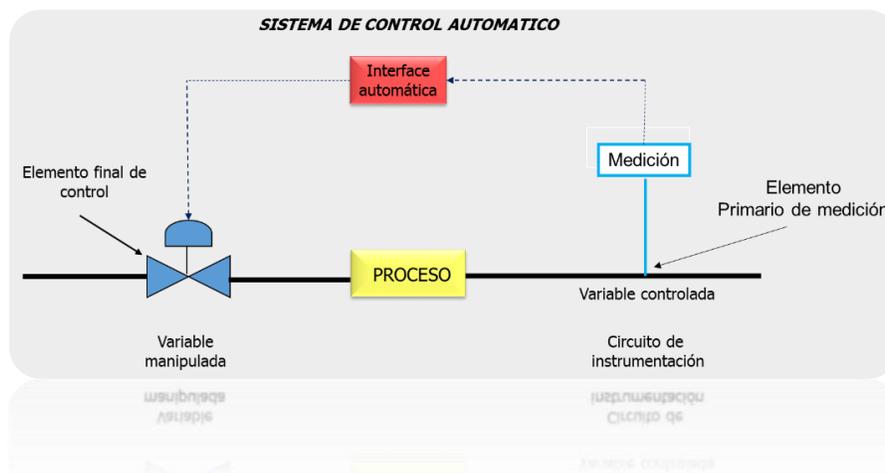


Figura 2.6.- Circuito de control automático común en una planta química.

Control de lazo abierto: son aquellos donde la acción de ajuste no es comparada con la salida del proceso, opera a través de un programa y como no tiene información al respecto de la condición del proceso detiene su operación al terminar este ciclo, solo después de terminar pueden identificarse condiciones no

satisfactorias. Estos circuitos utilizan instrucciones fijas para las acciones de control es decir no tiene retroalimentación⁵.

Control de lazo cerrado: son aquellos donde la acción del control está relacionada con la salida, este tipo de control también se le llama de retroalimentación (“feedback”), y se define como la propiedad de un sistema de trayectoria cerrada que permite que la salida sea comparada con la entrada del sistema, de modo que, la acción apropiada del control se puede realizar como una función de la entrada y la salida, si se considera un componente más de las mismas características como control maestro es propiamente un sistema de control avanzado (“feedforward”). El lazo de control cerrado típico, está formado por el proceso, el Elemento Primario de Medición, el controlador y el Elemento Final de control (ver figura 2.7 para mayor detalle).

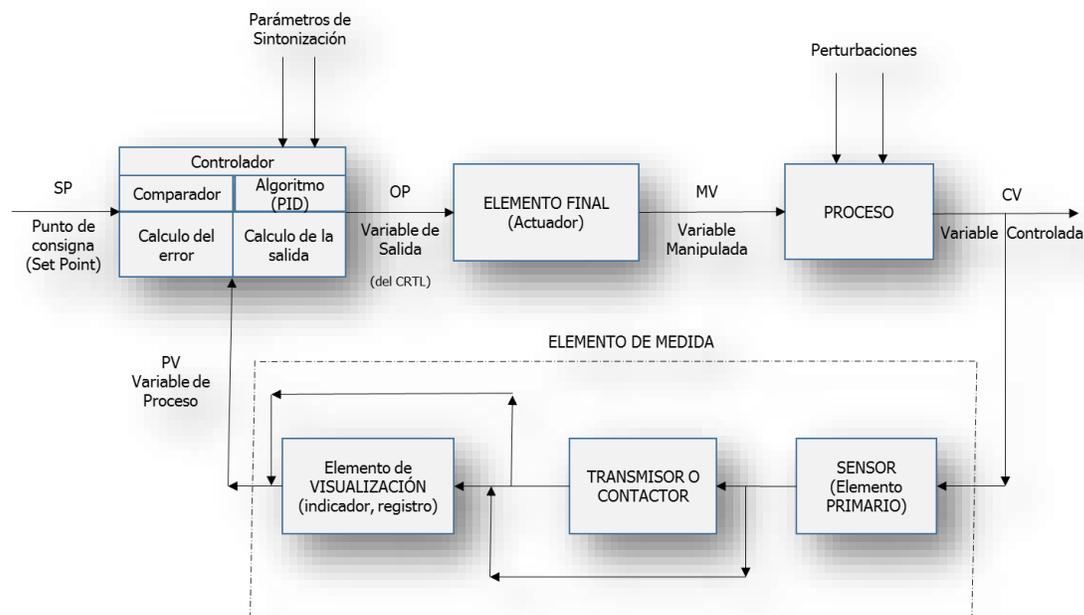


Figura 2.7.- Arquitectura de un circuito de control automático (“feedback”).

El control permite al proceso cumplir con su objetivo de transformación del material y realiza dos funciones esenciales: Compara la variable medida con la de referencia o deseada (set-point) para determinar el error y estabiliza el funcionamiento dinámico del lazo de control mediante circuitos especiales para reducir o eliminar el error.

⁵ Asedo Sánchez José. Instrumentación y control avanzado de procesos. 2006.



más rápido que el proceso en sí mismo. La selección de un modo de control está basada en la naturaleza dinámica y estática del elemento final de control, el proceso controlado, los disturbios y los elementos de medición.

La importancia de estos componentes estriba en la aplicación de las tres operaciones básicas que deben estar presentes en todo sistema de control:

- Medición: la medición de la variable que se controla se hace generalmente mediante la combinación de sensor y transmisor.
- Decisión: con base en la medición, el controlador decide que hacer para mantener la variable en el valor que se desea.
- Acción: como resultado de la decisión del controlador se debe efectuar una acción en el sistema, generalmente ésta es realizada por el elemento final de control⁶.

2.4.- Importancia del control de procesos.

El estudio de la dinámica del proceso presenta una gran importancia por varias razones: Hay sistemas que no funcionan en régimen permanente. Aún los sistemas en flujo, diseñados para trabajar en estado estacionario, pueden recibir pequeñas perturbaciones que los aparten del punto de diseño, y por lo tanto es necesario evaluar la estabilidad del mismo. Conocer la dinámica del proceso nos permite diseñar de mejor modo el sistema de control y eventualmente implementarlo en automatismos.

El control de procesos permite mantener la estabilidad de los sistemas dinámicos, mitigando las posibles perturbaciones en la operación del proceso cumpliendo con la calidad del producto en un nivel continuo y con un costo mínimo, además de la regulación ambiental de efluentes, emisiones y residuos sólidos, disminución de los consumos de energía en el proceso y satisfacer las restricciones de seguridad en la operación de las instalaciones.

⁶ A. Smith Carlos. Control automático de procesos teoría y práctica. 1991.



CAPITULO 3

Composición y procesos de fraccionamiento de
petróleo crudo.



3.1.- Composición de los petróleos crudos y productos petrolíferos.

Los crudos tienen características físicas y químicas muy variables de un campo de producción a otro e incluso dentro de un mismo yacimiento. La clasificación más burda pero no menos importante en cuanto a los resultados económicos es la clasificación en crudos pesados y ligeros. Al estar formado principalmente por moléculas hidrocarbonadas, la densidad de un crudo será tanto menor cuanto mayor sea la relación atómica Hidrogeno/Carbonos. La densidad relativa de las fracciones petrolíferas es el cociente entre la densidad del hidrocarburo a 15.5 °C y el agua a la misma temperatura, La densidad relativa de los crudos puede oscilar entre 0.7 y 1 expresándose con mucha frecuencia en grados API ("American Petroleum Institute") cuyo valor varía entre 5 y 70.

$$^{\circ}API = \frac{141.5}{Gravedad\ Especifica} - 131.5$$

Esta variabilidad en la densidad es consecuencia de las composiciones en familias químicas muy diferentes encada mezcla de petróleo crudo⁷.

Tabla 3.1.- Densidades de diferentes tipos de petróleo crudo.

Tipo de crudo	Densidad (g/cm ³)	° API
Súper ligero	< 0.83	> 39
Ligero	0.83 - 0.87	31 -39
Mediano	0.87 - 0.92	22.3 - 31
Pesado	0.92 - 1.0	22.3 - 12
Extra pesado	> 1.0	10

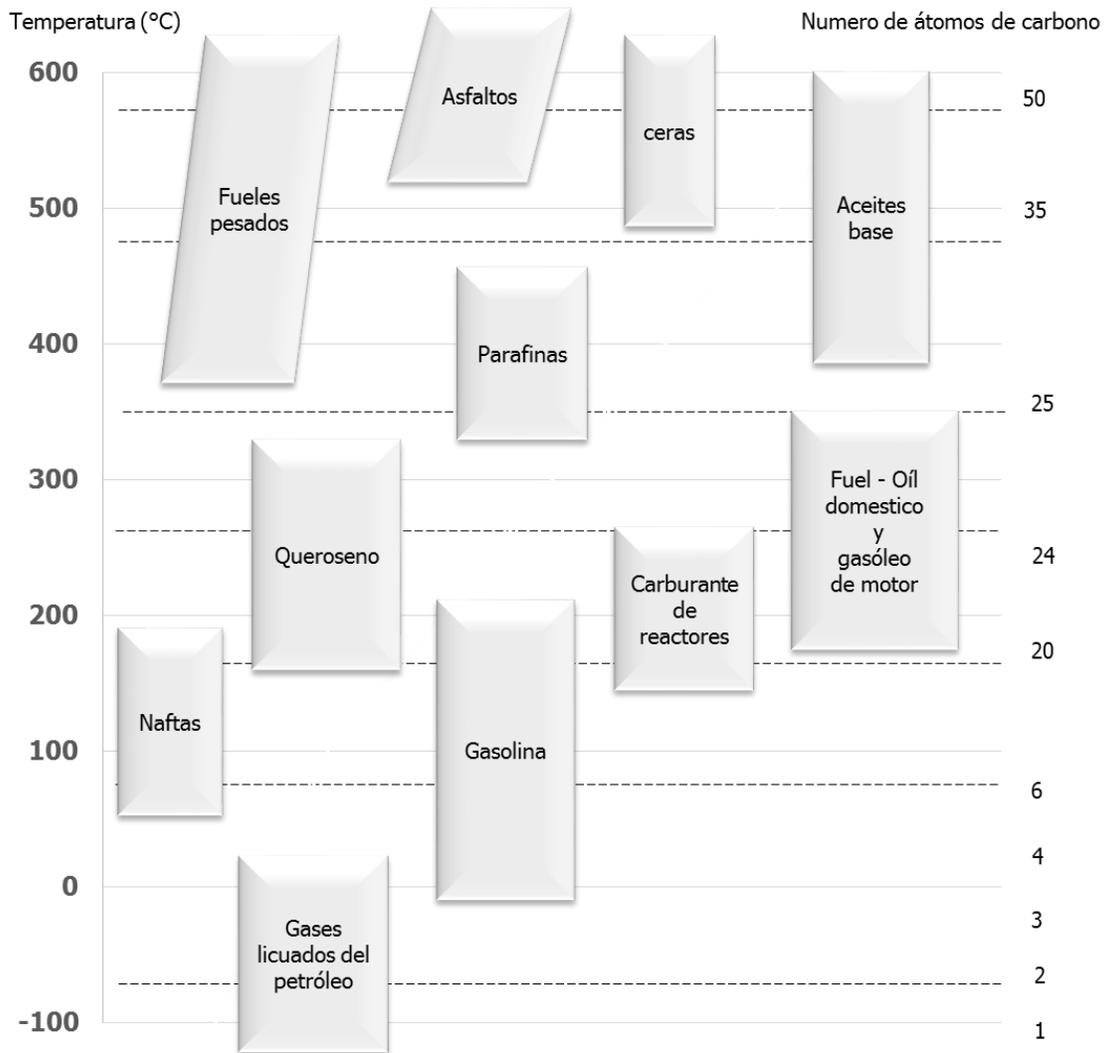
Fuente: Conside M. Douglas, *Tecnología del petróleo*. 1977.

En la figura: 3.1 se ilustra la diversidad de productos extraídos del petróleo clasificados en función de su intervalo de destilación y del número medio de átomos de carbono que los componen. De un crudo a otro las proporciones de las diferentes fracciones obtenidas son muy variables. Si se examina la fracción nafta (una de las

⁷ J.P. Waquier. *El refinado del petróleo, petróleo crudo, productos petrolíferos, esquemas de fabricación*. 1998.

más valoradas económicamente) un crudo Qatar produciría alrededor de un 37% en volumen mientras que un crudo Boscan no produciría más que un 4.5%.

Figura 3.1.- Principales productos petrolíferos, intervalos de temperatura de ebullición y de número de átomos de carbono.



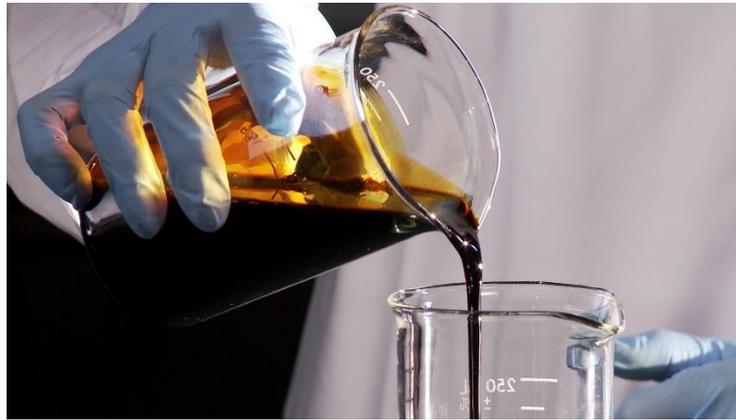
Fuente: J.P. Waquier, *el refino del petróleo, petróleo crudo, productos petrolíferos, esquemas de fabricación, instituto superior de la energía, (1998).*

El *petróleo crudo* se define técnicamente como una mezcla de hidrocarburos que existe en fase líquida en depósitos subterráneos y permanece líquido a la presión atmosférica después de pasar a la superficie por instalaciones separadoras. Para

finés estadísticos, en los volúmenes dados a conocer como petróleo crudo se incluyen:

1. Líquidos técnicamente como petróleo crudo.
2. Pequeñas cantidades de hidrocarburos que se encuentran en fase gaseosa en los depósitos subterráneos naturales, pero que son líquidos a la presión atmosférica después de ser recuperados del gas natural.
3. Pequeñas cantidades de sustancias distintas de hidrocarburos producidos con el petróleo.

Figura 3.2.- Muestra de petróleo crudo.



Fuente: <http://thefluo.com/-oil-bio-fuel> (página consultada el 24/06/2017 11:45 am).

Puesto que los combustibles derivados del petróleo son esencialmente mezclas de varios hidrocarburos más diversos aditivos e impurezas menores, sus características de funcionamiento no se evalúan con base en el análisis químicos solamente, sino que más bien se requiere una gran cantidad de pruebas y propiedades físicas como índice de octano, temperatura de destilación, viscosidad cinemática, viscosidad relativa, punto de inflamación etc., para describir completamente lo que podría designarse por funcionamiento efectivo de los combustibles⁸.

Todas estas diferencias afectan a las condiciones de producción, transporte, procesamiento y almacenamiento que se han de adaptar a los destilados producidos, de ahí la necesidad de un conocimiento más exacto de la composición de los crudos y los productos.

⁸ Conside M. Douglas. Tecnología del petróleo. 1977.



3.1.1.- Hidrocarburos alifáticos saturados, alcanos o parafinas.

Los hidrocarburos constituyen los elementos esenciales del petróleo; sus moléculas no contienen más que carbono e hidrógeno y se dividen en varias familias químicas según su estructura. Todas estas estructuras están basadas en la tetravalencia del carbono.

Están constituidos por una cadena de átomos de carbono enlazados cada uno de 0 a 3 átomos de hidrógeno, excepto en el más sencillo, el metano: (CH₄). Cada carbono está ligado siempre a otros cuatro átomos (carbono o hidrógeno, C_nH_{2n}).

Cuando su estructura es de cadena recta se llaman parafinas normales o n-alcanos, su fórmula desarrollada es: CH₃-(CH₂)_n-CH₃.

Tabla 3.2.- Constantes físicas de algunos alcanos.

	Formula empírica	Peso molecular	Temperatura de ebullición (1 atm)	(S)
Metano	CH ₄	16	-161.5	0.26
Etano	C ₂ H ₆	30.1	-88.6	0.377
Propano	C ₃ H ₈	44.1	-42.1	0.508
n-butano	C ₄ H ₁₀	58.1	-5	0.585
iso-butano	C ₄ H ₁₀	58.1	-11.7	0.563
n-pentano	C ₅ H ₁₂	72.1	36.1	0.631
n-hexano	C ₆ H ₁₄	100.2	98.4	0.688

Fuente: J.P. Waquier, *el refinado del petróleo, petróleo crudo, productos petrolíferos, esquemas de fabricación*. 1998.

3.1.2.- Hidrocarburos cíclicos saturados, cicloalcanos o naftenos.

En estos hidrocarburos hay una ciclación total o parcial de la estructura carbonada. El número de átomos de carbono del anillo formado puede ser variable. Tienen temperaturas de ebullición y densidades superiores a los de los alcanos del mismo número de átomos de carbono.



En los petróleos crudos, los anillos más frecuentes son los de cinco o seis átomos de carbono. En estos anillos, cada átomo de hidrógeno puede ser sustituido por una cadena parafínica recta o ramificada, llamada alquilo.

Tabla 3.3.- Constantes físicas de algunos cicloalcanos.

	Formula empírica	Peso molecular	Temperatura de ebullición (1 atm)	(S)
Ciclopentano	C ₅ H ₁₀	70.1	49.3	0.750
Metilciclopentano	C ₆ H ₁₂	84.2	80.7	0.753
Ciclohexano	C ₆ H ₁₂	84.2	80.7	0.783
Metilciclohexano	C ₇ H ₁₂	98.2	100.9	0.774

Fuente: J.P. Waquier, *el refino del petróleo, petróleo crudo, productos petrolíferos esquemas de fabricación*. 1998.

3.1.3.- Hidrocarburos aromáticos.

Son hidrocarburos cíclicos poliinsaturados que están presentes en una gran proporción en los crudos de petróleo. La presencia en su fórmula de uno o más ciclos con tres dobles enlaces conjugados les confiere unas notables propiedades. Así, los primeros compuestos (benceno, tolueno, xilenos) son materias primas fundamentales de la petroquímica (además contribuyen igualmente a aumentar el número de octano de las gasolinas).

Tabla 3.4.- Constantes físicas de algunos compuestos aromáticos.

	Formula empírica	Peso molecular	Temperatura de ebullición (1 atm)	(S)
Benceno	C ₆ H ₆	78.1	80.1	0.884
Tolueno	C ₇ H ₈	92.1	110.6	0.871
Etilbenceno	C ₈ H ₁₀	106.2	136.2	0.871
o-xileno	C ₈ H ₁₀	106.2	144.4	0.884
m-xileno	C ₈ H ₁₀	106.2	139.1	0.868
p-xileno	C ₈ H ₁₀	106.2	138.4	0.865

Fuente: J.P. Waquier, *el refino del petróleo, petróleo crudo, productos petrolíferos, esquemas de fabricación*. 1998.



3.1.4.- Compuestos de azufre.

El azufre es el heteroátomo más abundante en los petróleos crudos, su concentración puede variar entre el 0.1 y más del 8 % en peso; este contenido está relacionado con la densidad del crudo y, por lo tanto, con su calidad (ligero o pesado).

Tabla 3.5.- Composiciones de algunos heteroatomos en los petróleos crudos.

Crudo	Origen	Asfáltenos (% P)	O (% p)	N (% p)	S (% p)
Batiraman	Turquía	22.1	0.53	0.49	7.04
Boscan	Venezuela	14.1	0.79	0.74	5.46
Lacq superior	Francia	13.2	0.57	0.42	4.94
Chauvin source	Canadá	6.0	0.48	0.66	2.80
Bellshill lake	Canadá	2.2	0.34	0.3	1.97
Esmeralda	Congo	1.7	1.10	0.65	0.57
Águila	Gabón	1.2	0.92	0.26	0.82
Duri	Sumantra	0.7	0.65	0.47	0.1
Pematang	Sumantra	0.1	0.51	0.26	0.1
Edjeleh	Argelia	0.1	0.73	0.34	0.1
Hassi Mesaoud	Argelia	0.1	1.93	0.38	0.1

Fuente: J.P. Waquier, *el refino del petróleo, petróleo crudo, productos petrolíferos, esquemas de fabricación*. 1998.

El azufre puede estar presente en forma inorgánica: Azufre elemental (S), ácido sulfhídrico (H₂S), sulfuro de carbonilo (COS), o formando parte de moléculas orgánicas. Estos productos son nocivos por varios motivos: olor desagradable, producción de SO₂ en la combustión, envenenamiento de catalizadores. Muchos de los procesos de refinación tienen como finalidad la eliminación de las moléculas sulfuradas.

La especificación de las fracciones de estos compuestos en la composición de los petróleos crudos plantea los diferentes procesos utilizados en la refinación y separación de productos petrolíferos de uso comercial.

3.2.- Composición de los petróleos crudos en México.

El crudo pesado mexicano se conoce con el nombre de Maya, el ligero como Istmo y existe una producción de super ligero identificado como Olmeca.

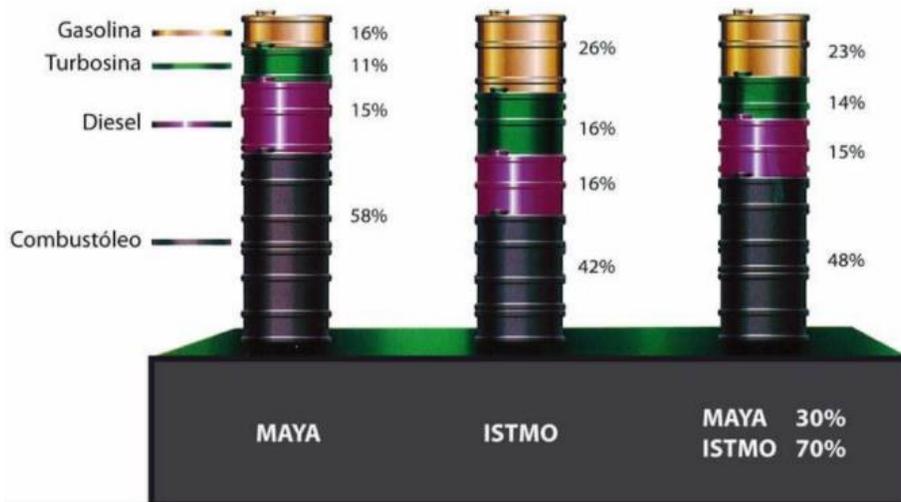
Tabla 3.6.- Principales tipos de petróleo crudo en México.

Crudo	° API	% S
Maya	22	3.4
Istmo	32	1.4
Olmeca	39	0.7

Fuente: <http://depa.fquim.unam.mx/Petroleo> (página consultada el 14/07/2017 8:28 am).

Se extraen del subsuelo 17 tipos, por lo tanto, la producción de los 14 remanentes es pequeña comparándola con los anteriores. La principal fuente de producción de crudo en México es la Sonda de Campeche, región que obtiene crudo del tipo pesado, 1.2 millones de barriles por día, mientras que la de crudos ligeros y de otros tipos es de cerca de 1.4 millones de barriles por día a nivel nacional. Por lo tanto de los 2.6 millones de barriles por día el 46% es pesado y el 54% corresponde a los ligeros y otros.

Figura 3.3.- Porcentaje de petróleo ligero que se convierte en derivados comparado con el petróleo pesado maya o una mezcla de ambos.



Fuente: Biblioteca visual del petróleo, instituto mexicano del petróleo, 2015.

El diseño de la mayoría las plantas de fraccionamiento de petrolíferos en México está basado en estos dos principales tipos de petróleos crudos.



3.3.- Fraccionamiento y análisis elemental de los crudos petrolíferos y sus cortes.

Los crudos constituyen un medio continuo de especies químicas; desde los gases hasta los productos más pesados, constituidos por asfáltenos, siendo conocida la complejidad de dichas mezclas, no se plantea un análisis detallado de las mismas.

A continuación examinaremos las técnicas de fraccionamiento utilizadas en la caracterización de crudos así como las técnicas analíticas elementales aplicables a las fracciones obtenidas.

El hecho de su diversidad y complejidad, así como la internacionalización progresiva de las diferentes reglamentaciones, ha demostrado la necesidad de uniformizar, a lo largo de todo el proceso de separación y tratamiento, los métodos de conservación, de extracción, de fraccionamiento y de análisis. Todas estas etapas son objeto de protocolos precisos establecidos por los organismos oficiales nacionales e internacionales que describen lo más minuciosamente posible los procesos empleados, no solamente para cada determinación sino que además dan procedimientos diferentes para una misma determinación con matices diferentes.

3.3.1- Fraccionamientos analíticos y preparativos.

Se distinguen las destilaciones preparativas destinadas a separar las fracciones para su análisis posterior y las destilaciones analíticas no preparativas destinadas a caracterizar la propia carga. Por ejemplo, la curva de destilación que da el volumen o el peso recogido en función de la temperatura de destilación, caracteriza la volatilidad del producto.

En el mismo orden de ideas, se puede simular una destilación por cromatografía en fase gaseosa. Igual que en refinería, la destilación en el laboratorio es la primera operación a realizar ya que nos dará los rendimientos de los diferentes cortes: gasolina, turbosina, kerosina, diésel, queroseno, etc. y permitirá posteriormente la determinación de sus características.

Destilación preparativa de laboratorio: Este tipo de destilación está descrita en el método ASTM-02892, el cual corresponde a una técnica de laboratorio, definida por



una columna de 15 a 18 platos teóricos con una relación de reflujo de 5:1, y se le conoce bajo el nombre de curva de verdaderos Puntos de Ebullición (TBP "True Boiling Point").

Este método se aplica a los crudos de petróleo estabilizados (desbutanizados) pero puede aplicarse también a cualquier mezcla de fracciones petrolíferas salvo a los gases licuados del petróleo, naftas muy ligeras y a las fracciones que posean un punto inicial de ebullición superior a los 400 °C.

La carga puede variar de entre 0.5 °C a 300 °C, lo cual permite:

- Recoger los gases licuados, los cortes de destilación y un residuo.
- La determinación de los rendimientos de los cortes a la vez en peso y en volumen.
- El trazado de una curva de destilación representando la temperatura en función del % en peso o % en volumen recogido.

El equipo permite la destilación a presión atmosférica y a vacío. En efecto si se sobrepasa la temperatura de 340 °C en el matraz de destilación se produce un craqueo térmico del residuo. Si se detiene en este punto la destilación, el residuo contenido en el matraz constituye el residuo atmosférico. Para poder continuar la destilación, ha de hacerse bajo vacío, lo que permite reducir la temperatura en el matraz. La destilación se continúa hasta un punto de ebullición correspondiente de 535°C, si la operación se hubiese realizado a presión atmosférica. El residuo del matraz constituye el residuo de vacío (RV).

Existen equipos comerciales que pasan automáticamente de la destilación atmosférica a la destilación a presión reducida, expresando la curva final la temperatura de ebullición a presión atmosférica en función del % en peso o en volumen recogido.

Destilación no preparativa: (Productos cuyos puntos de ebullición están comprendidos entre 0 y 400 °C). Esta destilación corresponde al método ASTM-086 (NF M 07-002). El método se aplica a la destilación de gasolinas, querosenos, gasóleos y productos petrolíferos similares.



La cantidad de muestra es de 100 ml, las condiciones de la destilación están especificadas en función de la naturaleza de la muestra. Se va observando simultáneamente la lectura de la temperatura y del volumen condensado; el resultado del ensayo se calcula y refleja bajo la forma de temperatura de ebullición en función del volumen destilado como se muestra en la tabla 3.7.

Tabla 3.7.- Ensayo de una destilación de gasolina.

Volumen de destilado (%)	Temperatura (°C)
PIE	33
5	42.5
10	45.5
20	50.0
30	55.0
40	62.5
50	75
60	99
70	131
80	151.5
90	167.5
95	177.5
PFE	183.5
Destilado, %	97.8
Residuo, %	0.87
Perdidas, %	1.4

Fuente: J.P. Waquier, el refinado del petróleo, petróleo crudo, productos petrolíferos, esquemas de fabricación. 1998.



Estos resultados del ensayo de destilación no preparativa permiten caracterizar la carga o productos de las plantas de proceso, la curva de destilación de la figura 3.4 da el volumen o el peso recogido en función de la temperatura de destilación, caracteriza la volatilidad del producto.

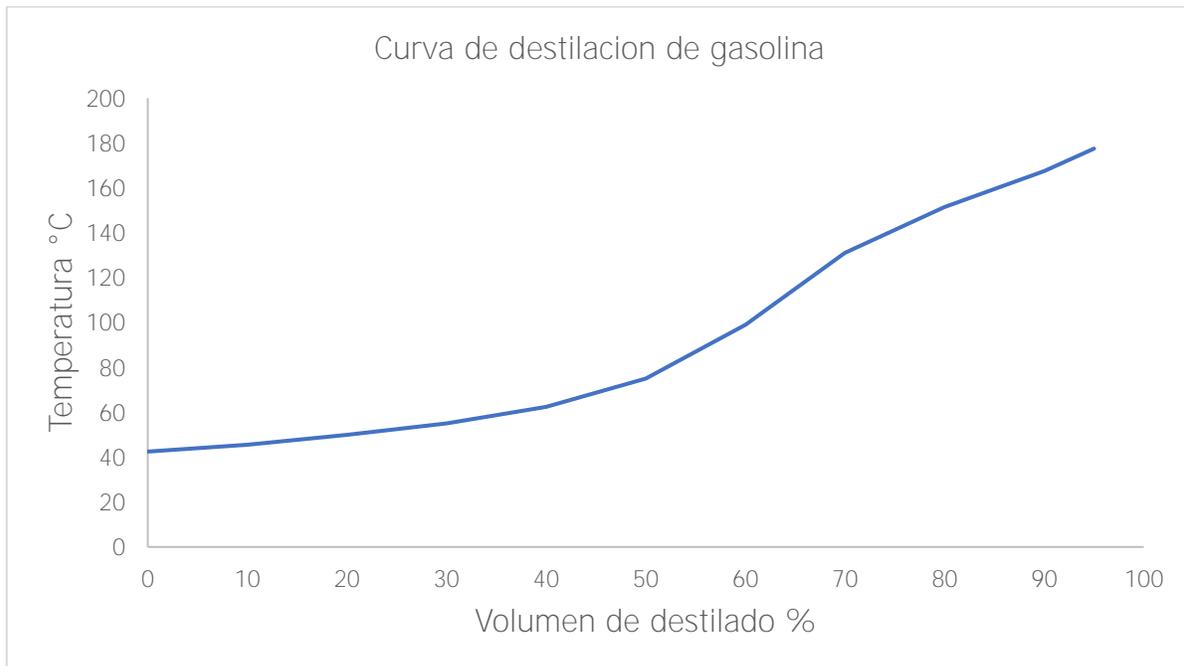


Figura 3.4.- Curva de destilación de gasolina.

3.4.- Proceso de fraccionamiento de petróleo crudo.

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

Los principales procesos de separación de los productos petrolíferos son:

- Destilación
- Absorción
- Extracción
- Cristalización
- Adsorción

El procedimiento de separación por excelencia es la destilación del crudo.



La unidad destiladora simplemente separa físicamente el petróleo crudo por destilación fraccionada, en componentes de cierto intervalo de ebullición, de modo que pueden ser procesados adecuadamente en pasos posteriores para formar productos específicos por procesos de refinación.

Aunque los intervalos de ebullición de estos componentes o fracciones varían según las refinерías, una unidad destiladora de crudo separa este en las siguientes fracciones:

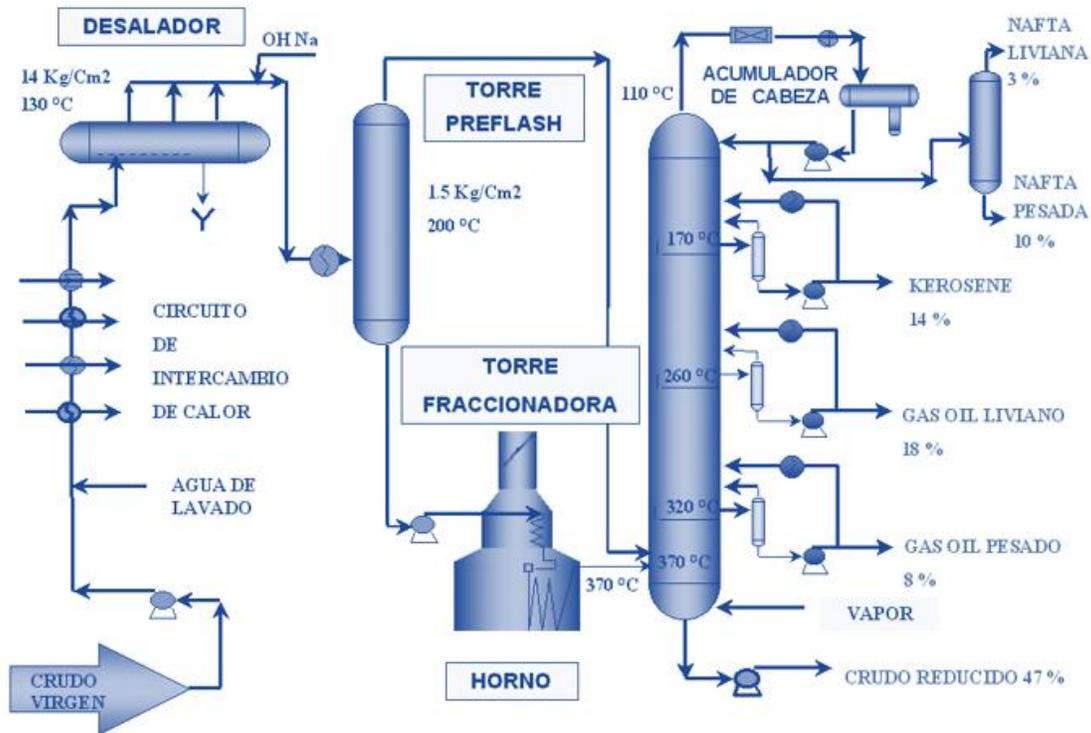
Tabla 3.8.- Productos del proceso de destilación atmosférica de petróleo crudo.

Proceso	Productos e intervalos de temperaturas de separación
Destilación atmosférica	<ol style="list-style-type: none">1. Fracción ligera de destilación directa, que consiste principalmente en hidrocarburos C₅ y C₆ pero que también contienen algo de C₄ e hidrocarburos gaseosos más ligeros disueltos en el crudo.2. Fracción de nafta, intervalo nominal de ebullición de 93 °C a 204 °C3. Destilado ligero, con intervalo de ebullición de 204 °C a 343 °C

Fuente: Conside M. Douglas, Tecnología del petróleo. 1977.

En la unidad de destilación atmosférica el petróleo crudo se calienta a una temperatura a la cual es vaporizado parcialmente y después de introduce a una columna de destilación, el recipiente cilíndrico está equipado con números platos entre los cuales los vapores de hidrocarburos pueden ascender, cada plato contiene una capa del líquido a través de la cual pueden burbujear los vapores, y el líquido puede fluir continuamente por gravedad hacia el plato inferior. Conforme ascienden por los platos los vapores se hacen más ligeros (de menor peso molecular y más volátil) y el líquido que fluye hacia abajo se hace progresivamente más pesado (de mayor peso molecular y más volátil). Esta acción a contracorriente tiene por resultado una destilación fraccionada o separación de hidrocarburos según su punto de ebullición.

Figura 3.5- Proceso de destilación atmosférica de petróleo crudo.



Fuente: <http://petróleo/destilacion.html>. (Página consultada 2/07/2017 5:30 pm).

En la torre de destilación Puede tomarse el líquido de cualquier punto preseleccionado como un producto neto, los líquidos más ligeros (por ejemplo nafta) de los platos cercanos del extremo superior de la columna y los líquidos más pesados (por ejemplo aceite diésel) de los platos cercanos a la parte inferior, el intervalo de ebullición del líquido producido neto depende del plato del que se tome, los vapores que contienen los hidrocarburos C_6 y más ligeros se toman de la parte superior de la columna como producto neto, para los productos que embullen entre los 343 °C se toman del fondo de la columna de destilación de crudo.

El petróleo crudo y el residuo atmosférico se calientan a las temperaturas deseadas en equipos de intercambio térmico. El petróleo se bombea a través de los tubos contenidos en una cámara de combustión refractaria alimentada con petróleo o gas combustible, de modo que el calor se transfiere por la pared del tubo en parte por convección desde los gases de combustión calientes y en parte por radiación desde las superficies refractarias incandescentes.

El producto llamado residuo atmosférico de la destilación a presión atmosférica ingresa a otro proceso de destilación al vacío, con la finalidad de separar los productos de mayor peso molecular, el cual no se describirá a detalle como el proceso de interés en los análisis de simulación posteriores.

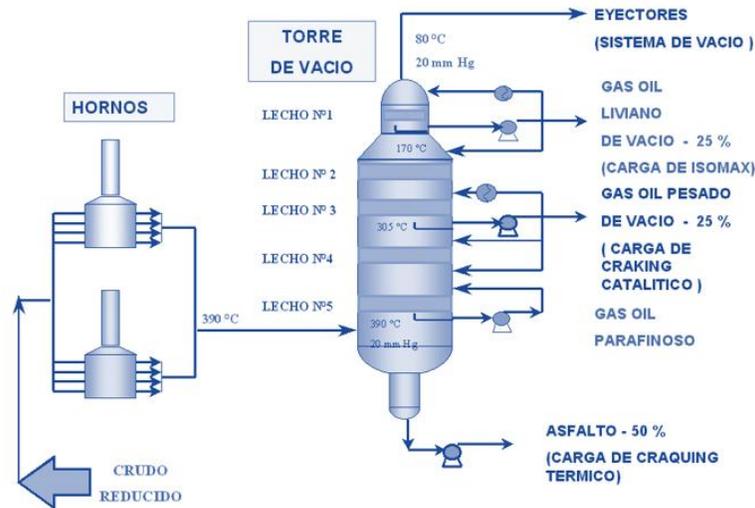
Tabla 3.9.- Productos del proceso de destilación al vacío de petróleo crudo.

Proceso	Productos e intervalos de temperaturas de separación
Destilación al vacío ("Flasheo").	<ol style="list-style-type: none"> Gasóleo pesado con intervalo de ebullición de 343 °C a 566 °C Residuo no destilable.

Fuente: Conside M. Douglas, *Tecnología del petróleo*. 1977.

En este proceso son separados los productos de elevado punto de ebullición en la composición de la mezcla de petróleo crudo.

Figura 3.6.- Unidad de destilación al vacío.



Fuente: <http://petróleo/destilacion.html>. (Página consultada 2/07/2017 5:30 pm).

A continuación se presenta un diagrama de flujo de proceso de destilación atmosférica de petróleo crudo con la función de ejemplificar la descripción detallada de las operaciones involucradas en el proceso.

3.5.- Proceso de destilación atmosférica de petróleo crudo.

El proceso consiste básicamente en el calentamiento, desalado y destilación fraccionada del crudo a condiciones de temperatura de 343 a 382°C y presión de 1.0 Kg/cm² man, en la corriente de alimentación la torre fraccionadora. El esquema de la figura 3.7 representa un arreglo típico de este proceso.

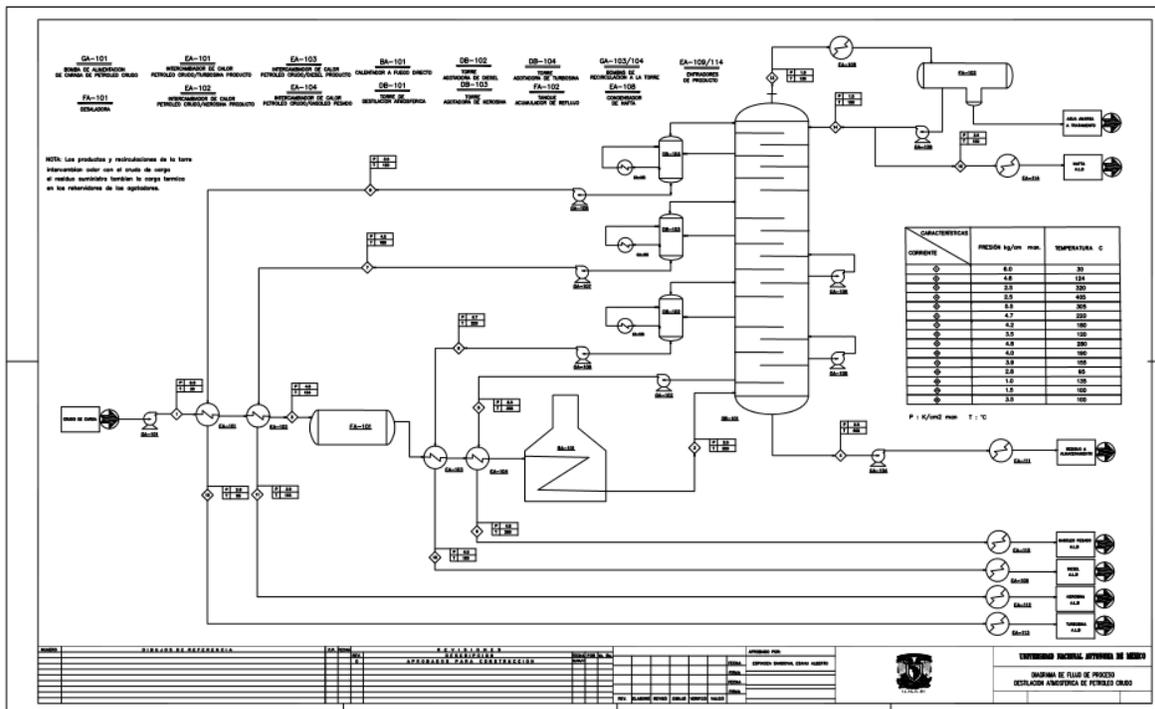


Figura 3.7.- Esquema típico del proceso de destilación atmosférica de petróleo crudo.

El crudo se alimenta a un tren de precalentamiento para intercambiar calor con los productos, corrientes de extracción de calor de la torre de destilación y, en algunos arreglos, con corrientes calientes de la planta de destilación al vacío (plantas combinadas).

En un punto intermedio del tren, el petróleo crudo se somete a un proceso de desalado de tipo electrostático en una o dos etapas, en las que se logra la eliminación hasta del 99% de las sales que lleva, evitando así problemas posteriores de incrustación, corrosión, etc.

La temperatura recomendada para el desalado varía entre 110 y 135°C, esta temperatura determina su localización a lo largo del tren de precalentamiento. Después del precalentamiento, el crudo puede enviarse a una torre despuntadora (no mostrada en el diagrama), para obtener gas combustible como destilado vapor y nafta ligera como destilado líquido.

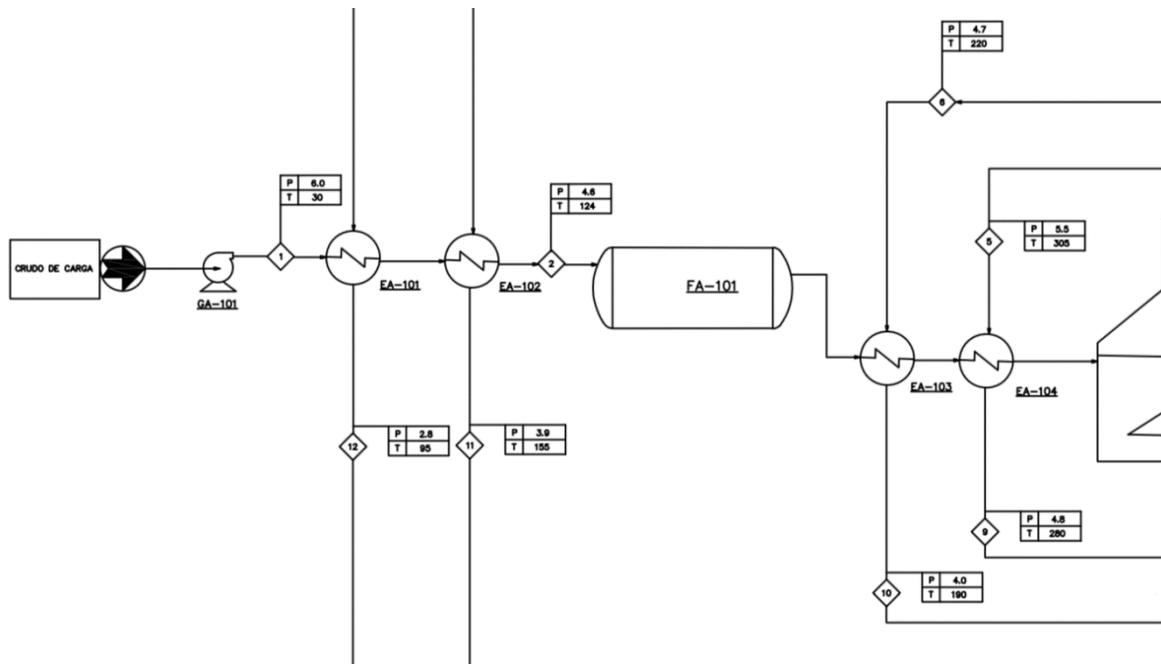


Figura 3.8.- Tren de precalentamiento de la carga de petróleo crudo.

La finalidad principal de este sistema es reducir la carga a la columna de destilación atmosférica, su incorporación al proceso es opcional. El crudo despuntado o únicamente precalentado se alimenta a un calentador a fuego directo, para que alcance el nivel de temperatura y la vaporización requerida para el fraccionamiento.

La destilación del crudo se efectúa en una columna de platos, que cuenta con zonas de rectificación y de agotamiento.

La zona de rectificación está formada por varias secciones, de las que se extraen los siguientes productos: gas y nafta que se obtienen como productos de domos. Así como turbosina, kerosina, diésel y gasóleo pesado que se obtienen como extracciones laterales, contando los tres primeros, con columnas de agotamiento con vapor de agua o con rehervidor, para obtener las especificaciones requeridas.

Además de las extracciones de productos, la torre cuenta con dos o tres recirculaciones líquidas para la extracción de calor, que permiten reducir el perfil de flujos de vapor en la torre y aprovechar el calor para el precalentamiento de la carga; existe una recirculación parcial al fondo de la torre con el propósito de mantener una temperatura límite en el residuo.

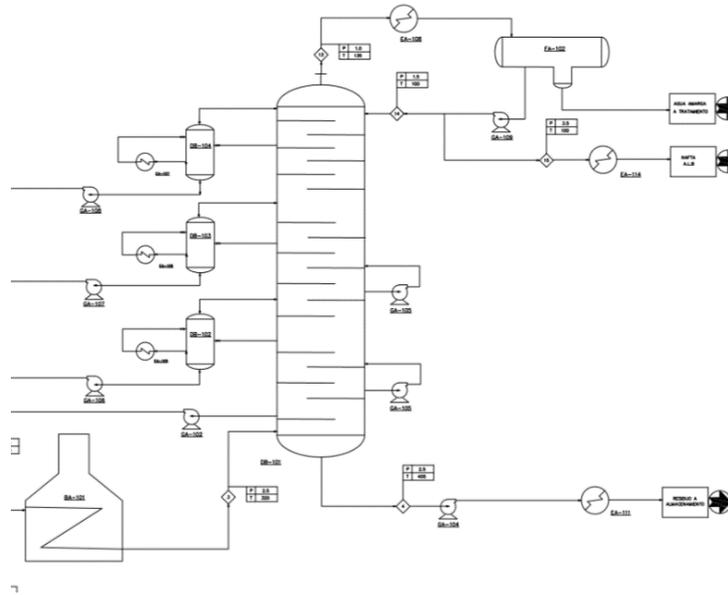


Figura 3.9.- Torre de destilación atmosférica de petróleo crudo.

La condensación de los vapores de domos puede efectuarse en una sola etapa con agua de enfriamiento como lo muestra el diagrama o en dos etapas, aprovechándose en este caso un intercambio de calor con la carga en el primer condensador.

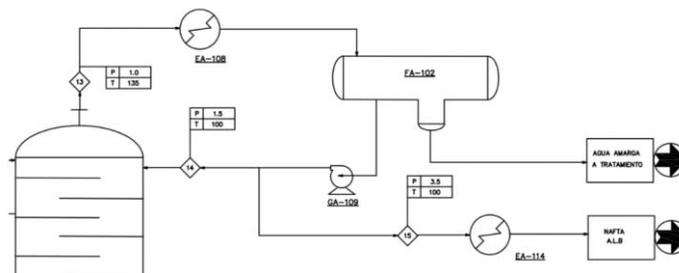


Figura 3.10.- Sistema de condensación de la columna de destilación.

En la zona de agotamiento, el residuo se agota con vapor de agua y se envía a enfriamiento en los rehervidores de los agotadores laterales y en el tren de precalentamiento. La turbosina, kerosína, diésel y el gasóleo pesado, después del

intercambio en el tren, se enfrían con aire o agua para su salida como productos petrolíferos en especificación de la planta.

Figura 3.11.- Plantas industriales de separación de productos petrolíferos.



Fuente: <http://www.mysanantonio.com/business/eagle-ford-energy/article/South-Texas-to-get-America-s-largest-new> (página consultada 6/08/2017 6:27 pm).

3.6.- "Shale Oil" como recurso petrolífero no convencional.

En años recientes se han realizado descubrimientos muy importantes de recursos energéticos con características muy particulares. El ejemplo más exitoso y que consolidó su liderazgo en la materia es el de los E.U.A. Fueron los primeros en comenzar a producir "Shale Oil" y shale gas (que es la clase más común de hidrocarburo extraído a partir de métodos no convencionales) y en destinar recursos físicos y humanos para perfeccionar las técnicas de extracción y procesamiento sin distorsionar la rentabilidad del sector.⁹

La producción de shale oil entre los años 2009 y 2015 creció a una razón del 40% anual promedio, pasando de 590 mil BPD a superar los 4.9 millones BPD. En el caso

⁹ EIA, World Shale Gas Resources: An initial assessment of 14 regions outside United States (Abril del 2011) & EIA /ARI, World Shale Gas and "Shale Oil" Resources assessment: Energy Information Administration-Advanced Resources International, (Junio del 2013).

concreto de Eagle Ford shale (Texas), se generó una actividad económica de casi 72,000 millones de dólares repartidos entre las distintas industrias relacionadas con Hidrocarburos, perforación de pozos de petróleo y gas, actividades relacionadas con operaciones de hidrocarburos, construcción de gasoductos, oleoductos y otras estructuras e infraestructuras relacionadas, refinerías de petróleo e instalaciones petroquímicas.¹⁰

Figura 3.12.- Instalación de procesamiento de shale en la región Marcellus, Pennsylvania.



Fuente: National Energy Technology Laboratory , “Modern Shale Gas Development in the United States: An Update”. September 2013.

Los yacimientos de shale en E.U.A como Barnett, Haynesville, Fayetteville, Marcellus, Permian y Eagle Ford. Están localizados en formaciones distintas con características particulares en la composición de sus hidrocarburos, los requisitos de procesamiento varían de una zona a otra, esto ha generado diversas tendencias para diseño de las plantas de proceso en la industria petrolera de E.U.A.

¹⁰ National Energy Technology Laboratory , “Modern Shale Gas Development in the United States: An Update. September 2013.



Precisamente, información proveniente del exterior ha colocado a México en un lugar destacado en cuanto a la existencia en su territorio de importantes recursos prospectivos de shale. Con base en ello se ha dicho que esos recursos pueden contribuir a un mejor suministro energético e impactar favorablemente el desarrollo nacional y local.¹¹

Tabla 3.10.- Países con mayor número de reservas de shale oil.

Rango	País	shale oil	
		(billones de barriles)	
1	Rusia	75	
2	U.S.	58	(48)
3	China	32	
4	Argentina	27	
5	Libia	26	
6	Venezuela	13	
7	México	13	
8	Pakistán	9	
9	Canadá	9	
10	Indonesia	8	
	Total mundial	345	(335)

Fuente: U.S. Energy information Administration (EIA), Technically recoverable "Shale Oil" and Shale Gas resources: An Assessment of 137 Shale Formations in 41 Countries Outside the United States, junio, 2013.

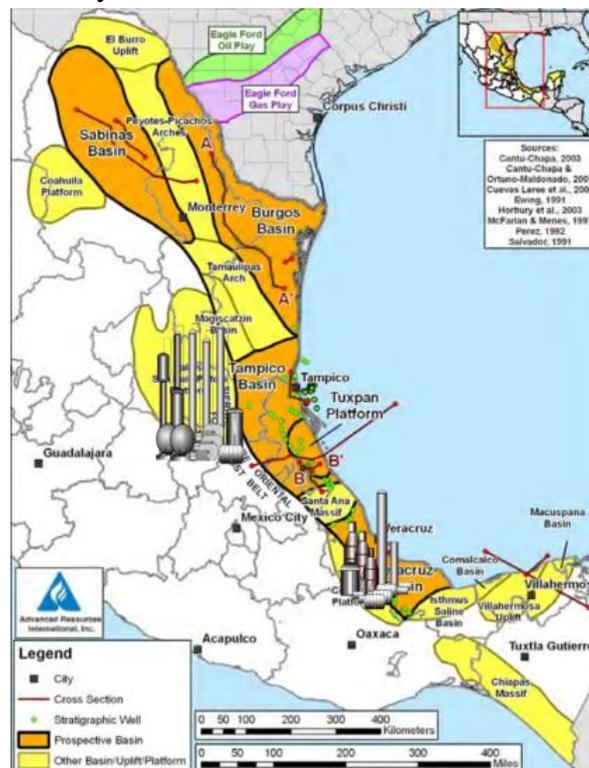
El shale oil se distingue por calificarse como crudos súper ligero con gravedad API superior a los 40 grados, este aceite asociado a los yacimientos de shale gas es fraccionado como condensados del gas, el contenido en la composición del "Shale Oil" precisamente son productos petrolíferos de bajo punto de ebullición, este tipo de hidrocarburos requieren un procesamiento en unidades de fraccionamiento como la presentada en este trabajo para incrementar el catálogo de productos de alto valor agregado, como gasolinas en su mayor cantidad, kerosina, diésel y gasóleos pesados.

Adicionalmente estos recursos en la mayoría de los yacimientos presentan características muy específicas debido a las variaciones en su composición de los cortes de petrolíferos y los bajos contenidos de azufre.

¹¹ Ángel de la Vega Navarro. "Shale Gas in Mexico. Resources, Exploitation, Uses and Impacts". 2013.

Esto implica que el proceso tradicional para su fraccionamiento como el analizado en el punto 3.5 de este capítulo presente diferencias notables con respecto a la forma tradicional descrita. Por ejemplo, en estos casos, dada su naturaleza no se requiere desalado de los mismos así como que los procesos tradicionales para remoción de azufre pueden ser simplificados al máximo, inclusive no ser requeridos para la producción de petrolíferos con la calidad establecida en las normas mexicanas que controlan sus características y propiedades.

Figura 3.13.- Reservas 3P de yacimientos de hidrocarburos no convencionales en México.



Fuente: Fuente: U.S. Energy information Administration (EIA), Technically recoverable "Shale Oil" and Shale Gas resources: An Assessment of 137 Shale Formations in 41 Countries Outside the United States, junio, 2013.

Al concretarse el potencial de México con el Shale es necesario la evaluación técnica de los procesos de acondicionamiento y fraccionamiento de este tipo de hidrocarburos que han detonado el crecimiento de la industria en otros países. Garantizando de forma oportuna una industria adaptable y eficiente para el suministro de la demanda de combustibles en el país. De esta forma el análisis operacional a un proceso simplificado para el fraccionamiento de shale oil se señala en el capítulo 4.



CAPITULO 4

Desarrollo de la simulación dinámica de la unidad fraccionadora de crudo súper ligero (**"Shale Oil"**).



4.1.- Descripción del caso base.

Derivado del incremento de reservas en México de aceites súper **ligeros tipo "Shale Oil"**, así como la creciente demanda de hidrocarburos en el país, surge la necesidad de avanzar en el análisis de su procesamiento, con la finalidad de obtener productos petrolíferos con la calidad requerida para su uso comercial, siendo prioritario además del diseño, la evaluación del comportamiento operativo de este tipo de plantas de proceso.

De acuerdo con lo anterior el presente trabajo, se refiere a describir el proceso y control de una planta de fraccionamiento de **aceite súper ligero ("Shale oil")**, la operación de la unidad en condiciones estables, así como predecir su comportamiento al ocurrir alguna incidencia en los servicios auxiliares indispensables para su operación.

Como lo analizamos en el capítulo 3 de este trabajo, para la obtención de productos petrolíferos se llevan a cabo procesos de destilación, separando los componentes de interés de la corriente de alimentación de petróleo crudo. El caso base para el desarrollo de la simulación dinámica es una planta fraccionadora representada en la figura 4.3 (Diagrama de Flujo de Proceso unidad fraccionadora de crudo súper ligero **"Shale Oil"**), que tiene como función el procesamiento de 20,000 BPD de aceite súper ligero con las especificaciones descritas en la tabla 4.1 de este capítulo, para la producción de diésel y otros combustibles útiles, en esta planta se aplica un esquema de procesamiento que cumple con requerimientos de rendimiento y calidad de los productos operando con consumos mínimos energéticos.

4.1.1- Función de la planta (sección de fraccionamiento).

La función principal de esta sección será la de separar los hidrocarburos ligeros, diésel y gasóleo de una alimentación de crudo **súper ligero ("Shale Oil")**.

4.1.2.- Tipo de proceso.

Se trata de una separación efectuada a partir de las diferencias en el punto de ebullición de los componentes de alimentación a la planta.



4.1.3.- Capacidad de la planta.

La planta operara a una capacidad de 20,000 BPD

4.1.4.- Especificaciones de las alimentaciones.

Debido a que se deben reproducir las alimentaciones en el desarrollo de la simulación de la planta de proceso, se generan la caracterización de la corriente de alimentación con pseudocomponentes de la curva del ensayo de destilación ASTM-D86 generada de los datos de la tabla 4.1, con el fin de tener las mismas características físicas que tendrá el proceso en las corrientes de alimentación.

Tabla 4.1.- Ensayo de destilación ASTM D-86 para un aceite súper ligero (“Shale Oil”).

% Volumen	T °C
0	36 (PIE)
5	75.8
10	90.2
30	193.4
50	297
70	413
90	589
95	749 (PFE)

Fuente: Instituto Mexicano del Petróleo (2017).

La carga a la unidad fraccionadora de crudo es una muestra de caracterización de “Shale Oil” tomada de los yacimientos Eagle Ford en el estado de Texas E.U.A (Hidrocarburos de fuentes no convencionales) con una densidad de 42° API.



4.1.5.- Especificaciones de los productos.

Los productos que se obtendrán en la sección de fraccionamiento de la unidad fraccionadora de crudo súper ligero son:

- Gasolina.
- Diésel.
- Gasóleo pesado.

Los cuales deben cumplir las siguientes especificaciones:

Tabla 4.2.- Especificaciones de Diésel producto.

Propiedad	Unidad	Método de prueba	Diésel
			Valor limite
Temperaturas de destilación: Al 10% recuperado Al 90% recuperado	°C	Destilación de productos de petróleo (ASTM D86)	275.0 máx. 345.0 máx.
Índice de cetano		Cálculo del índice de cetano de combustibles destilados (ASTM D976)	45 mínimo
Azufre	mg/kg (ppm)	Determinación de azufre total en hidrocarburos ligeros (ASTM D5453, D7220)	500 máximo

Fuente: NOM-016-CRE-2016, Especificaciones de calidad de los petrolíferos.

Tabla 4.3.- Especificaciones de gasolina producto.

Propiedad	Unidad	Método de prueba	Gasolina
			Valor limite
Destilación, % Volumen en °C en TFE	°C	Destilación de productos de petróleo (ASTM D86)	180 máx.

Fuente: NOM-016-CRE-2016, Especificaciones de calidad de los petrolíferos.



Tabla 4.4.- Especificaciones de los subproductos de fondo de la torre fraccionadora.

Propiedad	Unidad	Método de prueba	Gasóleo
			Valor limite
Destilación, % Volumen en °C en TIE	°C	Destilación de productos de petróleo (ASTM D86)	310 máx.

Fuente: NOM-016-CRE-2016, Especificaciones de calidad de los petrolíferos.

4.2.- Cortes de destilación del proceso de fraccionamiento de crudo súper ligero.

En base las temperaturas iniciales y finales de ebullición (TIE, TFE) de cada uno de los productos en la tabla 4.5, se representan los cortes correspondientes en la curva de destilación de la corriente de alimentación al proceso, es así como en función de la carga a la planta fraccionadora por la relación del % volumen se obtienen los flujos aproximados de las corrientes de productos, determinados en los balances de materia y energía a una operación estable de la unidad fraccionadora.

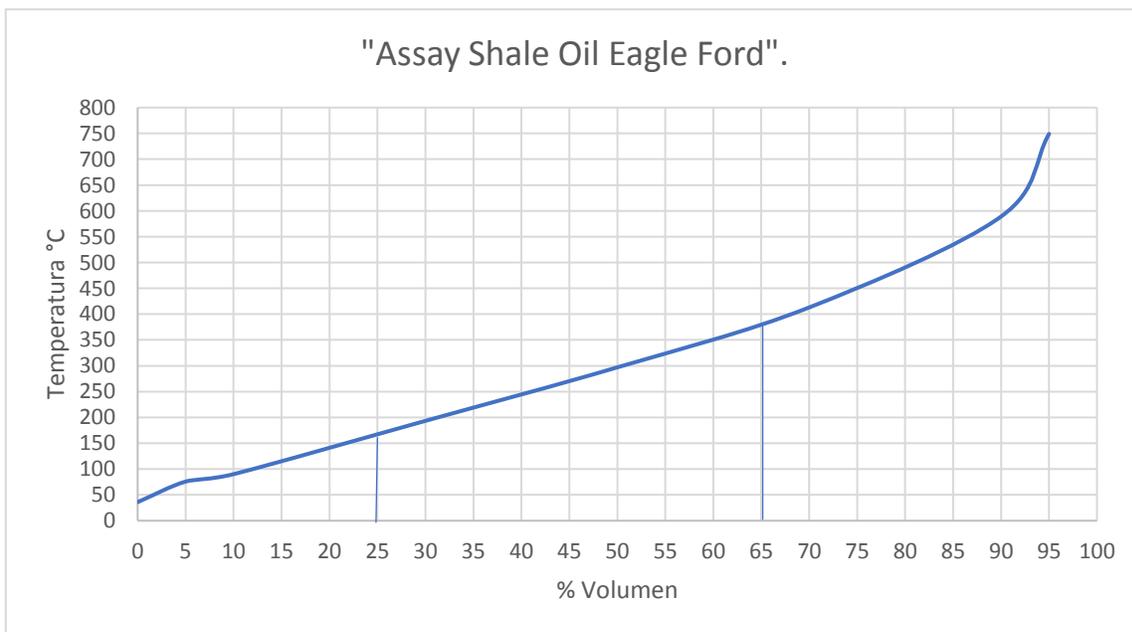


Figura 4.1.- Curva de destilación de la muestra de aceite súper ligero de alimentación a la planta.



Tabla 4.5.- TIE y TFE de los productos de la planta.

	Gasolina	Diésel	Gasóleo Pesado
TIE (°C)	40	275	305
TFE (°C)	180	345	405

Fuente: Tablas de información general para Instituto Mexicano del Petróleo, (2017). NOM-016-CRE, (2016)

Tomando la capacidad de procesamiento de la planta 20,000 BPD los flujos máxicos (W) de los productos que deben resultar del proceso de fraccionamiento se presentan en la tabla 4.6, los cuales son correspondientes a los balances de materia del diseño del proceso, siendo estas unas de las variables de referencia sobre la aceptación de operación estable del proceso durante el desarrollo de la simulación dinámica de la planta.

Tabla 4.6.- Flujos máxicos de los productos de la unidad fraccionadora de crudo súper ligero.

Línea de proceso	Compuesto	W (Kg/h)
Producto de domos	Gasolina	24,602.64
Producto de corte	Diésel	39,979.29
Producto de fondo	Gasóleo pesado	30,753.3

Esto resulta una previa evaluación de la producción de productos, en función de la composición de la corriente de alimentación a la planta fraccionadora, es decir permite visualizar el cambio en los flujos de hidrocarburos más ligeros o pesados como productos del proceso de fraccionamiento, determinando si estas variaciones pudieran complicar la operación segura de la torre fraccionadora o los equipos periféricos a esta. Durante la simulación dinámica al utilizar estas variables de referencia resulta sencillo el analizar si la simulación es confiable en las diferentes evaluaciones de la operatividad de la instalación.

4.3.- Diagrama de bloques del proceso.

El siguiente diagrama nos muestra las partes representativas de la unidad fraccionadora, así como las corrientes de alimentación y los productos obtenidos.

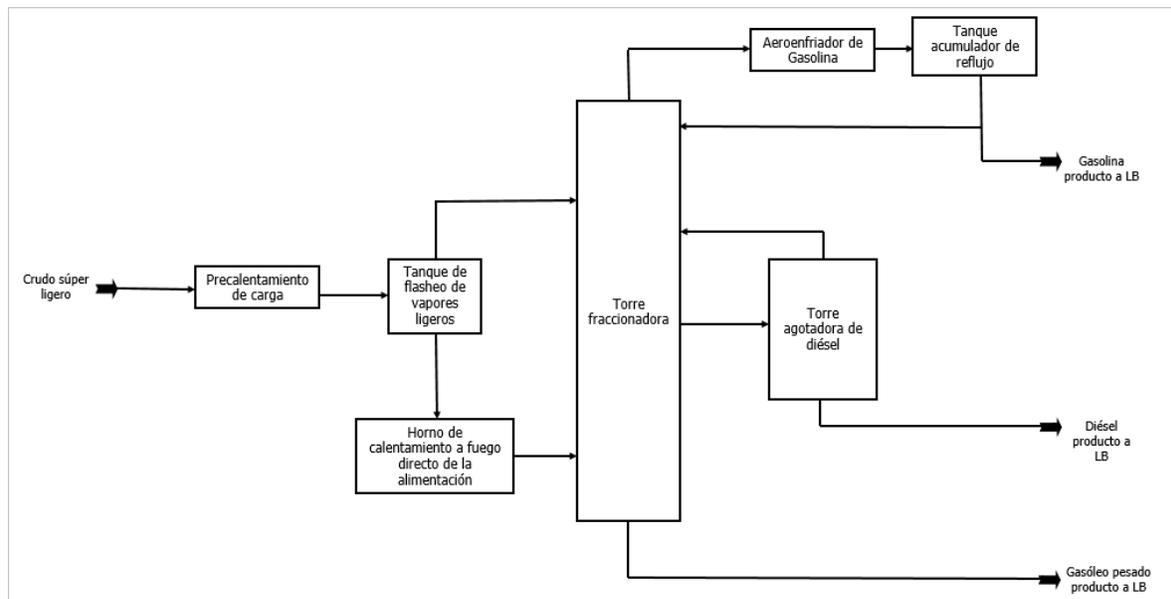


Figura 4.2.- Diagrama de bloques del proceso de fraccionamiento de crudo súper ligero.

En este diagrama se pueden apreciar las partes importantes de la unidad fraccionadora de crudo súper ligero, siendo la torre fraccionadora y la columna agotadora desde el punto de vista de la separación de los productos la operación central de la planta:

- Torre fraccionadora.
- Torre agotadora de diésel.
- Tanque "flash" de vapores ligeros
- Precalentamiento de la carga.
- Horno de calentamiento a fuego directo de alimentación.
- Aeroenfriador de gasolina.
- Tanque acumulador de reflujo.



4.4.- Descripción del proceso de fraccionamiento de crudo **súper ligero ("Shale oil")**.

Como se esquematiza en la figura 4.3 (Diagrama de flujo de proceso de la unidad fraccionadora de crudo super **ligero "Shale Oil"**). El crudo súper ligero ingresa a la planta a control de flujo pasando al tren de precalentamiento para alcanzar una temperatura de 196°C y una presión de 4.5 kg/cm² man, para ser enviado hacia el tanque FA-101 donde se da una separación de compuestos ligeros que salen por el domo del tanque e ingresarán a la torre fraccionadora DB-101, mediante el circuito de control de presión del tanque manteniendo la presión en 4 kg/cm² man.

Por las condiciones de alimentación, se obtiene una corriente de compuestos pesados líquidos que fluyen por la parte inferior del tanque FA-101 para su posterior envío a calentamiento en el proceso.

El hidrocarburo líquido del fondo del tanque FA-102 se envía como parte de la corriente de alimentación al calentador de alimentación BA-101 mediante el circuito de control de nivel del FA-102 por medio de la bomba de carga al GA-101. El calentador de alimentación BA-101 proporciona la energía necesaria para generar la separación de los productos contenidos en la carga. Este acondiciona la carga como alimentación a la torre a 330 °C, lo que permite la separación y obtención de los productos en la torre fraccionadora DB-101. El crudo súper ligero caliente a la salida del precalentador de alimentación BA-101 entra a la torre fraccionadora por el fondo a una presión de 2.5 kg/cm² man.

La sección de fraccionamiento se compone de una torre fraccionadora DB-101 y equipos periféricos, donde se lleva a cabo la separación y obtención de los productos. Por el domo se obtiene gasolina, por la parte lateral media el diésel y el gasóleo pesado sale por el fondo.

El proceso contempla la operación de un agotador de diésel (DB-102), este equipo tiene como objetivo rectificar el diésel extraído de la torre fraccionadora, cortando los productos ligeros y así obtener el diésel producto.

La extracción de diésel la recibe el tanque acumulador de diésel FA-103, para su posterior envío a la columna agotadora de diésel DB-102, esta corriente es controlada por un circuito de control de nivel LIC-146 del FA-103, la columna



agotadora de diésel cuentan con otra corriente de salida por la parte superior, la cual tiene como destino enviar los vapores ligeros como recirculación a la torre fraccionadora DB-101. La Columna Agotadora de diésel DB-102 emplea un rehervidor, éste es el encargado de proporcionar la energía necesaria que permita la separación y adecuada obtención del diésel en especificación.

Por el fondo de la agotadora de diésel DB-102 se obtiene el diésel producto en fase líquida, el cual se envía a control de nivel LIC-147 de la DB-102 mediante la Bomba de diésel producto GA-105.

La gasolina se obtiene por el domo de la torre fraccionadora DB-101. Los vapores de gasolina que hacen hacia el domo de la torre se envían hacia el condensador de gasolina EG-101 para su enfriamiento a 85°C. La corriente de condensados del aero enfriador se envía al tanque separador de Reflujo FA-101, Este es un tanque trifásico, donde la fase líquida ligera se envía como reflujo a la torre fraccionadora DB-101 a control de temperatura del domo de la fraccionadora y otra sección se envía por el circuito de control de nivel LIC-145 del FA-102 como producto hacia L.B de la planta.

El gasóleo producto proveniente de la corriente de fondos de la torre fraccionadora a 330°C y 2.3 kg/cm² man, es transferido a control de nivel de la torre mediante la bomba de fondos de la torre fraccionadora GA-102 donde aumenta la presión del gasóleo hasta 12.2 kg/cm² man, al área de almacenamiento de gasóleo producto en LB.

4.4.1- Diagrama de flujo del proceso.

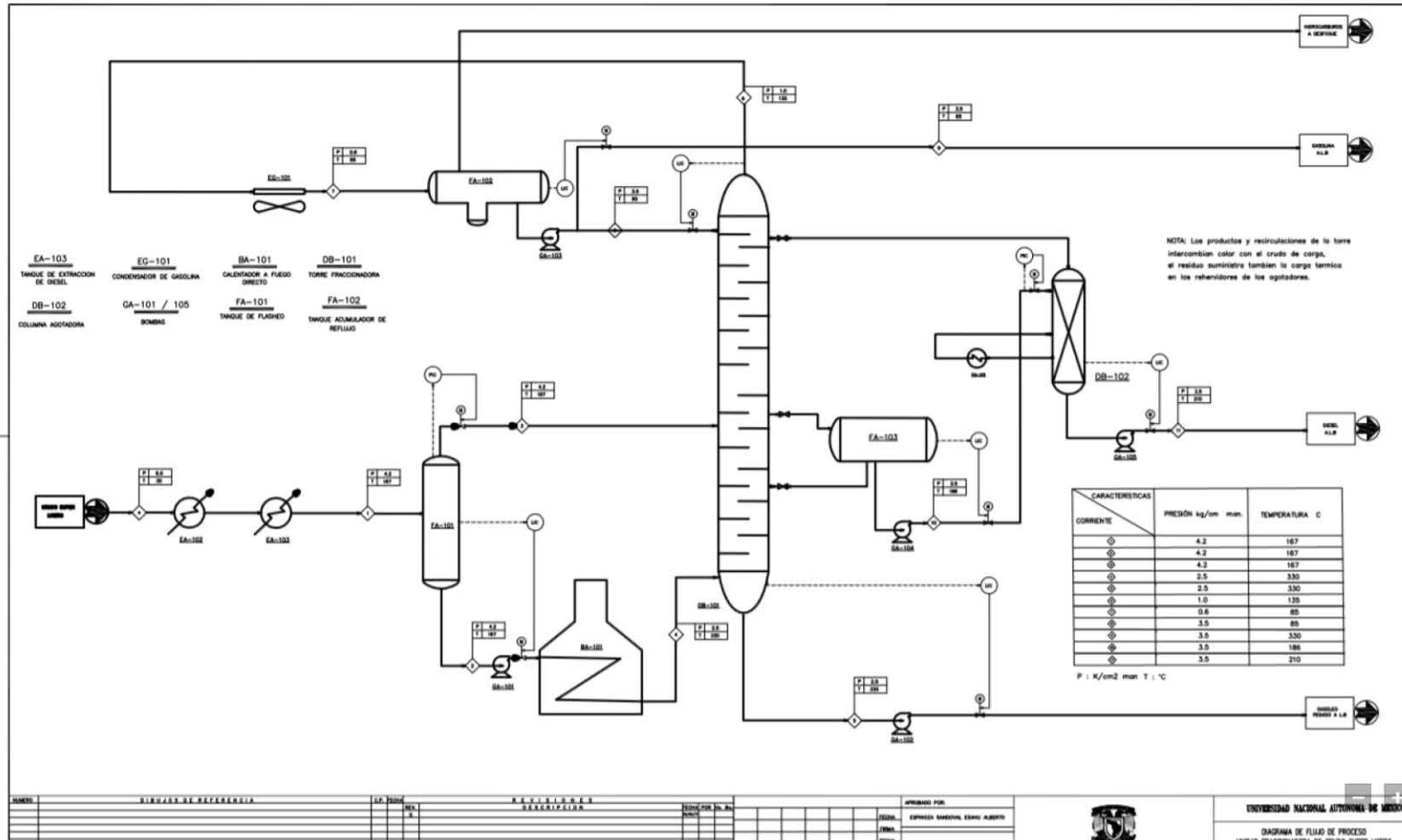


Figura 4.3.- Diagrama de flujo de proceso unidad fraccionadora de crudo super ligero (“Shale Oil”).



DESARROLLO DE LA SIMULACION DINAMICA DE UNA UNIDAD
FRACCIONADORA DE CRUDO SUPERLIGERO





4.5.- Funciones de la evaluación operativa de unidad fraccionadora de crudo súper ligero.

Para predecir el comportamiento y la operatividad de la unidad se está empleando el software: Dynamic Process Simulator (DYNSIM) de la compañía Schneider Electric, la simulación dinámica del sistema permite verificar la flexibilidad de la planta fraccionadora de crudo súper ligero durante los cambios que pudieran presentarse en las corrientes de proceso, así como la simulación de escenarios que pudieran implicar un paro de la planta, siendo útil en la capacitación del personal de operación de la instalación, ya que permite predecir y evaluar el comportamiento de la planta ante eventualidades. La simulación dinámica de la planta permite obtener resultados de tiempos en las condiciones de proceso específicas, para así establecer procedimientos de operación y control que ajusten las posibles contingencias o emergencias que se puedan presentar durante la operación.

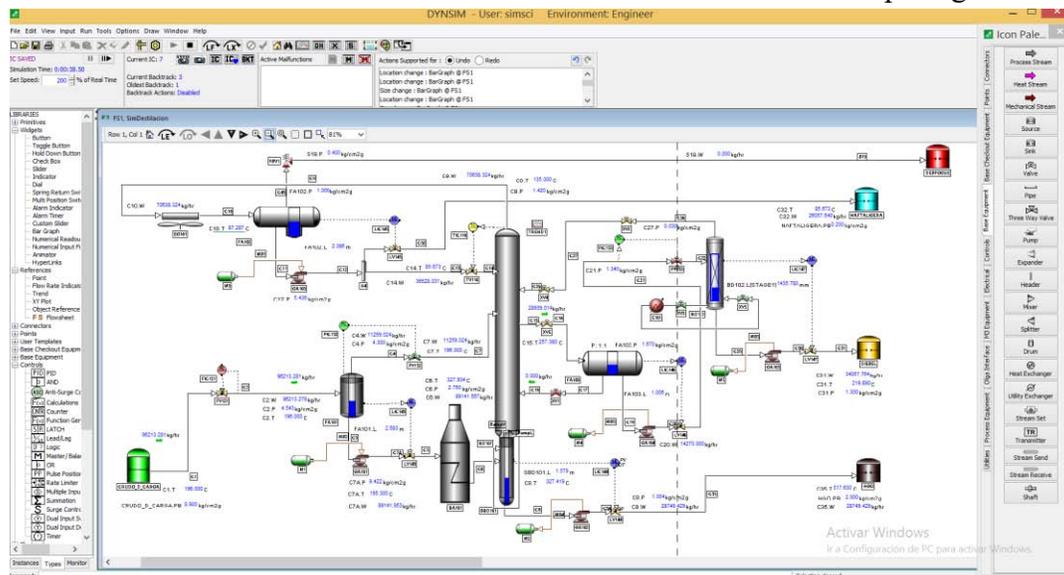
De los análisis realizados en el desarrollo de la simulación dinámica de este proceso, se eligieron para la realización de este trabajo los siguientes objetivos con el interés de conocer el comportamiento de este tipo plantas fraccionadoras:

- Predecir el comportamiento de la unidad fraccionadora al presentarse variaciones en la composición de las corrientes de alimentación a la planta, en estas condiciones el riesgo en la operación de la unidad es el incremento en los flujos de vapores ligeros que se alimentan al sistema de separación.
- Predecir el comportamiento de la planta al presentarse una falla en el sistema de enfriamiento de la torre fraccionadora, en estas condiciones el aumento en el balance de calor (temperaturas) en las etapas de separación de la columna genera un aumento en los flujos de vapor con sobrepresionamientos en los domos de la columna.
- Predecir el tiempo de alcance de las condiciones normales de operación en el proceso, en función de las acciones de ajuste del sistema de control distribuido de la planta, al presentarse perturbaciones a su condición estable.

4.6.- Simulación dinámica de la unidad fraccionadora de crudo súper ligero (“Shale oil”).

La simulación dinámica de la unidad fraccionadora de crudo súper ligero se desarrolló cargando la información del diseño de la planta en el flowsheet de simulación, siendo esta actividad la que mayor cantidad de tiempo exigió para los resultados de este trabajo, utilizando Diagramas de Flujo de Proceso (DFP’s), Hoja de Datos (HD), Bases de Diseño (BD), Descripción del Proceso (DP), Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI), Filosofía de Control (FC) y Filosofía operativa (FO), por mencionar algunos de los documentos necesarios del diseño de la planta, priorizando en las unidades y corrientes de proceso que afectan los perfiles de materia y energía en la torre fraccionadora con la finalidad de analizar el comportamiento real de la de la planta en el régimen transitorio.

Figura 4.4.- Simulación dinámica de la unidad fraccionadora de crudo súper ligero.



Fuente: DYNsIM Schneider Electric Software (2017).

En el desarrollo de la simulación dinámica de la planta es importante el representar las estrategias de control particulares de las diferentes operaciones unitarias que se están simulando en el proceso, de este modo se garantiza que los resultados dinámicos del sistema alcance condiciones de estabilización como lo analizamos en el capítulo 2, y opere apegado a las condiciones deseadas en su diseño, de no especificarse es muy complicado que la simulación de la planta alcance estabilidad operativa.

4.6.1.- Estrategias de control y opciones de solución aplicadas en la simulación dinámica de la planta.

En el tanque "flash" FA-101 se da una separación de compuestos ligeros que salen por el domo del tanque e ingresarán a la torre fraccionadora DB-101, esta operación se establece mediante el circuito de control de presión del tanque manteniendo la presión en 4 kg/cm² man, por la apertura o cierre de la válvula PV-152 según las condiciones de la variable de proceso en el "set point" del controlador (PIC-152).

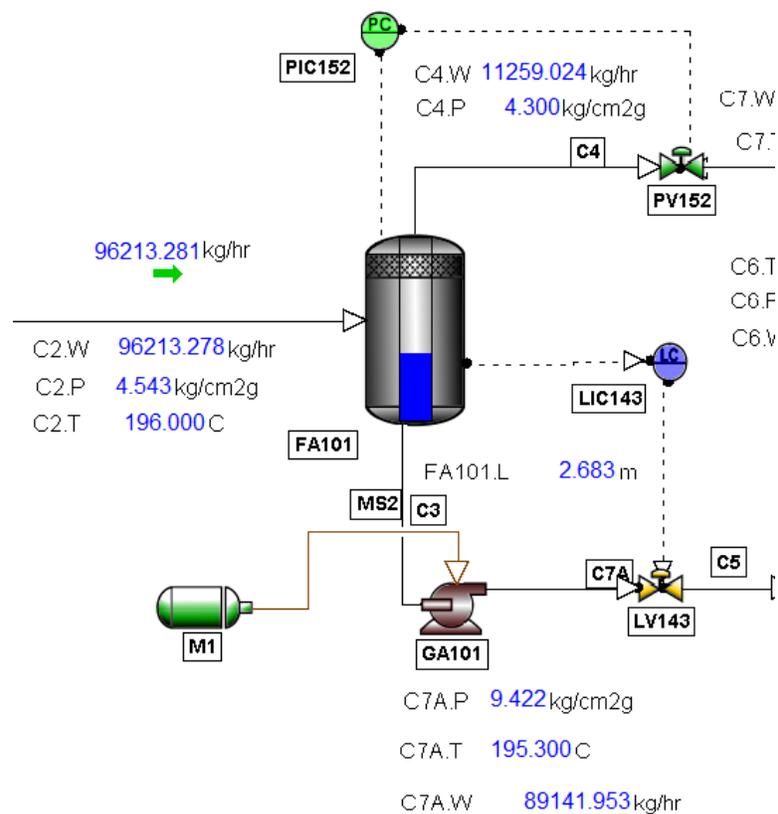


Figura 4.5.- Estrategias de control del tanque FA-101.

Para el control de nivel de líquido en el tanque "flash" FA-102, la corriente en estado líquido del fondo del tanque se envía como parte de la corriente de alimentación al calentador de Alimentación BA-101, estableciendo la medición de la variable de proceso FA-101.L (nivel de la fase líquida del tanque), la cual es enviada como señal

en el tanque, enviando una señal al controlador LIC-146, el cual emite una señal de ajuste a la variable manipulada que es el flujo de la corriente C-20, por la apertura o cierre del elemento final de control del circuito, la válvula de control LV-146.

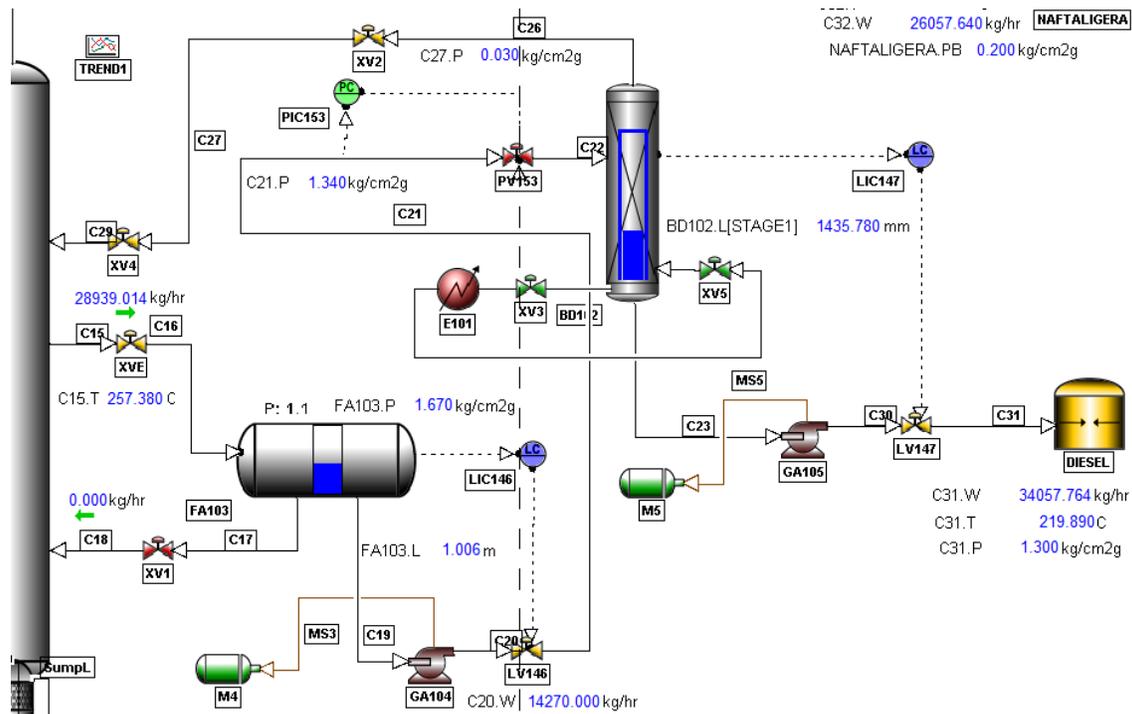


Figura 4.7.- Estrategias de control en la sección de extracción de diésel.

La columna agotadora de diésel cuenta con una corriente de salida por la parte superior, la cual envía los vapores ligeros fuera de especificación como recirculación a la torre fraccionadora DB-101, en la simulación esta corriente es seccionada por una válvula a la salida de la columna agotadora DB-102, siendo necesaria para la solución de los modelos de separación estableciendo los nodos de presión de los sistemas de destilación, al inicializarse la simulación del proceso.

La operación del nivel de líquido en el fondo de las columnas se establece mediante circuitos de control de nivel, midiendo el nivel de la fase líquida en el fondo de la columna (**"sump"**) como señal de entrada al controlador LIC-147 que emiten señales de ajuste a la válvula de control de nivel LV-147 enviando diésel y gasóleo pesado productos a los límites de batería de la planta por alto nivel de operación en los fondos de las columnas.

Los vapores de gasolina que ascienden del domo de la torre se envían hacia el condensador de gasolina EG-101 para su enfriamiento a 85°C, el aerofriador es **simulado con el modelo "utility exchanger"** especificando la opción de solución de este modelo por las entalpías de la corriente de proceso, debido a que en este punto del proceso se presentan cambios repentinos de fase por los componentes de las corrientes de proceso, el modelo del aerofriador EG-101 cuenta con el parámetro **"fraction of fans operating"** el cual permite simular el paro de los ventiladores de este equipo o bien el paro total en el servicio de enfriamiento de gasolina.

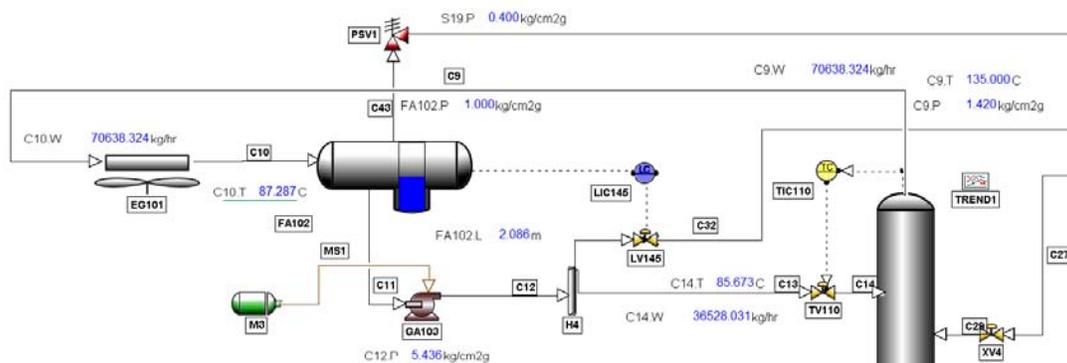


Figura 4.8.- Estrategias de control en la sección de condensación de gasolina.

En esta sección la corriente de condensados se envía como reflujo a la torre fraccionadora DB-101 y como gasolina producto a límite de batería de la planta, esta última operación se establece mediante el circuito de control de nivel LIC-145, en el tanque acumulador de reflujo FA-102. La función de la PSV1 es establecer el envío de los hidrocarburos a desfogue al presentarse una sobrepresión en el sistema al llegar al punto de ajuste de 5 kg/cm²man.

Es importante mencionar que el rehervidor y condensador en el proceso de destilación se simulan con modelos independientes al modelo establecido de la torre fraccionadora **"Tower"**, es decir el modelo de destilación solo contempla las etapas de separación de la columna, parámetro de importancia al especificar el número de etapas del diseño de la torre fraccionadora.

La operación segura y estable de la torre fraccionadora permite que el balance de materia del proceso se cumpla, es decir la suma de las cantidades de las corrientes de productos debe ser igual a la de la corriente de alimentación en régimen permanente. Por ello se deben controlar los flujos de líquidos y vapores en la

columna. Esto se consigue controlando los niveles de líquido tanto en el tanque acumulador de reflujo y el fondo de la columna que influyen en las temperaturas que establecen el balance de calor en las etapas de fraccionamiento.

Las restricciones operativas son aquellos valores de determinados parámetros de operación de la columna que se encuentran acotados para poder llevar a cabo el proceso de manera estable. Dichos valores serán determinantes a la hora de evaluar las estrategias de control que proporcionen un modo de operación seguro y estable para la torre fraccionadora. En la mayoría de columnas de destilación las principales variables que definen el rango de operación son la presión, el flujo de vapor y el flujo de líquido. La presión afecta al grado de separación que se puede alcanzar en la columna, siendo ésta tanto mayor cuanto menor sea la presión.

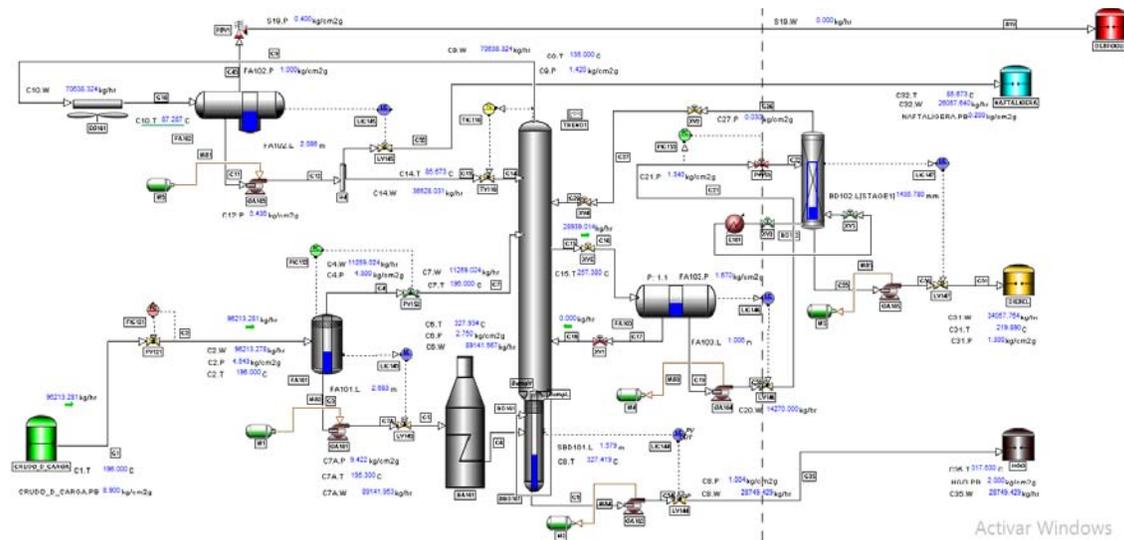


Figura 4.9.- Simulación de operación estable de la unidad fraccionadora de crudo super ligero (“Shale Oil”).

Hasta este punto con la especificación de los equipos, variables de proceso y estrategias de control para la operación del proceso, la simulación de la unidad fraccionadora permite predecir el comportamiento de la planta al presentarse perturbaciones en su operación, evaluando si los circuitos de control establecidos en su diseño son los adecuados para mantener la instalación en condiciones seguras.



CAPITULO 5

Resultados y conclusiones.

5.1.- Resultados del comportamiento de la planta al presentarse variaciones en la composición de las corrientes de alimentación.

Como se plantea en la justificación de este trabajo, una de las principales complicaciones en el diseño y establecimiento de los procedimientos de operación de este tipo de plantas de fraccionamiento, se debe a las variaciones presentadas en la composición de los aceites súper ligeros "shale oil", es el caso del aligeramiento o incremento de los componentes pesados en la trayectoria de producción de los yacimientos, estas condiciones pueden complicar la operación segura de algunas secciones del proceso, como lo analizaremos a continuación.

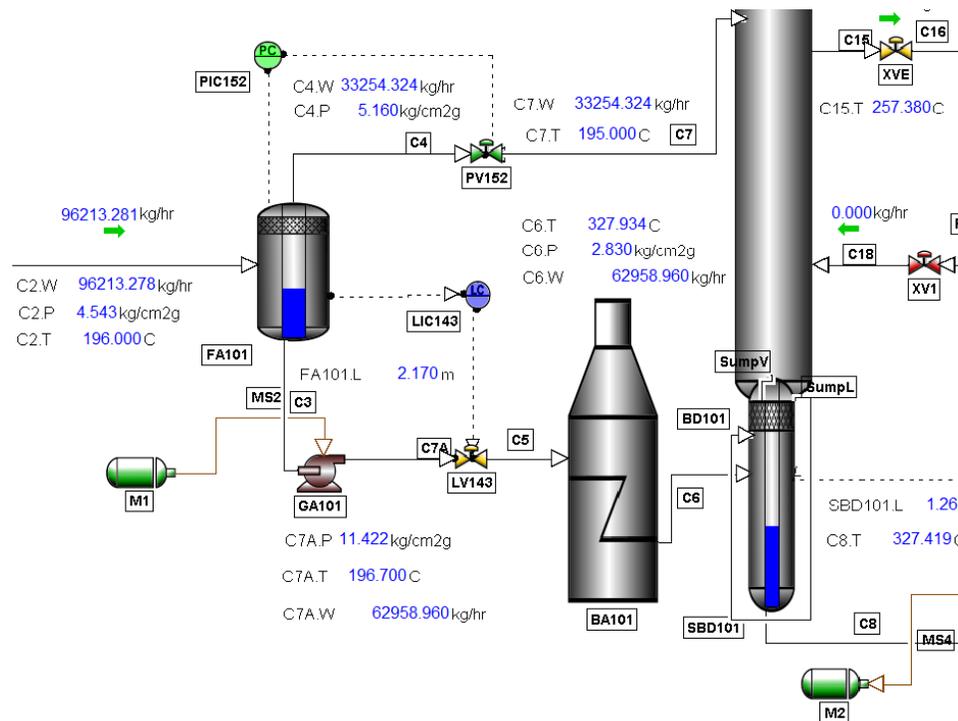


Figura 5.1.- Presión de operación del FA-101 al incremento de componentes ligeros.

Para la evaluación del comportamiento de la planta ante este tipo de condiciones se simula la variación en la composición de la corriente de alimentación, con una curva de destilación conformada por más del 80% de componentes ligeros, (gasolina y diésel) describiendo el comportamiento en los puntos del proceso que complican la operación de la planta.



De las condiciones normales de operación en el proceso, el efecto dinámico del proceso en el tanque "flash" FA-101 se observa en la figura 5.2, con un incremento de presión de operación en un máximo de 5 Kg/cm², en este punto de operación crítica el flujo de la corriente de vapores ligeros del tanque flash es incrementada por la acción de ajuste del circuito de control de presión PIC-152 aliviando la presión de operación en el tanque.

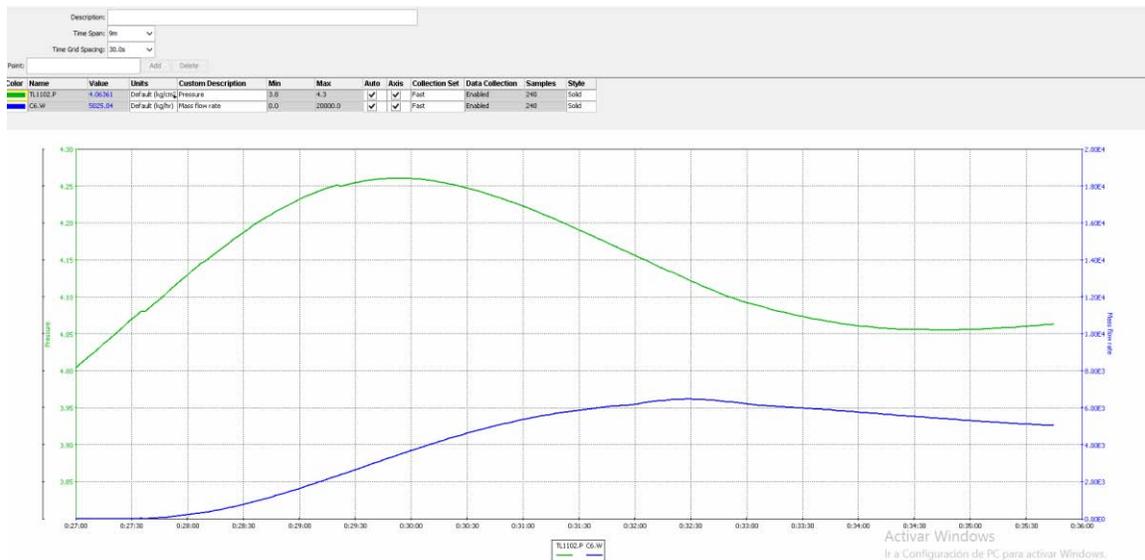


Figura 5.2.- Comportamiento de P y W de operación de la fase gas en el FA-101.

En esta sección el control de presión logra estabilizar la operación del FA-101, con un efecto de mayor flujo en la alimentación de ligeros a la torre fraccionadora, siendo esta alimentación mayor a las condiciones normales de operación, estas condiciones generan desestabilización de los perfiles de presión y temperatura en la operación de la torre fraccionadora.

Precisamente la sección de mayor interés en la evaluación del proceso, es determinar las condiciones operativas de la torre fraccionadora, identificando un posible sobrepresionamiento por los vapores de componentes ligeros no contemplados en el diseño del equipo.

El comportamiento del proceso con las acciones del sistema de control de temperatura en los domos de la torre se observa en la figura 5.3, al ingresar la corriente de vapores de la separación "flash" a la torre fraccionadora se presenta un incremento en la presión de operación de los domos de la torre, con un máximo de



4.35 Kg/cm², la presión en la torre es función de la tendencia en el incremento de temperaturas en las etapas de separación, al superarse la relación de vapor que asciende en el interior de la torre, con el reflujo establecido para una operación normal, la planta presenta un sobrepresionamiento en su operación. En estas condiciones el sistema de control de temperatura de la torre fraccionadora emite una señal de ajuste a la válvula de control TV-110, aumentando la corriente de reflujo a los domos de la torre fraccionadora para disminuir la presión de operación.

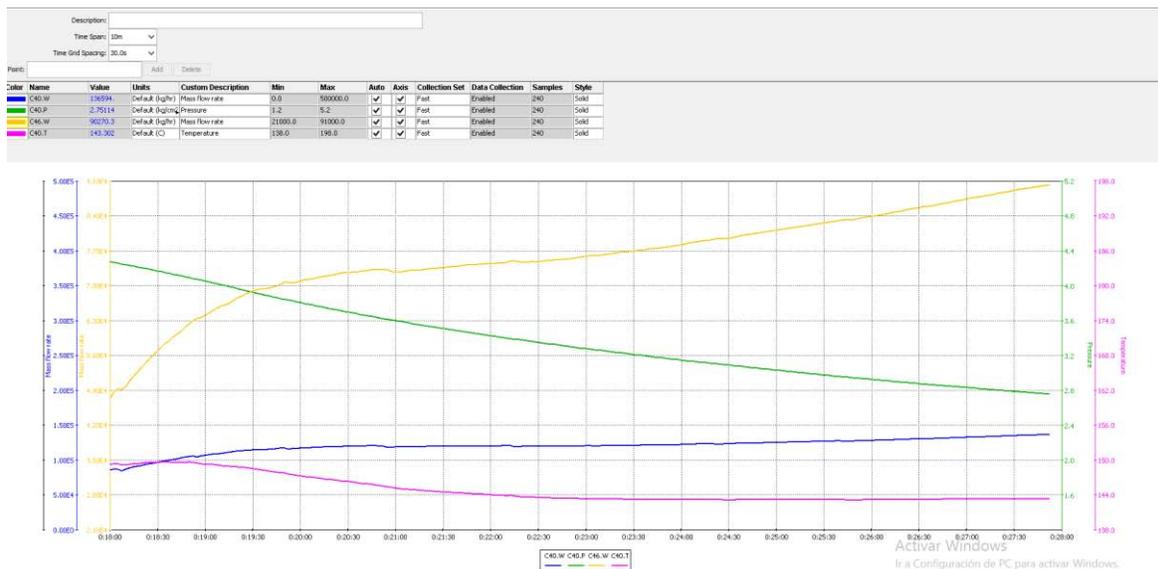


Figura 5.3.- Comportamiento de T y W en los domos de la torre fraccionadora DB-101.

La línea de tendencia de color verde marca el comportamiento de la presión en los domos de la torre fraccionadora al iniciarse las acciones de ajuste por el sistema de control distribuido de la planta al ingresar la corriente de alimentación con una composición del 80% de componentes ligeros en la alimentación al proceso, la línea de tendencia amarilla marca el incremento de la corriente de reflujo a la torre fraccionadora con un máximo de 67,456 Kg/h, disminuyendo la presión de operación hasta alcanzar la estabilización de las temperaturas normales de operación del proceso de fraccionamiento.

En este escenario es de importancia analizar el comportamiento de la sección de condensación de gasolina por el ingreso de la corriente de alimentación a la torre fraccionadora durante las perturbaciones en la operación de las secciones del proceso por variaciones en la composición de alimentación. En el punto crítico de operación de este escenario la temperatura de salida del aerofirador de gasolina

EG-101 se ve afectada por un incremento a 89 °C, calentando en efecto los líquidos en el tanque separador de reflujo, por el ingreso directo de vapores no condensados.

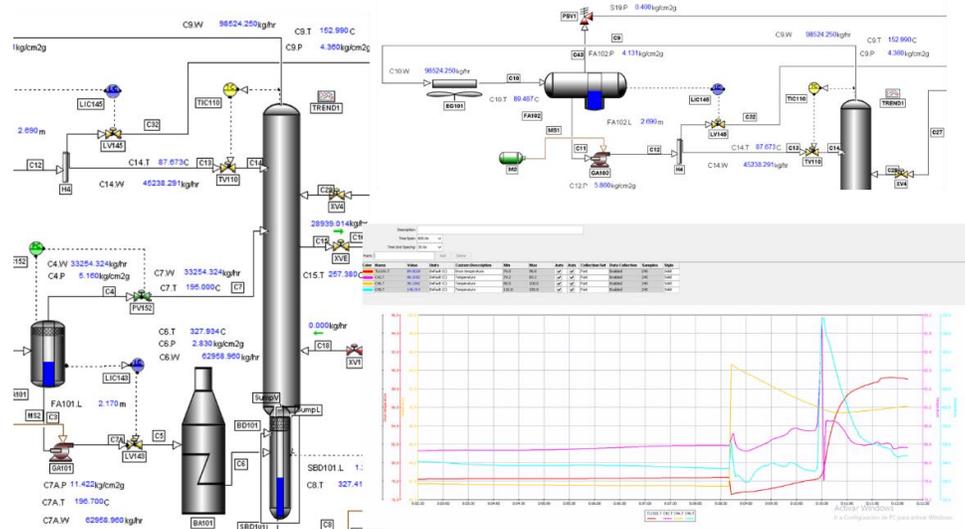


Figura 5.4.- Perturbaciones en la operación del proceso por variación en la composición de alimentación.

Esta inestabilización en la sección de condensación de gasolina se mantiene después del ingreso de las variaciones en las alimentaciones a la columna, siendo estabilizada después de 12 minutos por acciones del circuito de control de temperaturas en la torre fraccionadora.



Figura 5.5.- Comportamiento de la sección de condensación.



Durante el tiempo en el que se controla la estabilización de la temperatura en la operación de los domos de la torre fraccionadora, se afectan las composiciones en las corrientes de los productos de interés, gasolina y diésel. La corriente de gasolina producto presenta fracciones de diésel en su composición esto por el arrastre de vapores de diésel en las etapas superiores de la columna, saliendo la corriente de gasolina producto fuera de especificación.

Parameters		Messages			
Row Layout: View					
Name	Cur Value	UOM	Description	Pnt Class	
▼ Z[HNFT_CUT306]	0.000018	fraction	Composition	DYNAMIC	▲
▼ Z[HNFT_NBP342]	0.029784	fraction	Composition	DYNAMIC	
▼ Z[HNFT_NBP360]	0.099007	fraction	Composition	DYNAMIC	
▼ Z[HNFT_NBP379]	0.087965	fraction	Composition	DYNAMIC	
▼ Z[HNFT_NBP388]	0.044907	fraction	Composition	DYNAMIC	
▼ Z[HNFT_NBP398]	0.034750	fraction	Composition	DYNAMIC	
▼ Z[HNFT_NBP409]	0.020497	fraction	Composition	DYNAMIC	
▼ Z[HNFT_NBP419]	0.013596	fraction	Composition	DYNAMIC	
▼ Z[HNFT_NBP428]	0.012406	fraction	Composition	DYNAMIC	
▼ Z[HNFT_NBP436]	0.006512	fraction	Composition	DYNAMIC	
▼ Z[HNFT_NBP441]	0.006463	fraction	Composition	DYNAMIC	
▼ Z[HNFT_NBP446]	0.006213	fraction	Composition	DYNAMIC	
▼ Z[HNFT_NBP453]	0.011630	fraction	Composition	DYNAMIC	
▼ Z[HNFT_NBP464]	0.009177	fraction	Composition	DYNAMIC	
▼ Z[HNFT_NBP474]	0.006705	fraction	Composition	DYNAMIC	
▼ Z[HNFT_NBP485]	0.004379	fraction	Composition	DYNAMIC	
▼ Z[HNFT_NBP496]	0.002568	fraction	Composition	DYNAMIC	
▼ Z[HNFT_NBP507]	0.001472	fraction	Composition	DYNAMIC	
▼ Z[HNFT_NBP517]	0.000860	fraction	Composition	DYNAMIC	
▼ Z[HNFT_NBP527]	0.000514	fraction	Composition	DYNAMIC	
▼ Z[HNFT_NBP538]	0.000302	fraction	Composition	DYNAMIC	
▼ Z[HNFT_NBP548]	0.000153	fraction	Composition	DYNAMIC	
▼ Z[HNFT_NBP559]	0.000064	fraction	Composition	DYNAMIC	
▼ Z[HNFT_NBP568]	0.000024	fraction	Composition	DYNAMIC	
▼ Z[HNFT_NBP578]	0.000009	fraction	Composition	DYNAMIC	
▼ Z[HNFT_NBP589]	0.000003	fraction	Composition	DYNAMIC	
▼ Z[HNFT_NBP601]	0.000001	fraction	Composition	DYNAMIC	
▼ Z[HNFT_NBP613]	0.000000	fraction	Composition	DYNAMIC	
▼ Z[HNFT_NBP626]	0.000000	fraction	Composition	DYNAMIC	
▼ Z[HNFT_NBP638]	0.000257	fraction	Composition	DYNAMIC	
▼ Z[HNFT_NBP648]	0.000052	fraction	Composition	DYNAMIC	
▼ Z[HNFT_NBP651]	0.000046	fraction	Composition	DYNAMIC	
▼ Z[HNFT_NBP655]	0.000040	fraction	Composition	DYNAMIC	
▼ Z[HNFT_NBP658]	0.000237	fraction	Composition	DYNAMIC	
▼ Z[HNFT_NBP690]	0.0	fraction	Composition	DYNAMIC	▼

Figura 5.6.- Composición de la corriente de gasolina producto.



El arrastre de fracciones de diésel a las etapas superiores de la columna al aumentar las temperaturas operación en la torre fraccionadora, disminuye la extracción de diésel en el proceso, presentándose muy bajas composiciones en el corte, saliendo fuera de especificación.

Parameters		Messages		Row Layout: View	
Name	Cur Value	UOM	Description	Pnt Class	
v Z[HNFT_NBP453]	0.000618	fraction	Composition	DYNAMIC	^
v Z[HNFT_NBP464]	0.000476	fraction	Composition	DYNAMIC	
v Z[HNFT_NBP474]	0.000345	fraction	Composition	DYNAMIC	
v Z[HNFT_NBP485]	0.000230	fraction	Composition	DYNAMIC	
v Z[HNFT_NBP496]	0.000144	fraction	Composition	DYNAMIC	
v Z[HNFT_NBP507]	0.000093	fraction	Composition	DYNAMIC	
v Z[HNFT_NBP517]	0.000065	fraction	Composition	DYNAMIC	
v Z[HNFT_NBP527]	0.000049	fraction	Composition	DYNAMIC	
v Z[HNFT_NBP538]	0.000040	fraction	Composition	DYNAMIC	
v Z[HNFT_NBP548]	0.000030	fraction	Composition	DYNAMIC	
v Z[HNFT_NBP559]	0.000020	fraction	Composition	DYNAMIC	
v Z[HNFT_NBP568]	0.000012	fraction	Composition	DYNAMIC	
v Z[HNFT_NBP578]	0.000007	fraction	Composition	DYNAMIC	
v Z[HNFT_NBP589]	0.000004	fraction	Composition	DYNAMIC	
v Z[HNFT_NBP601]	0.000003	fraction	Composition	DYNAMIC	
v Z[HNFT_NBP613]	0.000001	fraction	Composition	DYNAMIC	
v Z[HNFT_NBP626]	0.000001	fraction	Composition	DYNAMIC	
v Z[HNFT_NBP638]	0.001121	fraction	Composition	DYNAMIC	
v Z[HNFT_NBP648]	0.000246	fraction	Composition	DYNAMIC	
v Z[HNFT_NBP651]	0.000217	fraction	Composition	DYNAMIC	
v Z[HNFT_NBP655]	0.000192	fraction	Composition	DYNAMIC	
v Z[HNFT_NBP658]	0.001164	fraction	Composition	DYNAMIC	
v Z[HNFT_NBP690]	0.000000	fraction	Composition	DYNAMIC	
v Z[HNFT_NBP719]	0.0	fraction	Composition	DYNAMIC	
v Z[HNFT_NBP739]	0.0	fraction	Composition	DYNAMIC	
v Z[HNFT_NBP758]	0.0	fraction	Composition	DYNAMIC	
v Z[HNFT_NBP786]	0.0	fraction	Composition	DYNAMIC	
v Z[HNFT_NBP818]	0.0	fraction	Composition	DYNAMIC	
v Z[HNFT_NBP850]	0.0	fraction	Composition	DYNAMIC	
v Z[HNFT_NBP882]	0.0	fraction	Composition	DYNAMIC	
v Z[HNFT_NBP914]	0.0	fraction	Composition	DYNAMIC	
v Z[HNFT_NBP945]	0.0	fraction	Composition	DYNAMIC	
v Z[HNFT_NBP977]	0.0	fraction	Composition	DYNAMIC	
v Z[HNFT_NBP1009]	0.0	fraction	Composition	DYNAMIC	
v Z[HNFT_NBP1061]	0.0	fraction	Composition	DYNAMIC	v

Figura 5.7.- Composición de la corriente de extracción de diésel a la torre fraccionadora.



Al simular el paro en los motores de los ventiladores del sistema de condensación, en la figura 5.9 se muestra el tiempo en el que el sistema de enfriamiento es afectado por un incremento de temperaturas, con el comportamiento de la temperatura de salida del aeroenfriador (EG-101) desde condiciones estables del proceso a 80°C y su comportamiento dinámico al presentarse el paro en los ventiladores del aeroenfriador, teniendo una temperatura de salida de 96°C aun por el tiro natural en el equipo, así como el tiempo en que el sistema alcanza condiciones normales de operación al reanudarse el servicio.

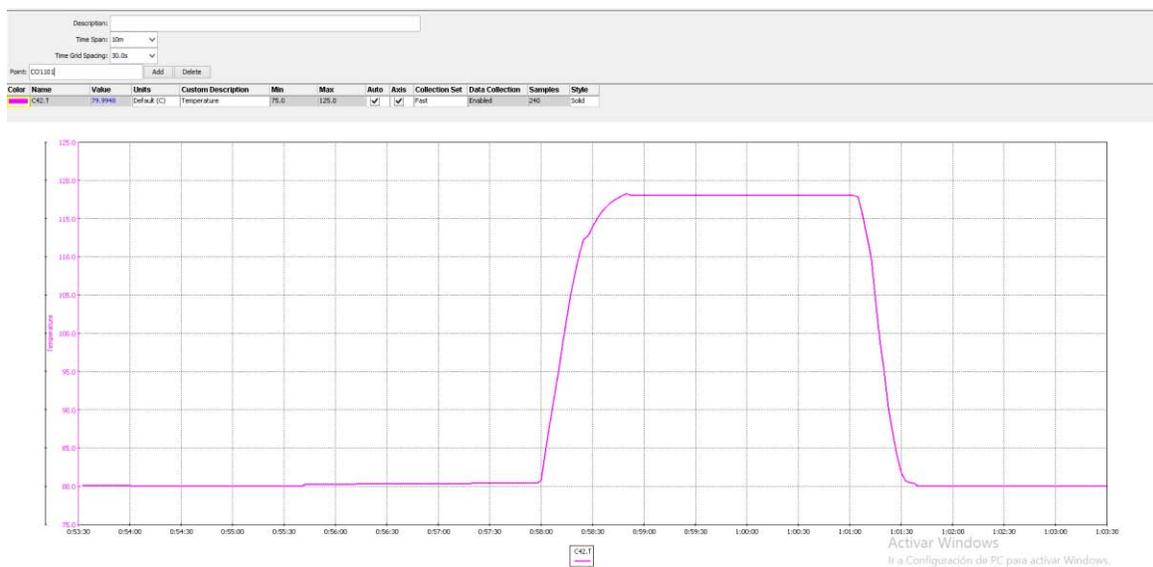


Figura 5.9.- Temperaturas de salida del sistema de condensación EG-101.

Al presentarse un paro en los motores del EG-101 los ventiladores se van deteniendo, en este punto de operación el sistema de condensación pierde la capacidad de absorber carga térmica de la corriente de vapores proveniente del domo de la torre fraccionadora, limitando el enfriamiento de gasolina que ingresa al tanque acumulador de reflujo FA-102. Al incrementarse la temperatura de operación en el tanque acumulador de reflujo, la corriente que ingresa a la torre fraccionadora como reflujo ya no es capaz de regular el balance de calor en las etapas finales de destilación, por ello se presenta una demanda de flujo por acciones del circuito de control de temperatura TIC-110 como resultado del incremento en la temperatura de la torre fraccionadora.

En continuación con el análisis del comportamiento de las variables del proceso, en la figura 5.10 se presentan los efectos en la temperatura y nivel de operación en el



tanque acumulador de reflujo FA-102, la línea de tendencia azul presenta la disminución repentina en el nivel del tanque acumulador de reflujo FA-102, por efecto de las acciones de ajuste del circuito de control de temperatura TIC-110, el cual incrementa el reflujo a la columna, por la apertura de la válvula de control TV-110.

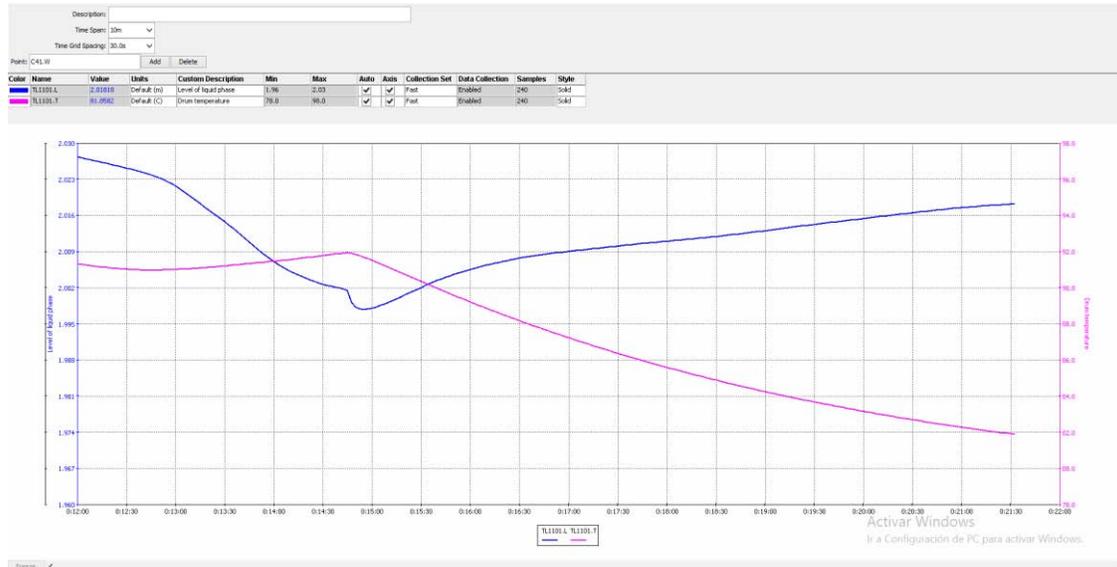


Figura 5.10.- Efecto en el nivel y temperatura de operación del FA-102.

Al regresar el enfriador a operación normal el comportamiento dinámico de la temperatura en el tanque acumulador de reflujo FA-102 es decreciente como se observa en la línea de tendencia color rosa de la figura 5.10, teniendo un efecto en el incremento del nivel del tanque, es decir por el incremento de la corriente de reflujo a la torre fraccionadora se controla la temperatura en los domos de la columna alcanzando condiciones estables en la operación, esto disminuye la demanda de flujo de la corriente de salida del FA-101 manteniendo su nivel en condiciones normales de operación.

Una de las variables de interés en el análisis de los transitorios del proceso es el tiempo en que el sistema recupera las condiciones normales de operación, en el presente escenario el tiempo que tarda en recuperar el estado estable el balance de temperaturas de la torre fraccionadora es de 9 minutos, es el tiempo en el que después de la falla del enfriamiento a la torre fraccionadora, los equipo del sistema de condensación estará en condiciones de suministrar la demanda de líquido de las corrientes de gasolina producto y reflujo a condiciones seguras de operación.



El comportamiento de la temperatura en el tanque acumulador de reflujo FA-102 se presenta en la figura 5.11, en condiciones estables en la operación del proceso se mantiene una temperatura de 78°C, esto por efecto de la transferencia de calor de las paredes del tanque acumulador de reflujo con el ambiente, al detenerse los ventiladores del EG-101 el comportamiento dinámico de la temperatura de operación del tanque FA-102 en relación a la mezcla de los vapores que ingresan y el líquido que se encuentra en el interior alcanza un máximo de 96°C después de 5 minutos de presentarse la perturbación en el sistema.

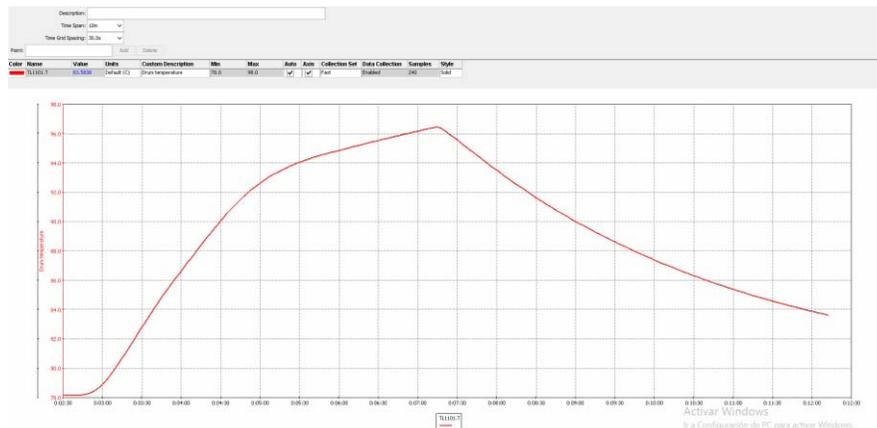


Figura 5.11.- Comportamiento de la temperatura del tanque acumulador de reflujo FA-102.

Al reanudarse el servicio de condensación de gasolina, la tendencia de la temperatura de operación del tanque acumulador de reflujo es decreciente, regresando el proceso a condiciones normales de operación en un tiempo de 10 minutos.

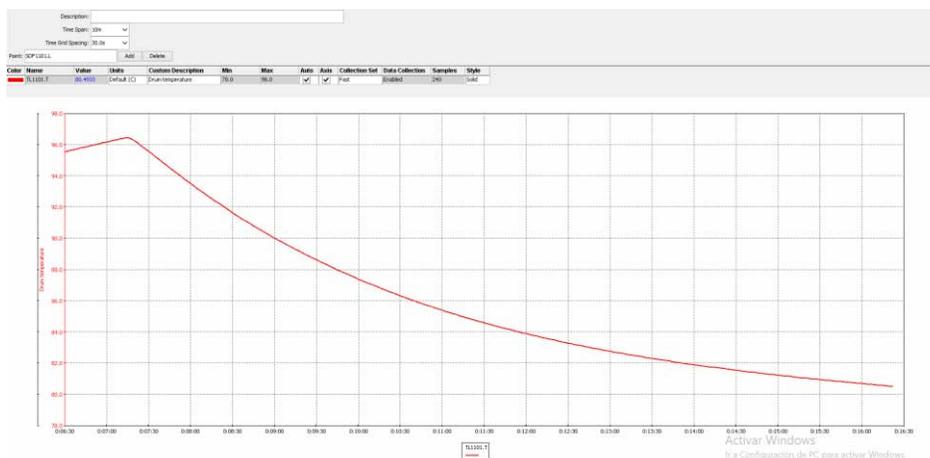


Figura 5.12.- Estabilización de la temperatura del tanque acumulador de reflujo FA-102.



El análisis de efecto de la falla del sistema de condensación de la unidad fraccionadora sobre un conjunto de variables dependientes entre sí, permite la visualización de los efecto sobre las diferentes unidades de proceso como un sistema dinámico de operación continua, determinando los tiempos de afectación en las variables del proceso de una sección a otra de la operación de la planta.

En el inicio de la tendencia de las temperaturas de la figura 5.13 se aprecia la operación estable en el proceso, al punto de falla el comportamiento dinámico de la temperatura de salida del aerofriador (línea color rosa) alcanza un máximo de 95.5 °C en 2 minutos, tiempo en que la temperatura del tanque acumulador de reflujo FA-102 (línea color rojo) aun no es afectada, en este punto se encuentra en los 82.5°C estando en operación estable, la afectación periódica a la temperatura de la corriente de reflujo a la torre fraccionadora se presenta a los 3 minutos de la perturbación, transcurrido este tiempo después de la falla en la planta, el enfriamiento de la torre entra en condiciones críticas de operación.

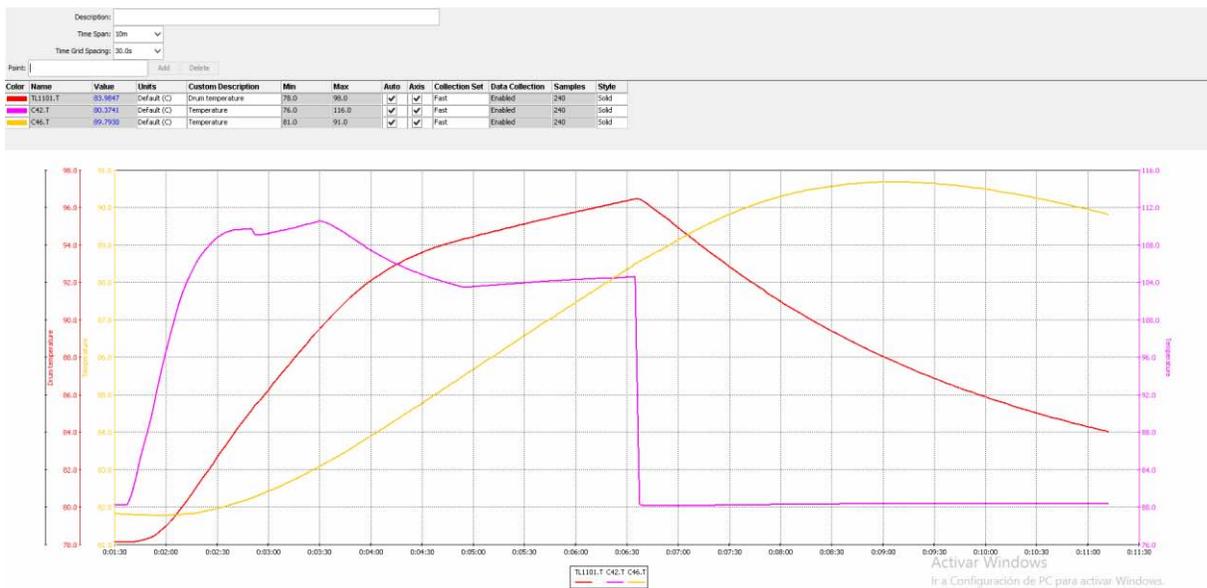


Figura 5.13.- Comportamiento de las temperaturas del sistema de condensación.

La tendencia de la temperatura de la corriente de reflujo hacia los domos de la torre fraccionadora (línea color dorado en la figura 5.13) se muestra como una variable que tarda en recibir los efectos del paro de los ventiladores del sistema de condensación, por lo que su comportamiento es más lento y menos oscilante durante el proceso.



Al reanudarse el servicio de condensación de la corriente de vapor de los domos de la torre fraccionadora, en la figura 5.14 se muestra el comportamiento dinámico de la temperatura de operación del tanque acumulador de reflujo FA-102, al iniciarse el proceso de enfriamiento se marca una tendencia decreciente hacia su temperatura de operación estable, sin embargo la dinámica de la temperatura de la corriente de reflujo a los domos de la torre fraccionadora indica una continuación por 2.7 minutos hasta un máximo de 90.6°C.

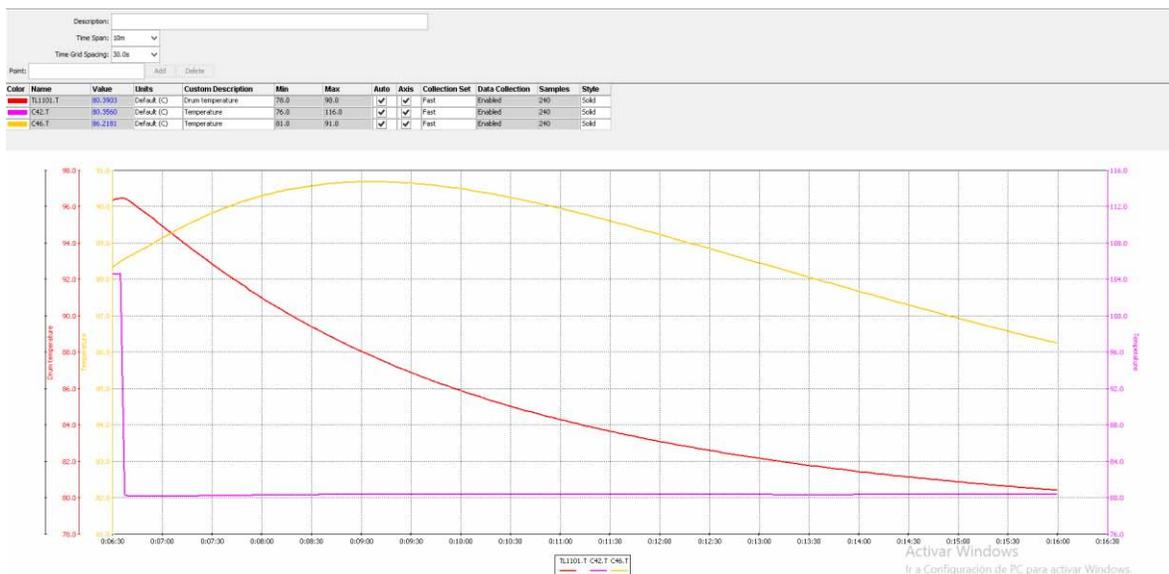


Figura 5.14.- Estabilización de las temperaturas del sistema de condensación.

Por acción del circuito de control de temperatura TIC-110 en la apertura de la válvula de control TV-110, se incrementa el flujo en la corriente de reflujo a los domos de la DB-101, Después de 2.7 minutos de reanudarse la operación estable en el sistema de condensación EG-101, el comportamiento dinámico de la corriente de reflujo a los domos de la torre fraccionadora presenta una tendencia de disminución. En este punto de las condiciones críticas en el proceso, la entrada por recirculación de la corriente fría del sistema de condensación a la temperatura de los domos de la torre fraccionadora tendrá valores que favorecerán el control del balance de calor en la columna fraccionadora.

La temperatura en los domos de la torre fraccionadora se controla en función del comportamiento dinámico del ciclo continuo de operación en el sistema de condensación, se controlan las temperaturas en las etapas de separación, al tiempo

en que la temperatura del tanque acumulador de reflujo FA-102 alcanza condiciones estables de operación.

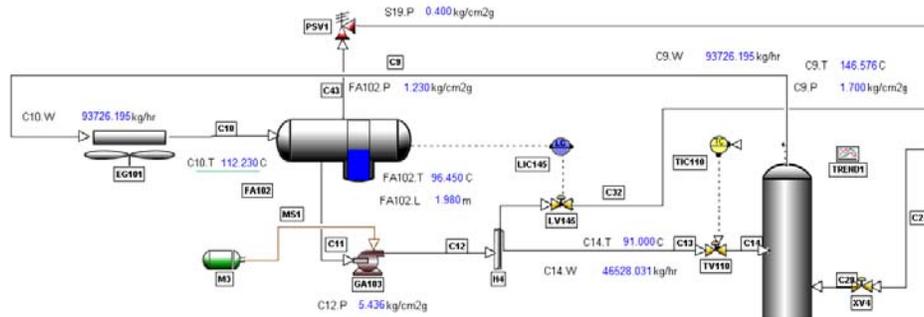


Figura 5.15.- Efecto en los domos de la torre fraccionadora.

El comportamiento dinámico de la presión y temperaturas en el domo de la torre fraccionadora, permite evaluar si los circuitos de control corrigen las variaciones en las variables de proceso al alcanzar condiciones críticas de operación, mitigando condiciones de sobrepresión y sobrecalentamiento en la torre fraccionadora que afecten la especificación de los productos.

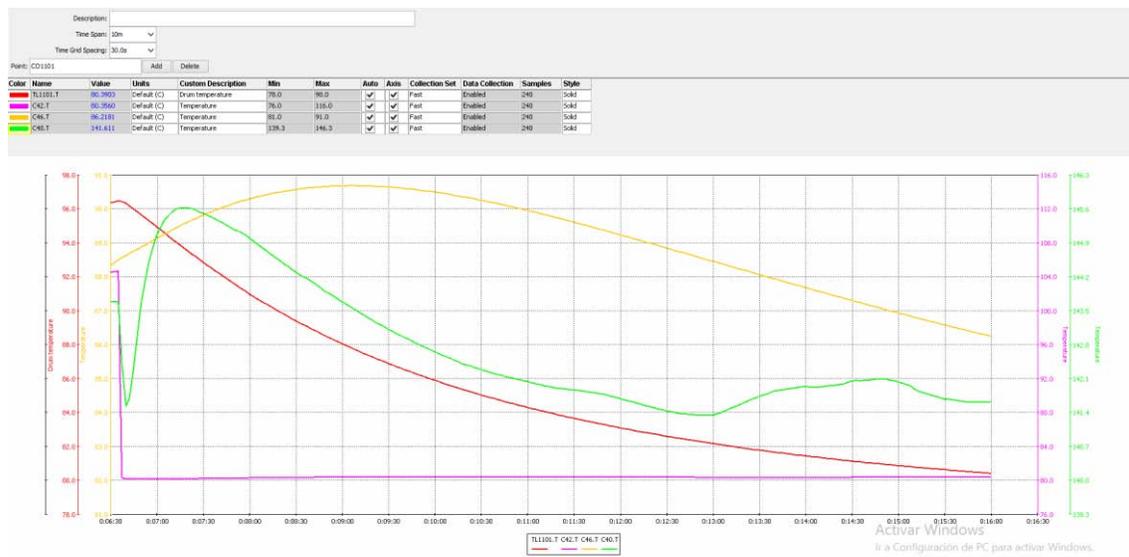


Figura 5.16.- Estabilización de las temperaturas en los domos de la torre fraccionadora.

Al presentarse la falla en el sistema de enfriamiento de la torre fraccionadora el flujo de vapor de los domos se incrementa de 70,638.24 Kg/h en condiciones estables hasta 93,726.19 Kg/h en condiciones críticas de operación, presentándose durante el intervalo de tiempo que el sistema de control estabiliza las condiciones operativas

de la planta, una disminución en la producción de diésel por el arrastre de componentes de las fracciones de este producto a las etapas superiores de separación, por efectos de las altas temperaturas en la torre fraccionadora durante el tiempo de falla.

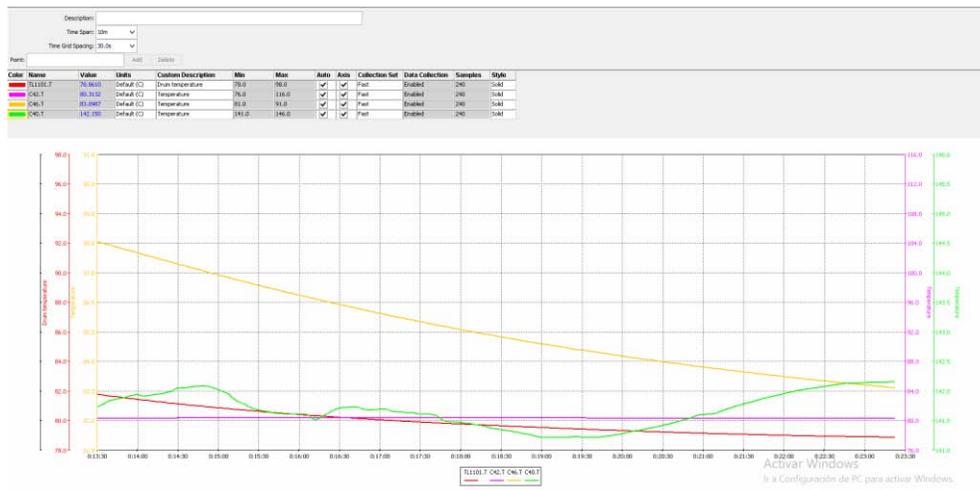


Figura 5.17.- Tiempo de estabilización de la planta.

El tiempo de estabilización de la unidad fraccionadora de crudo súper ligero después de reanudarse la operación de los ventiladores del sistema de condensación EG-101 es de 18 minutos. En este intervalo de tiempo es importante notar que el circuito de control de temperatura ha contribuido a mitigar los efectos de los transitorios de la torre fraccionadora, manteniendo la presión en el sistema en condiciones seguras para la instalación.

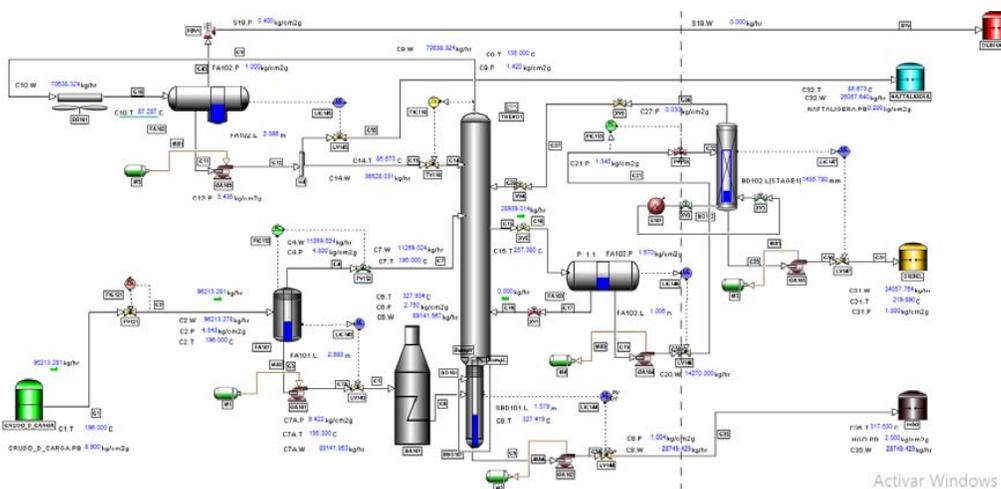


Figura 5.18.- Estabilización de la operación de la unidad fraccionadora.



5.3.- Tiempo que tarda el SCD en recuperar condiciones normales de operación después de presentarse perturbaciones en las entalpias de alimentación a la torre fraccionadora.

La mayoría de los circuitos de control individual como el control de temperatura en los domos de las columnas de fraccionamiento son de diseño estándar, sin embargo en la aplicación de tales sistemas en los procesos de destilación, el comportamiento dinámico del proceso frecuentemente causa problemas en su operación.

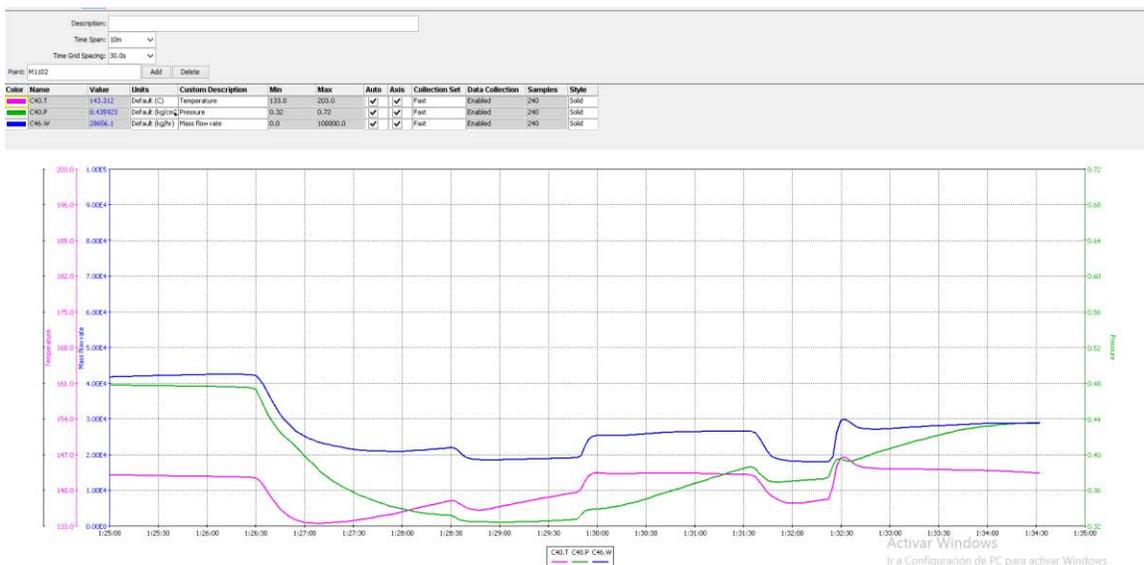


Figura 5.19.- Fluctuaciones de las variables en el sistema por efectos del TIC-110.

Las temperaturas de la torre fraccionadora responden de una manera relativamente débil a los disturbios operacionales y a la acción de control. La selección y aplicación impropias de los circuitos de control pueden producir una oscilación sostenida de las variables de operación. El resultado puede fácilmente ser productor de baja calidad en los productos, este es el peligro frecuente de que los controles puedan fallar al proveer de la requerida proporción liquido-vapor, con lo cual sufriría la operación de las corrientes involucradas para los perfiles de estabilización de la torre fraccionadora.

La evaluación del comportamiento dinámico de las variables en función de las acciones de ajuste del SCD se simulo con la disminución de la entalpia de alimentación a la torre fraccionadora.



En la figura 5.20 se presenta la operación estable del proceso al inicio de la tendencia de las variables de temperatura, presión y flujo de vapores en los domos de la torre fraccionadora, la perturbación externa a la operación del proceso se simula en el punto 1.26 horas de operación del sistema, en este tiempo las variables de la simulación coinciden con el estado estacionario siendo adecuadas para la evaluación confiable de la operación de los circuitos de control en la planta.

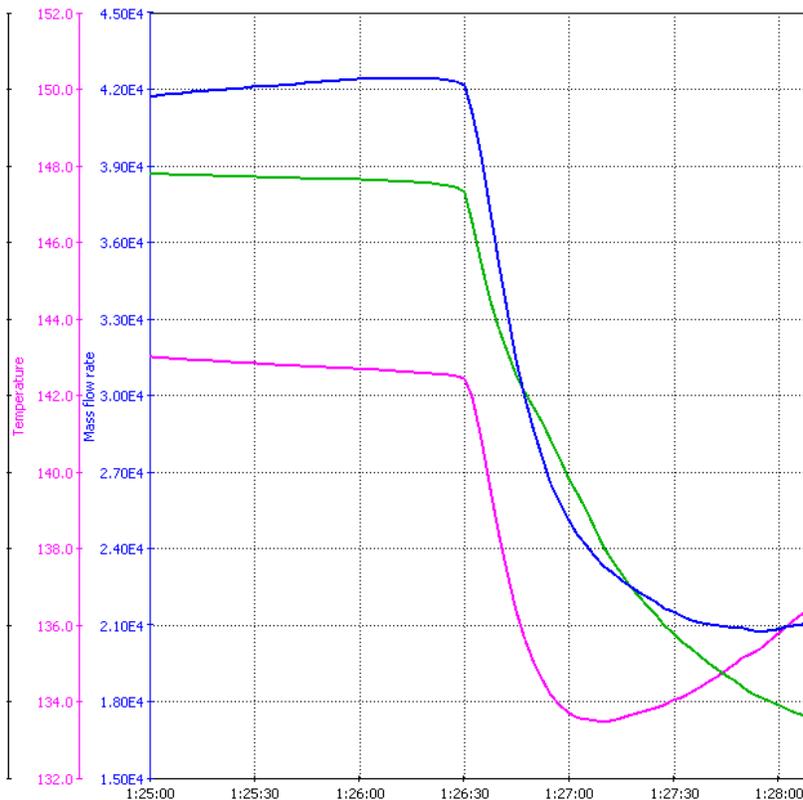


Figura 5.20.- Punto de perturbación a la operación estable de la torre fraccionadora.

En operación estable del proceso el reflujo que suministra el circuito de control de temperatura TIC-110 es de 42,000 Kg/h controlando temperatura y presión de los domos de la torre fraccionadora para la operación segura del proceso, al presentarse la perturbación externa al proceso con la disminución de entalpía de alimentación a la columna, el comportamiento dinámico del proceso presenta un decrecimiento en el flujo de vapores ligeros generando un decrecimiento de temperatura y presión en los domos de la torre fraccionadora.



El calor introducido en los fondos de la columna hace que el borboteo opere a través de un mayor número de etapas en comparativa de lo que sucede cuando el calor entra como entalpia de alimentación, Consecuentemente, al disminuirse la transferencia de calor que suministra el calentador a fuego directo BA-101 a la corriente de proceso, la separación se vuelve más pobre por efectos de la disminución en el suplemento de calor de borboteo, disminuyendo el flujo de vapores en las etapas finales de separación.

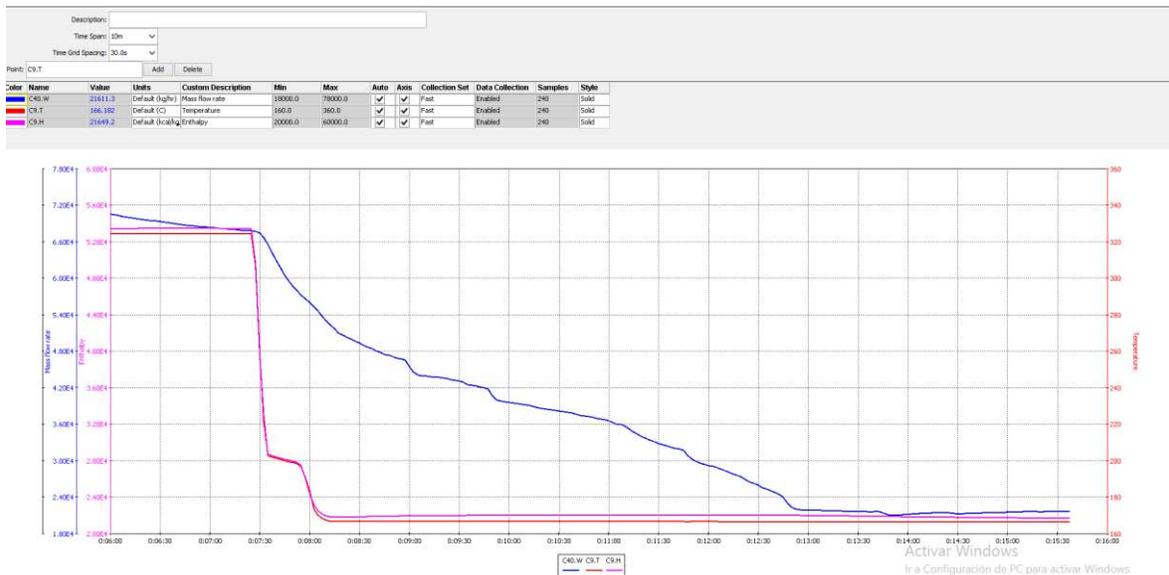


Figura 5.21.- Comportamiento dinámico del flujo de vapor al presentarse perturbaciones en la entalpia de alimentación de la DB-101.

El efecto del decrecimiento de la temperatura de alimentación sobre la separación de los productos del proceso operando con un borboteo constante y control de reflujo, es similar a aquellos que resultan en el aumento de la alimentación, declina la proporción total de calor en la alimentación, la inclinación de la línea de operación inferior de la columna aumenta y en la parte superior de la columna disminuye con la consecuente degradación de la separación. Es decir que los flujos de los componentes ligeros que son extraídos por el domo de la torre fraccionadora se encuentran en una cantidad menor a los flujos presentados en la operación estable de la columna fraccionadora. Conocer el tiempo en el que el SCD de la planta recupera las condiciones estables en el proceso al presentarse estas condiciones es importante para predecir las posibles afectaciones en las especificaciones de los productos.



El control de las temperaturas en las etapas de separación es fundamental para realizar las separaciones deseadas de los componentes en el proceso, durante condiciones normales de operación en el proceso en la figura 5.22 se muestra la composición de la corriente de vapores ligeros de los domos de la torre fraccionadora, en el estado estable por el control del sistema la corriente de gasolina producto no presentar fracciones del corte de componentes de diésel.

Name	Cur Value	UOM	Description	Pnt Class
Z[HNFT_NBP403]	0.064102	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP413]	0.059568	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP423]	0.056573	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP433]	0.015702	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP438]	0.007369	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP443]	0.029467	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP448]	0.030699	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP455]	0.012447	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP465]	0.010458	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP474]	0.007947	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP483]	0.005113	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP492]	0.002700	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP501]	0.016041	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP511]	0.004202	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT~1_NBP52]	0.000855	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP532]	0.000161	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP543]	0.000028	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP553]	0.000005	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP566]	0.000000	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP580]	0.0	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP595]	0.0	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP606]	0.0	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP617]	0.0	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP627]	0.0	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP638]	0.0	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP648]	0.0	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP651]	0.0	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP655]	0.0	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP658]	0.0	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP689]	0.0	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP690]	0.0	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP722]	0.0	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP754]	0.0	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP786]	0.0	fraction	Composition	DYNAMIC

Figura 5.22.- Composición del FV en los domos de la DB-101 a operación estable.



Los disturbios externos son bastante significativos hasta el grado de que estos afectan gravemente el balance de calor en la columna como se presentó en la figura 5.22. Estos disturbios afectan directamente la pureza del producto, al afectar la separación en la torre fraccionadora, en la figura 5.23 se muestra la composición del flujo de vapor (FV) de los domos de la torre fraccionadora durante la perturbación analizada, la baja composición en componentes del corte de gasolina es generada por la disminución de las temperaturas de operación en la columna, presentándose una disminución en el flujo de gasolina producto.

The screenshot shows a software window titled "C40, SDFshaleOil" with a table of parameters. The table has columns for Name, Cur Value, UOM, Description, and Pnt Class. The data shows the composition of vapor flow in various trays (domos) during a disturbance. The values for the first 19 trays are non-zero, while the remaining 10 trays show a value of 0.0.

Name	Cur Value	UOM	Description	Pnt Class
Z[HNFT_NBP413]	0.016047	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP423]	0.011372	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP433]	0.001286	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP438]	0.000522	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP443]	0.003217	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP448]	0.002852	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP455]	0.000559	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP465]	0.000387	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP474]	0.000252	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP483]	0.000145	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP492]	0.000071	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP501]	0.000365	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP511]	0.000092	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT~1_NBP52]	0.000019	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP532]	0.000004	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP543]	0.000001	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP553]	0.000000	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP566]	0.0	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP580]	0.0	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP595]	0.0	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP606]	0.0	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP617]	0.0	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP627]	0.0	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP638]	0.0	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP648]	0.0	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP651]	0.0	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP655]	0.0	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP658]	0.0	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP689]	0.0	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP690]	0.0	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP722]	0.0	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP754]	0.0	fraction	Composition	DYNAMIC
Z[HNFT_NBP786]	0.0	fraction	Composition	DYNAMIC

Figura 5.23.- Composición del FV en los domos de la DB-101 durante la perturbación.



Dentro del promedio de capacidad del manejo de material de la torre de fraccionamiento, entre las cargas excesivas en donde ocurren flujos demasiado altos con un incremento en los perfiles de presión y temperatura, en una carga demasiado baja en donde ocurre un decrecimiento en la separación de los productos por las bajas temperaturas en las diferentes etapas de fraccionamiento, la calidad de la separación depende, en un grado importante del balance de calor de la torre fraccionadora y las etapas o puntos en donde es aplicado el calor.

En el diseño de la columna la composición a lo largo de las etapas es constante, sin embargo en la dinámica de la operación del proceso las perturbaciones externas en la operación de la columna afectan el balance de calor y afectan la separación, es por ello que es importante determinar el tiempo en que estas condiciones permanecen el proceso durante las acciones de control en la planta, evaluando si son aceptables los flujos de las corrientes de productos que salen fuera de especificación durante ese intervalo de tiempo.

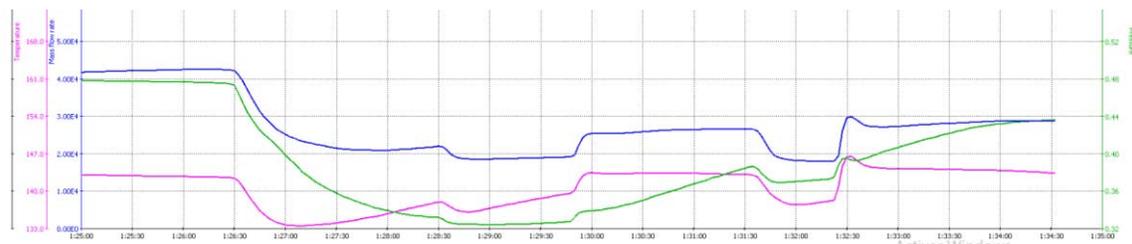


Figura 5.24.- Tiempo que tarda el SCD en recuperar las condiciones normales de operación.

En la figura 5.24 se presenta el comportamiento dinámico de las variables del proceso con las acciones de ajuste del SCD a efecto de la disminución en la temperatura de operación de los domos de la torre fraccionadora, el circuito de control de temperatura TIC-110 presenta una inestabilidad por un periodo de 8 minutos con fluctuaciones en las temperaturas de los domos de la torre fraccionadora, durante este tiempo la corriente de gasolina producto sale fuera de especificación en el proceso.



5.4.- Conclusiones y recomendaciones del desarrollo de la simulación dinámica de la unidad fraccionadora de crudo súper ligero.

- La simulación dinámica es un recurso clave para optimizar el diseño y la operación de las unidades de fraccionamiento de crudo súper ligero **"Shale Oil"**. Se puede utilizar para comprender los efectos de los cambios de las alimentaciones y afectación en los productos de las diferentes etapas de separación, evaluando si los sistemas de control y automatización especificados en su diseño son capaces de hacer frente a los posibles cambios en el proceso y mantener la instalación en condiciones seguras de operación.
- El estudio del diseño y operación de plantas de fraccionamiento de hidrocarburos procedentes de yacimientos convencionales, es establecido en función de su composición, teniéndose preestablecidos sus requerimientos. Para el caso del diseño y operación de plantas de procesamiento de hidrocarburos **"shale Oil"**, estos requerimientos se simplifican dadas sus características físico-químicas y baja cantidad de contaminantes, debiendo ser lo más flexible posible para absorber fundamentalmente cambios en flujos de alimentación.
- El diseño de la planta fraccionadora de crudo super ligero del caso base es flexible al operar con una alimentación de elevado porcentaje en volumen de componentes ligeros, los controles acoplados al sistema de control distribuido mantienen la operación estable de los equipos de proceso al presentarse alguna incidencia, sin embargo durante la variación en la composición se tendrá un flujo de vapor elevado en las etapas del domo de la torre fraccionadora, el aumento del reflujo en la operación de la unidad fraccionadora se incrementa en función de la presión y flujo de destilado. En estas condiciones se debe reducir el calor suministrado a la carga de la torre fraccionadora para disminuir los riesgos de sobrepresión que afecten la especificación de los productos y seguridad operacional de la instalación.
- El paro del sistema de enfriamiento de la torre fraccionadora del caso base, presenta un comportamiento dinámico de afectaciones periódicas en las temperaturas de operación de la sección de condensación, aumentando el



flujo y presión de operación de los domos de la columna al incremento de las temperaturas en las etapas de separación, los transitorios de las variables del proceso en función de las acciones de ajuste del sistema de control de temperatura muestran un tiempo máximo de 7 minutos para reanudar el servicio de enfriamiento antes de llegar al punto de ajuste por sobrepresión en la PSV (válvula relevadora de presión). 18 minutos después de reanudarse el servicio de condensación en el proceso, el sistema de control distribuido logrará estabilizar la planta en condiciones normales de operación.

- El sistema de control distribuido de la planta del caso base en el circuito de control de temperatura TIC-110, evidencia oscilaciones prolongadas en la estabilización de la temperatura, por efecto de perturbaciones externas en la entalpia de alimentación a la torre fraccionadora, la disminución de la temperatura en las etapas de los domos de la columna causa una reducción en la pureza del destilado, teniendo el mismo efecto de alteración en la línea de operación inferior en donde la variable dependiente afectada es la composición de las extracciones intermedias y los fondos. Este comportamiento oscilante por el sistema de control de temperatura puede mejorarse con un control en cascada temperatura flujo, reduciendo el tiempo en el que las especificaciones de los productos son estabilizadas.
- Generalmente el estudio de los procesos de destilación es marcado por los parámetros obtenidos en su diseño estático, sin embargo estos sistemas están continuamente sujetos a cambios en las condiciones de operación. Para el desarrollo de procedimientos operativos que garanticen la seguridad de la instalación, es necesario evaluar su comportamiento dinámico. La cuantificación precisa de los transitorios de estos procesos permite a los ingenieros minimizar los efectos sobre los productos fuera de especificación, con el fin de maximizar la economía del proceso.



BIBLIOGRAFÍA



1. Ángel Navarro. "Shale Gas in México Resources, Explotation". México, 2013.
2. **Dale E. Seaborg. "Process dynamics and control. Jhon Wiley and sons. Inc.** Second edition. New Jersey, 2004
3. Douglas M Considine. Tecnología del petróleo. Publicaciones Marcombo, México, 1977.
4. Douglas M. Considine. Manual de instrumentación aplicada. Ed. Continental. México, 1991.
5. EIA, "World Shale Gas Resources: An initial assessment of 14 regions outside United States (Abril del 2011) & EIA /ARI, World Shale Gas and **Shale Oil**". Energy Information Administration, Junio de 2013.
6. Eloy Álvarez Pelegry, Claudia Suárez Diez. Gas no convencional: Shale gas Aspectos estratégicos, técnicos, medioambientales y regulatorios. Instituto Vasco de Competitividad, 2016.
7. García González. La simulación de procesos en ingeniería química, Revista Investigación Científica, Vol. 4, No. 2, Nueva época. Mayo, 2008.
8. J.P. Wauquier. El refino del petróleo. Petróleo crudo, Productos petrolíferos, Esquemas de fabricación. Instituto Superior de la Energía, 1998.
9. Katsuhiko Ogata. Dinámica de sistemas. Ed. Hispanoamericana S.A, 1987.
10. Luque Rodríguez Susana. Simulación y optimización avanzadas en la industria química y de procesos: HYSYS, 2005.
11. Luyben W. Plantwide. Dynamic Simulators in Chemical Processing and Control. Marcel Dekker Inc, 2002.
12. National Energy Technology Laboratory. "**Modern Shale Gas Development in the United States: An Update**". September 2013.



13. Nicolas J. Scenna y col. Modelado, simulacion y optimización de procesos químicos. Universidad nacional del litoral, Santa Fe, Argentina, 1999.
14. Roberto Canales. Análisis de sistemas dinámicos y control automático. Ed. Limusa. México 2003.
15. Schneider Electric. Simsci. DYN SIM 5.3.1. Distillation Column Modeling Guidelines. Mayo 2016.
16. Smith Carlos. Control automático de procesos teoría y práctica. Ed noriega Limusa. México, 1991.
17. Víctor Hugo Martínez Sifuentes. Simulación de procesos en ingeniería química Ed. Plaza y Valdez. México, D.F; Febrero del 2000.