



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES ZARAGOZA**

**T E S I S**

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:

**INGENIERO QUÍMICO**

PRESENTA:

**ANÁLISIS DE LAS LÍNEAS DE  
ARRANQUE Y PARO DE LA PLANTA  
DE CRAQUEO CATALÍTICO  
FLUIDIZADO (FCC)**

POR:

**MILTON ARTURO SANCHEZ VARGAS**

ASESOR:

**I.Q. OSCAR VÁZQUEZ CASTELLANOS**

**CD. DE MÉXICO**

**MARZO DE 2016**





Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



**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.



## AGRADECIMIENTOS

A la **UNAM** “la máxima casa de estudios del país” y a la **FES Zaragoza** por darme la oportunidad de estudiar la carrera de Ingeniería Química y proporcionarme las herramientas necesarias para sobresalir en el ámbito profesional, por las gratas experiencias y por las excelentes personas que conocí durante mi estadía.

A los profesores de la facultad: **Cornelio Flores Hernández, Dominga Ortiz Bautista y María Alejandra Valentán González** por su apoyo y sus enseñanzas.

Al ingeniero **René de la Mora Medina** por sus enseñanzas en la facultad y por la oportunidad que medio de seguir aprendiendo en el IMP.

A Nohemí, Octavio, Saraí y Vicente que hicieron tan amena mi estadía en el IMP.

Al **Instituto Mexicano del Petróleo** por brindarme el apoyo para concluir mi trabajo de tesis, por permitirme seguir preparándome profesionalmente y por darme la oportunidad de conocer a tan buenos ingenieros pero sobre todo excelentes personas.

A mi asesor el Ingeniero **Oscar Vázquez Castellanos** a quien aprecio y respeto, le agradezco sus consejos y conocimientos que contribuyeron en mi formación como ingeniero, por la confianza y toda la ayuda otorgada a lo largo de mi estancia en el IMP. Al Ingeniero **Armando Montefort Leyva** por su tiempo y atención, por sus enseñanzas y asesorías, que fueron fundamentales para la realización de este trabajo. A mis sinodales, los ingenieros **Ángel Gómez González, Arturo Enrique Méndez Gutiérrez, Juan Ángel Lugo Maldonado, y Salvador Jacinto Gallegos Ramales** por sus consejos, su colaboración y apoyo que sirvieron para la entrega de un buen trabajo.



## DEDICATORIAS

*Este trabajo es producto del esfuerzo y apoyo de todas las personas que están y han estado a mi lado durante estos 24 años.*

A mis padres: **María de Jesus Vargas Torres** y **Arturo Sanchez López** por su constante apoyo e innumerables consejos, por todo el esfuerzo y los sacrificios que han hecho para que mis hermanos y yo salgamos adelante, por su amor incondicional y porque más allá de ser mis padres han sido unas personas ejemplares a quienes amo y admiro.

A mis hermanos: **Mariel Montserrat Sanchez Vargas** y **Josue Isaac Sanchez Vargas** porque han sabido entenderme y apoyarme en todo momento, y por siempre acompañarme y darme su cariño.

A mi sobrino: **Diego Abraham Sanchez Vargas** que ha sido una alegría para toda mi familia desde que llegó al mundo, por sus ocurrencias e inocencias que siempre nos animan y el entusiasmo que nos contagia.

A mis abuelos, tíos y primos por ofrecerme su apoyo, por aconsejarme y siempre motivarme para continuar mis estudios.

A mis amigos (**Adrián, Alberto, Alma, Dulce, Eric, Gabriel, Iván, José, Karina, Miriam, Nohemí, Ricardo** y **Rosario**) por los gratos momentos que hemos pasado juntos, por su compañía en todo momento y porque su amistad fue de gran valía para concluir mis estudios.



## ÍNDICE

<b>OBJETIVOS</b> .....	7
<b>RESUMEN</b> .....	8
<b>CAPITULO 1 - REFINACIÓN DE PETRÓLEO</b> .....	9
1.1 PETRÓLEO .....	9
1.1.1 Composición del petróleo .....	9
1.1.2 Productos de refinería .....	10
1.1.3 Esquema de refinación .....	11
1.2 PROCESOS DE REFINACIÓN .....	13
1.2.1 Destilación Atmosférica y de Vacío .....	13
1.2.2 Isomerización .....	14
1.2.3 Alquilación .....	15
1.2.4 Hidrotratamiento .....	16
1.2.5 Reformado Catalítico .....	17
1.2.6 Craqueo Catalítico Fluidizado .....	18
1.2.7 Hidrocraqueo .....	18
1.2.8 Coquización Retardada .....	19
<b>CAPITULO 2 - CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO (FCC)</b> .....	20
2.1 HISTORIA DEL CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO .....	20
2.2 IMPORTANCIA DE LA PLANTA DE CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO .....	23
2.3 ALIMENTACIONES, PRODUCTOS Y RENDIMIENTOS .....	23
2.3.1 Alimentaciones .....	23
2.3.2 Productos .....	25
2.3.3 Rendimientos .....	26
2.4 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO .....	27
2.4.1 Sección de Reacción-Regeneración .....	27
2.4.2 Sección de Fraccionamiento .....	27
2.4.3 Sección de Concentración de Gases .....	31



2.4.4 Sección de Tratamiento Cáustico .....	34
2.4.5 Sección de Recuperación de Propileno .....	37
2.5 CATALIZADOR DE LA FCC .....	39
2.6 REACCIONES DEL CRAQUEO CATALÍTICO .....	41
<b>CAPITULO 3 - COMISIONAMIENTO Y ARRANQUE .....</b>	<b>45</b>
3.1 UBICACIÓN DE LAS ETAPAS DE COMISIONAMIENTO Y ARRANQUE EN EL CICLO DE VIDA DEL PROYECTO .....	45
3.2 DEFINICIONES .....	46
3.2.1 Pre-comisionamiento .....	46
3.2.2 Comisionamiento .....	46
3.2.3 Arranque .....	46
3.2.4 Estabilización y pruebas de garantía .....	47
3.2.5 Paro .....	47
3.2.6 Especialidad en operación .....	47
3.3 ACTIVIDADES DEL COMISIONAMIENTO .....	48
3.4 ARRANQUE DE PLANTA .....	49
<b>CAPITULO 4 - DIAGRAMAS DE LÍNEAS DE ARRANQUE Y PARO DE LA PLANTA FCC .....</b>	<b>50</b>
<b>CAPITULO 5 - SECUENCIAS DE ARRANQUE Y PARO NORMAL DE LA PLANTA FCC .....</b>	<b>64</b>
5.1 DESCRIPCIÓN DE LA SECUENCIA DE ARRANQUE .....	64
5.2 DESCRIPCIÓN DE LA SECUENCIA DE PARO NORMAL .....	81
<b>CAPITULO 6 - ANÁLISIS DE LAS LÍNEAS DE ARRANQUE Y PARO DE LA PLANTA FCC .....</b>	<b>90</b>
6.1 LÍNEA DE SUMINISTRO DE GAS COMBUSTIBLE .....	91
6.2 LÍNEA DE LAVADO .....	93
6.3 BYPASS “RISER”-COLUMNA PRINCIPAL .....	95
6.4 LÍNEA DE SUMINISTRO DE VAPOR A LOS GENERADORES (EA-14 A/B).....	96
6.5 LÍNEA DE RECICLO AL “RISER” .....	97



6.6 LÍNEA DE SUMINISTRO DE DIESEL .....	98
6.7 LÍNEA DE SUMINISTRO DE NAFTA .....	100
6.8 LÍNEA DE SUMINISTRO DE NITRÓGENO .....	101
6.9 LÍNEA DEL CIRCUITO DE NAFTA DE ARRANQUE .....	105
6.10 LÍNEA DE VAPOR AL REHERVIDOR AUXILIAR DEL SEPARADOR .....	107
6.11 LÍNEA DE SUMINISTRO LPG VAPORIZADO .....	108
6.12 LÍNEA DE SUMINISTRO DE LPG .....	109
6.13 LÍNEA DE VAPOR AL REHERVIDOR AUXILIAR DEL SEPARADOR DE $C_3/C_4$ .....	111
6.14 LÍNEAS DE LLENADO .....	112
6.15 LÍNEA DE NAFTA AL “RISER” .....	113
6.16 LÍNEA DE GASÓLEO AL “RISER” .....	115
<b>CAPITULO 7 - CONCLUSIONES</b> .....	<b>117</b>
<b>GLOSARIO</b> .....	<b>119</b>
<b>BIBLIOGRAFÍA</b> .....	<b>121</b>
<b>ÍNDICE DE TABLAS Y FIGURAS</b> .....	<b>123</b>



## OBJETIVOS

### Objetivo General

Realizar un análisis de las líneas de arranque y paro de la planta de Craqueo Catalítico Fluidizado para las actividades de puesta en marcha y el paro normal de la unidad, en el cual se explique la utilidad de cada una de ellas.

### Objetivos Particulares

- Identificar la utilidad e importancia de las líneas de arranque y paro en el diseño de una planta de proceso.
- Elaborar los diagramas de líneas de arranque y paro de la planta FCC.
- Realizar la secuencia de arranque y paro normal de la planta FCC.
- Realizar la descripción del proceso de Craqueo Catalítico Fluidizado.
- Identificar las dependencias de la planta FCC con otras unidades dentro de una refinería.





## RESUMEN

En el capítulo uno se habla en forma general del petróleo, su composición y los cortes típicos que se obtiene del crudo al procesarlo, también se presenta un esquema básico de refinación y se da una breve explicación de algunos de los procesos de refinación con mayor relevancia dentro de una refinería.

En el capítulo dos se habla en específico del proceso de craqueo catalítico fluidizado (FCC). Este capítulo comienza con una breve historia del proceso FCC, luego se muestran las diferentes alimentaciones que pueden utilizarse como carga en la unidad y la variedad de productos que se obtiene de la misma, después se hace una descripción detallada del proceso, por último se habla del catalizador de la FCC y de las principales reacciones que se llevan a cabo.

En el capítulo tres se definen los términos de: pre-comisionamiento, comisionamiento, arranque, paro normal y paro por emergencia.

En el capítulo cuatro se presentan los diagramas de líneas de arranque de la planta FCC. Estos diagramas son muy similares a los diagramas de flujo de proceso, exceptuando que en éstos se muestran y nombran las líneas utilizadas para el arranque y paro de planta.

En el capítulo cinco se describen de forma general las secuencias de arranque y paro normal de la planta FCC, indicando el momento en que se hace uso de una línea de arranque y paro.

En el capítulo seis se habla específicamente de las líneas de arranque y paro, y la función que estas desempeñan durante las actividades de puesta en marcha y paro normal de planta.

# CAPITULO 1 - REFINACIÓN DE PETRÓLEO

## 1.1 PETRÓLEO

El petróleo es una mezcla heterogénea de hidrocarburos y otros componentes, su origen se debe a la transformación de materia orgánica que ha sido sepultada por toneladas de arena y rocas (capas de sedimentos). La transformación ocurre por craqueo natural debido al calor y presión generada por las capas de sedimento, produciendo desde betún hasta hidrocarburos más ligeros tanto líquidos como gaseosos. Los productos generados ascienden por su menor densidad a través de las capas de sedimento debido a su porosidad, de este modo se forman los yacimientos de petróleo (ver Figura 1).



Figura 1 Yacimiento petrolero. [1]

### 1.1.1 Composición del petróleo

El petróleo está formado principalmente por: hidrocarburos, compuestos de nitrógeno, compuestos de oxígeno, compuestos de azufre y compuestos metálicos. Es difícil identificar los hidrocarburos que constituyen el petróleo de forma individual, sin embargo se ha establecido que los hidrocarburos presentes



en el petróleo son compuestos parafínicos, nafténicos, aromáticos y muy raramente olefínicos. [15]

Parafinas: Hidrocarburos saturados con cadenas lineales o ramificadas, pero sin ninguna estructura de anillo.

Naftenos: Hidrocarburos saturados que contienen uno o más anillos, cada uno de los cuales puede tener una o más cadenas laterales parafínicas (hidrocarburos alicíclicos).

Aromáticos: Hidrocarburos que contienen uno o más núcleos aromáticos que pueden estar vinculados con anillos nafténicos o cadenas laterales parafínicas.

Olefinas: Hidrocarburos insaturados de doble enlace con cadenas lineales o ramificadas.

### 1.1.2 Productos de refinería

Una gran variedad de productos se pueden obtener del refinamiento del petróleo, principalmente combustibles (LPG, gasolinas, combustible para aviación y diésel) y cargas petroquímicas (propileno, butanos y BTX); además de aceites lubricantes, ceras, coque y asfalto, por mencionar algunos. En la siguiente tabla se muestran los cortes típicos del petróleo, así como los intervalos de ebullición y el contenido de átomos de carbono para cada corte.

Cortes	Intervalo de ebullición	Número de carbonos
Butanos, propileno, LPG y ligeros	<32°C	C <sub>1</sub> – C <sub>4</sub>
Nafta ligera (gasolina)	32-104°C	C <sub>5</sub> – C <sub>8</sub>
Nafta pesada	104-157°C	C <sub>8</sub> – C <sub>12</sub>
Queroseno	157-232°C	C <sub>10</sub> – C <sub>16</sub>
Gasóleo ligero (diésel)	232-343°C	C <sub>14</sub> – C <sub>20</sub>
Gasóleo pesado	343-426°C	C <sub>20</sub> – C <sub>70</sub>
Residuo	>426°C	> C <sub>70</sub>

Tabla A Cortes típicos del petróleo.

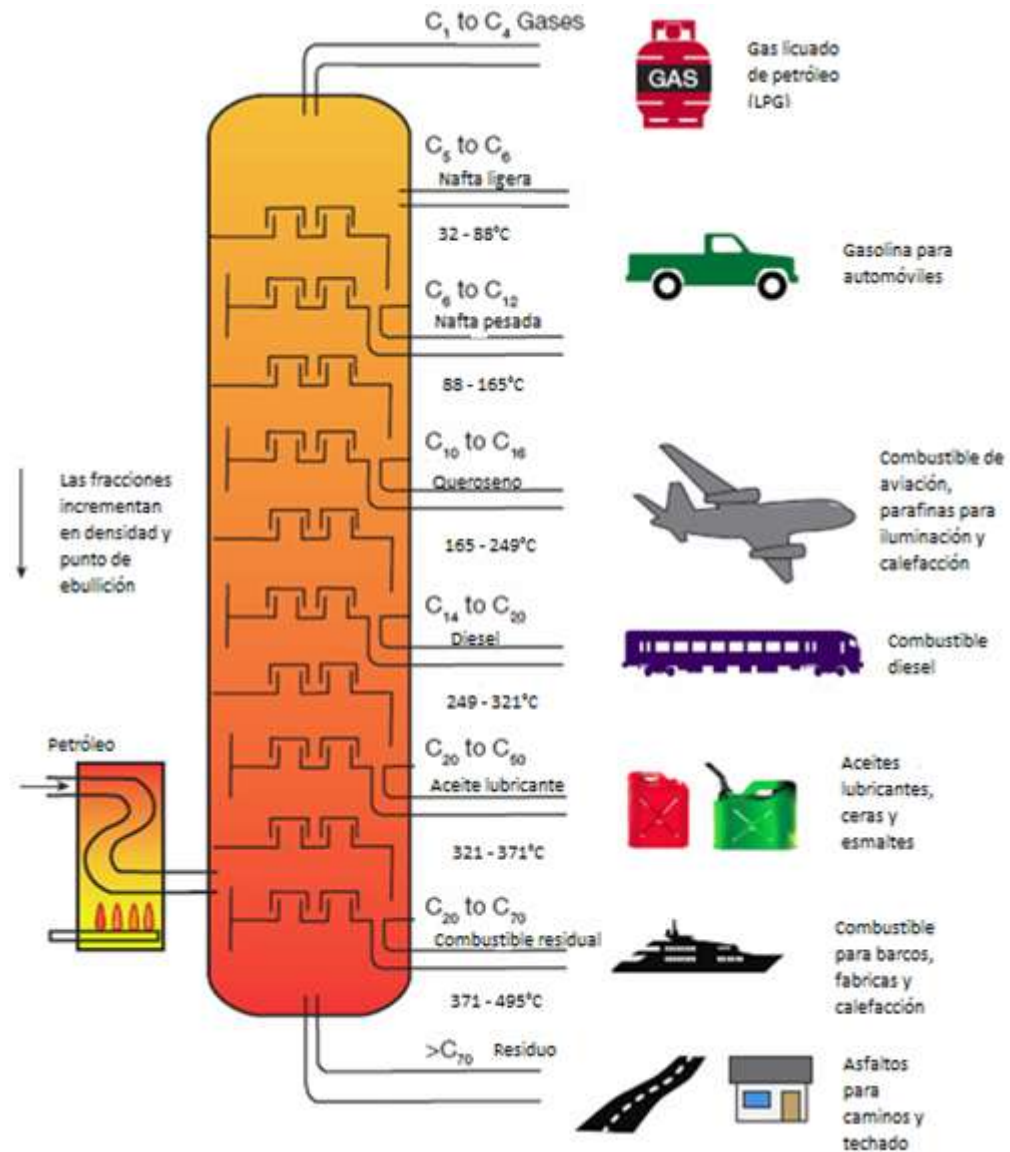


Figura 2 Productos del petróleo. [3]

### 1.1.3 Esquema de refinación

La creciente demanda de combustibles y cargas petroquímicas, así como el aumento en los estándares y especificaciones tanto ambientales como de los productos terminados ha dado origen a refinerías cada vez más complejas. En la Figura 3 se muestra un esquema general de refinación en el cual se observan las alimentaciones y productos de cada unidad.



ANÁLISIS DE LAS LÍNEAS DE ARRANQUE Y PARO DE LA PLANTA DE CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO (FCC)

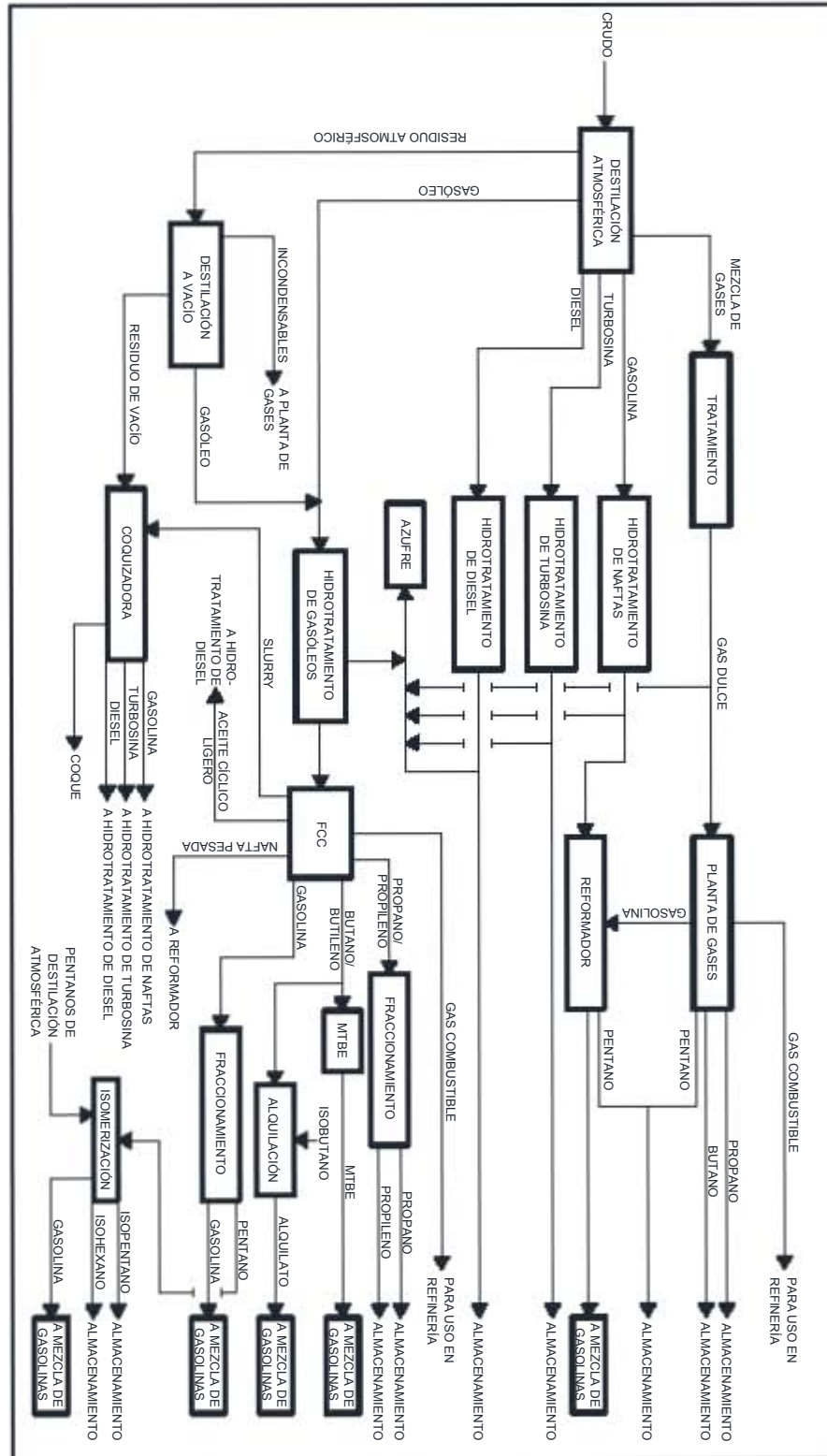


Figura 3 Esquema general de refinación.

## 1.2 PROCESOS DE REFINACIÓN

### 1.2.1 Destilación Atmosférica y de Vacío

El primer proceso al que se somete el petróleo es la destilación atmosférica, en esta el crudo se calienta hasta  $398^{\circ}\text{C}$  con el objetivo de separar el crudo en sus diferentes productos (ver Figura 4). La fracción más pesada (residuo) de la destilación atmosférica que no pudo separarse, pero que aún contiene productos valiosos es sometida a un segundo proceso de destilación, pero ahora a vacío. La destilación a vacío permite llevar a cabo la separación sin aumentar la temperatura de operación, previniendo el craqueo térmico.

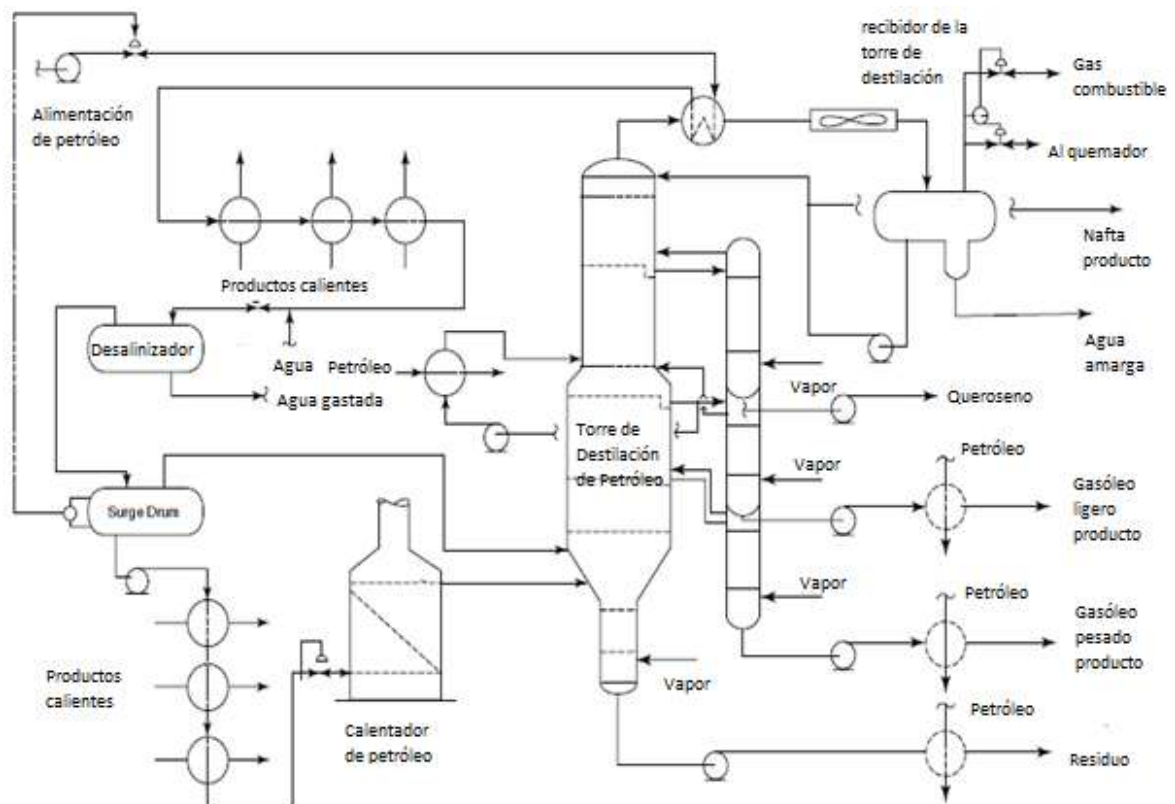


Figura 4 Unidad de destilación atmosférica. [4]

### 1.2.2 Isomerización

La isomerización tiene como objetivo convertir las parafinas normales (n-parafinas) en isoparafinas, ya sea para la producción de iso-butano (a partir del n-butano) destinado a alquilación, o para aumentar el octanaje de los compuestos más livianos ( $C_4$ ,  $C_5$  y  $C_6$ ) del corte de nafta ligera. [5]

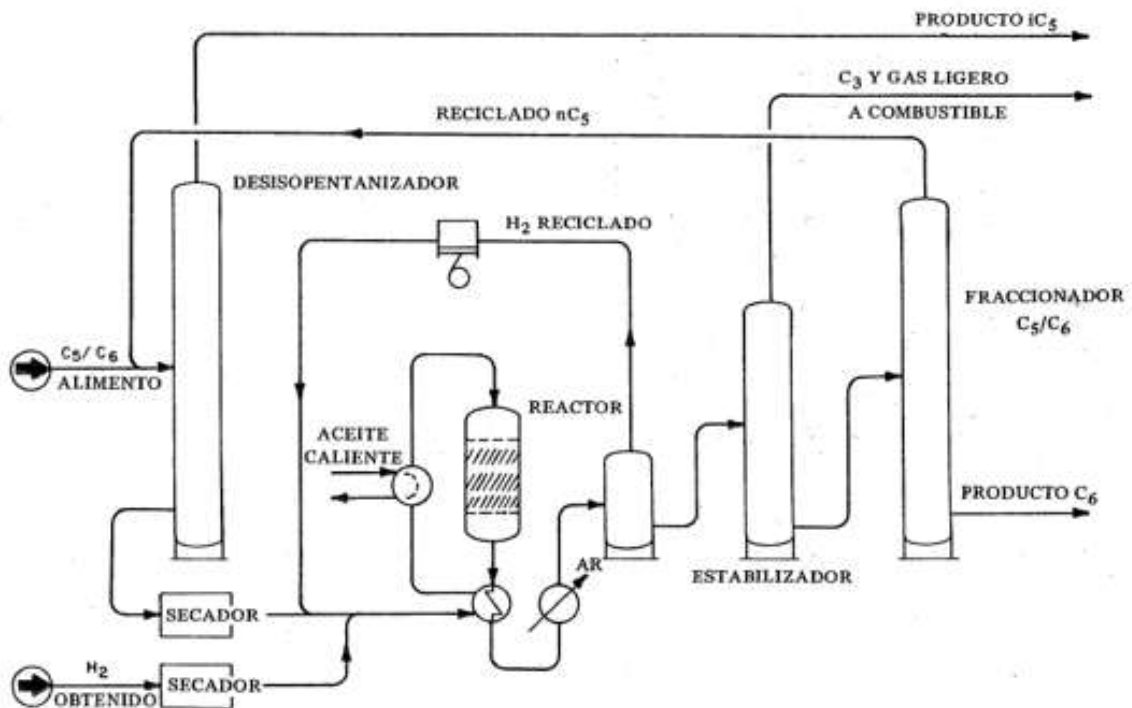


Figura 5 Diagrama de flujo de una planta de isomerización. [6]

En la Figura 5 se muestra el proceso de isomerización de nafta ligera ( $C_5/C_6$ ). El primer paso del proceso es secar la carga, luego esta se mezcla con hidrógeno y se calienta hasta la temperatura de reacción. El proceso cuenta con dos reactores; el primer reactor hidrogena el benceno y las olefinas contenidas en la carga mientras que el segundo promueve la isomerización de las parafinas. Los productos resultantes se enfrían y se envían a una serie de separadores donde se separa el hidrógeno y los productos no deseados (LPG y gas combustible) de las isoparafinas.

### 1.2.3 Alquilación

La alquilación se define como la adición de un grupo alquilo a cualquier compuesto, sin embargo en refinación de petróleo el término de alquilación se emplea para la reacción de olefinas ligeras ( $C_3$  y  $C_4$ ) con isoparafinas (normalmente isobutano) para dar isoparafinas de mayor peso molecular. [6] Las isoparafinas como resultado de la alquilación se conocen con el nombre de alquilato, el cual resulta un excelente componente para la mezcla de gasolina debido a su alto índice de octano, bajo contenido de azufre y nulo contenido de olefinas y aromáticos.

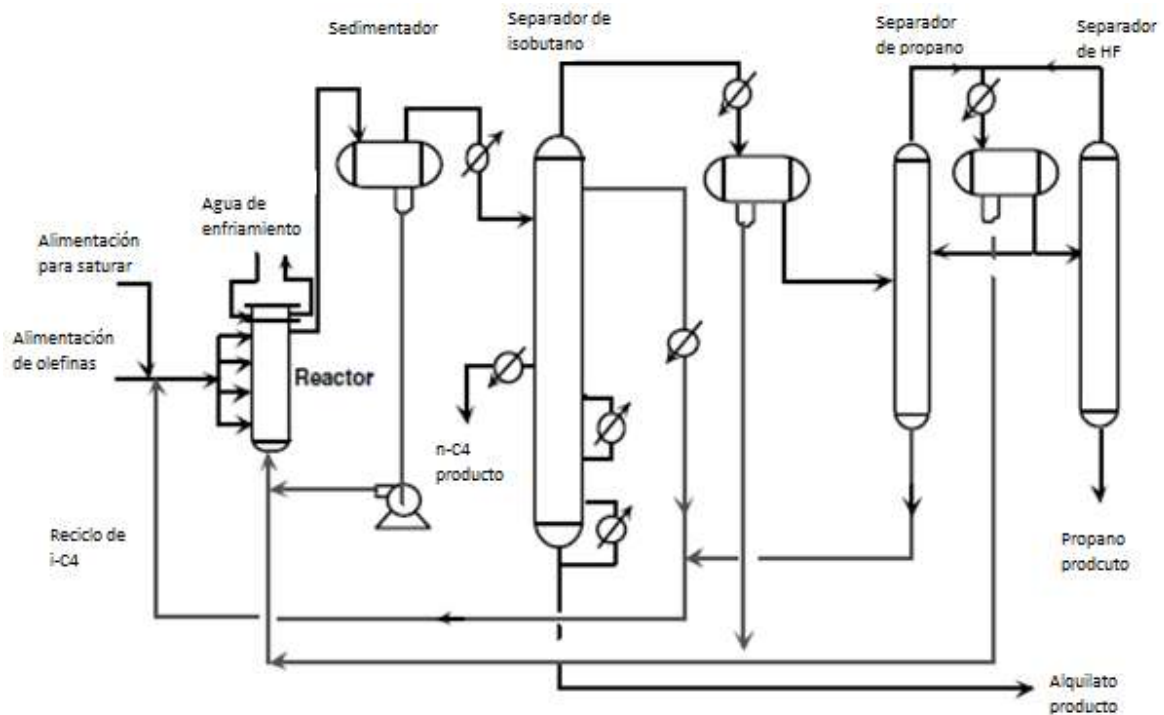


Figura 6 Diagrama de flujo de una planta de alquilación con ácido fluorhídrico como catalizador. [4]

La reacción se lleva a cabo a bajas temperaturas y presiones en presencia de un ácido fuerte como catalizador, ya sea ácido sulfúrico ( $H_2SO_4$ ) o ácido fluorhídrico (HF). [5] La principal diferencia entre usar uno u otro ácido como catalizador es la baja solubilidad del isobutano en  $H_2SO_4$  con respecto a la del HF.



### 1.2.4 Hidrotratamiento

El hidrotratamiento es el proceso por el cual las impurezas y otros compuestos son eliminados de los cortes de crudo, mediante la reacción selectiva de éstos con hidrógeno (hidrogenación) bajo condiciones moderadas de presión y temperatura en presencia de un catalizador a base de níquel-cobalto-molibdeno. [4]

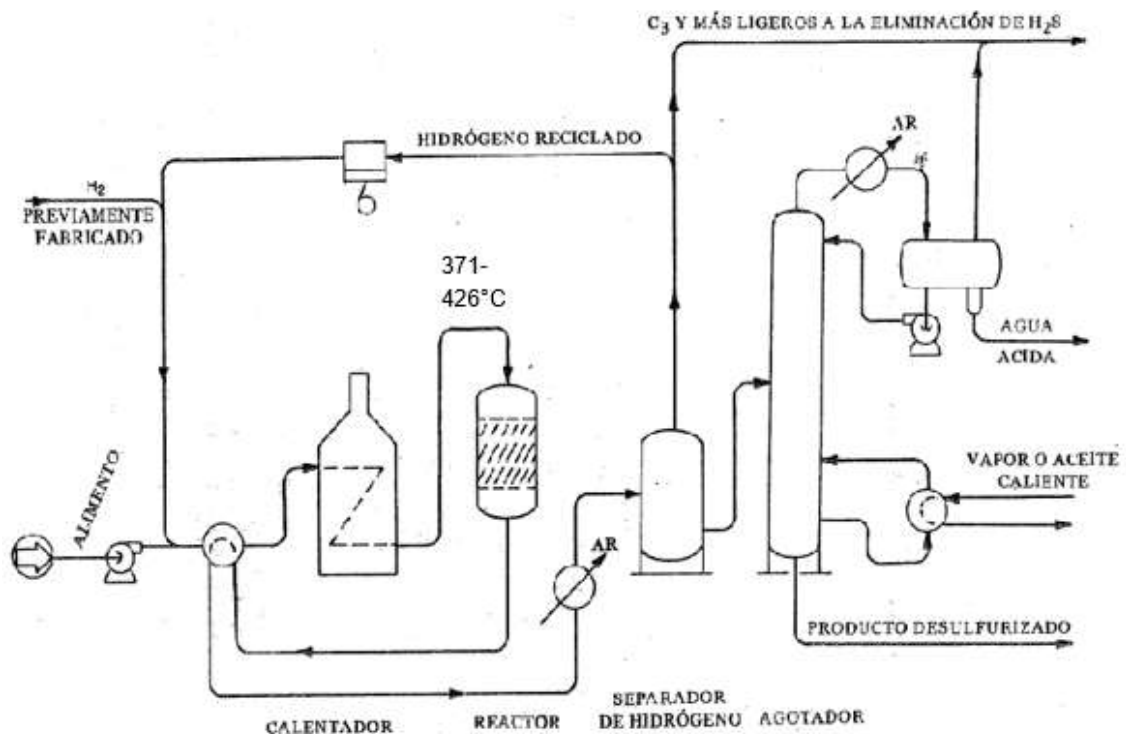


Figura 7 Proceso catalítico de desulfuración con hidrógeno. [6]

El hidrotratamiento tiene como principales objetivos: [7]

- 1.- Eliminar las impurezas, tales como azufre, nitrógeno y oxígeno, ya sea para controlar la especificación del producto final (LPG, nafta, diésel) o para preparar la alimentación a procesos posteriores, como por ejemplo la unidad de FCC.
- 2.- Eliminar los metales, generalmente en un reactor catalítico los compuestos órgano-metálicos se hidrogenan y se descomponen, estos metales se colocan

sobre los poros del catalizador causando su desactivación, lo cual no es benéfico para el proceso.

3.- Saturar las olefinas, diolefinas, aromáticos, entre otros compuestos.

### 1.2.5 Reformado Catalítico

El reformado catalítico convierte las naftas pesadas de bajo octanaje en componentes de alto octanaje usados en la mezcla de gasolinas, o en hidrocarburos aromáticos utilizados para cargas petroquímicas, esto mediante la reorganización molecular y reacciones de deshidrogenación. [8] Un subproducto muy importante que se obtiene del reformado es el hidrógeno, utilizado en procesos de hidrocrackeo e hidrotratamiento.

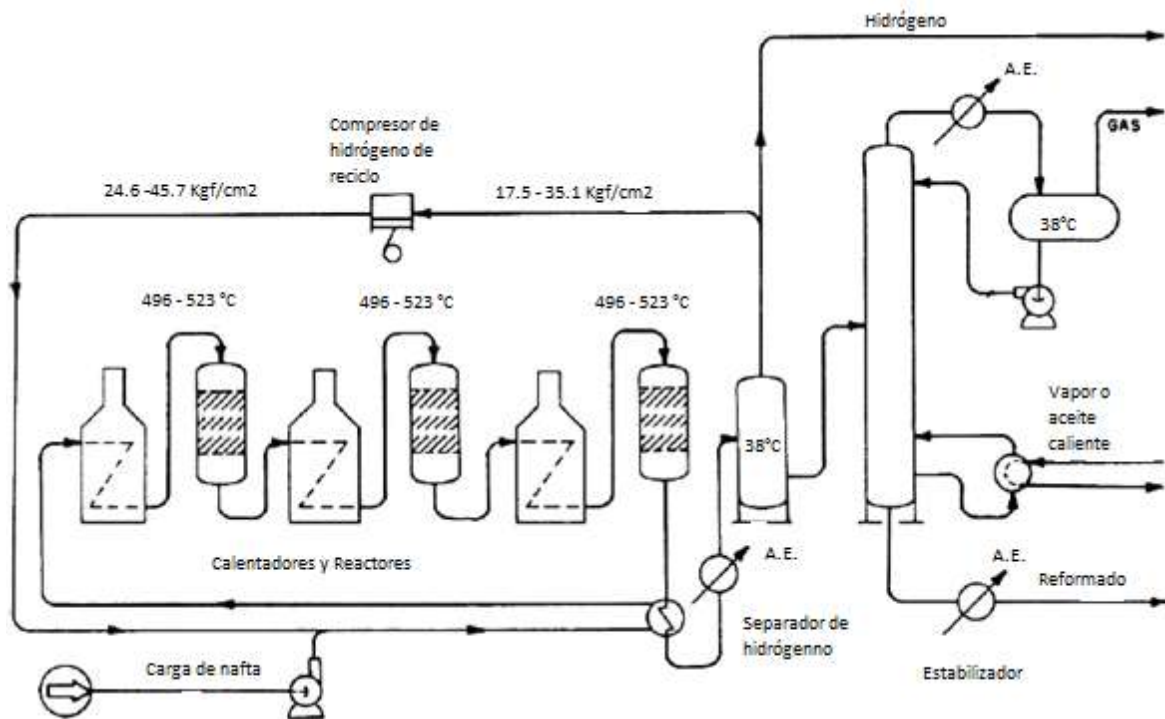


Figura 8 Proceso de reformado catalítico semi-regenerativo. [6]

La carga es hidrotratada antes de entrar al reactor para evitar el envenenamiento del catalizador (de platino), luego pasa a través de una serie de calentadores y

reactores. El producto (reformado) de los reactores pasa por dos separadores, el primero separa el hidrógeno del producto mientras que el segundo separa los gases del reformado.

### 1.2.6 Craqueo Catalítico Fluidizado

Este proceso se describirá a detalle en el capítulo dos.

### 1.2.7 Hidrocraqueo

El hidrocraqueo es un proceso utilizado para convertir los cortes pesados del crudo en productos de menor peso molecular como nafta, queroseno y diésel. El catalizador utilizado en el hidrocraqueo tiene una parte metálica que promueve la hidrogenación y otra parte ácida que promueve el craqueo. [4]

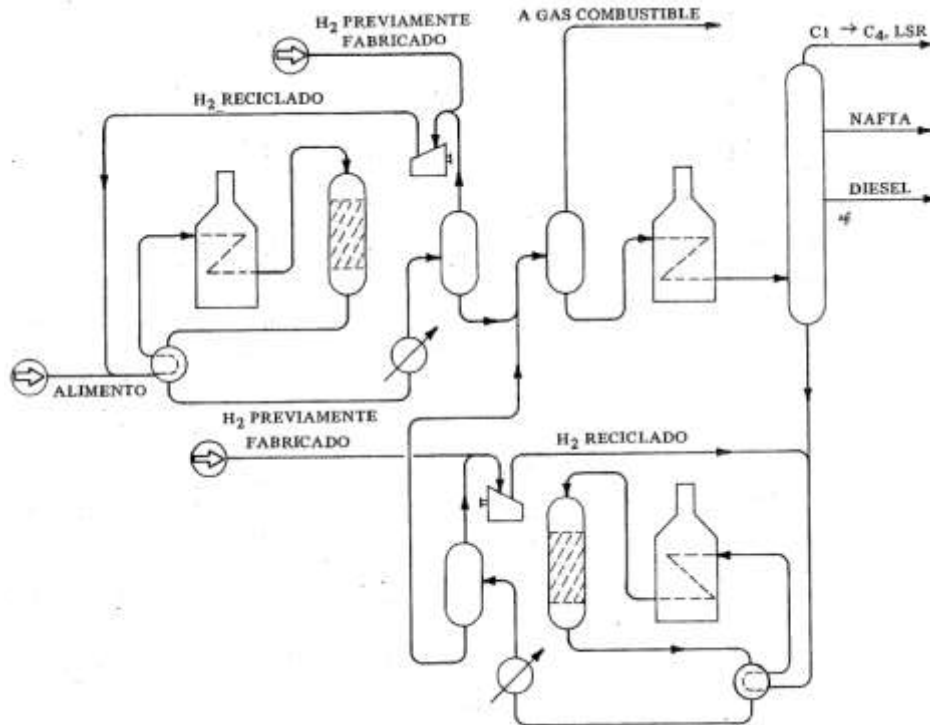


Figura 9 Proceso de hidrocraqueo en dos etapas. [6]

El hidrógeno que se alimenta viene a alta presión ( $105\text{-}140.7\text{ Kg/cm}^2$ ), este se mezcla con la carga y se calienta hasta la temperatura de reacción ( $357\text{-}385^\circ\text{C}$ ).

Los vapores del reactor se separan del hidrógeno y posteriormente se separan en sus diferentes productos. En la Figura 9 se muestra un proceso de hidrocrqueo en dos etapas, en el cual los fondos del separador de hidrocarburos se someten a un nuevo proceso de hidrocrqueo.

### 1.2.8 Coquización Retardada

La coquización retardada es un tipo de craqueo térmico severo, este proceso se utiliza para tratar cualquier corte pesado indeseable y producir un gasóleo adecuado para la alimentación de las plantas de FCC [6], además de obtener productos terminados como LPG, nafta, diésel y coque (carbón).

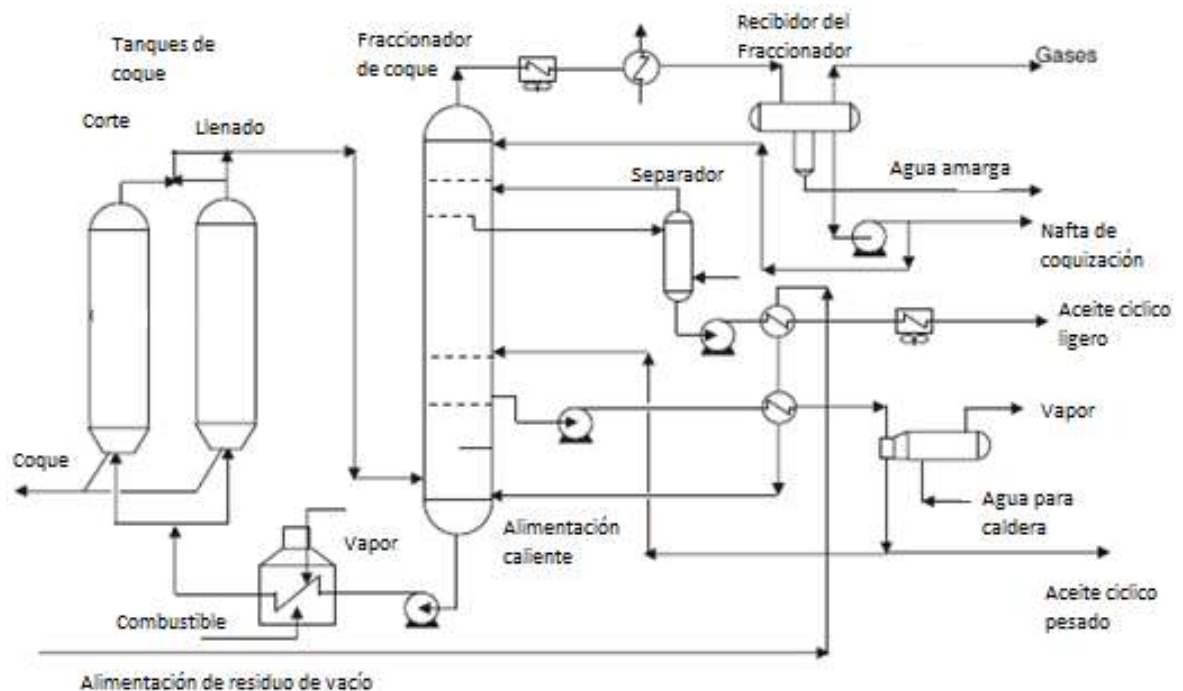


Figura 10 Unidad de coquización retardada. [9]

La alimentación se precalienta y se hace pasar por el fraccionador de coque para separar los componentes ligeros de la carga, luego es calentada hasta altas temperaturas en un horno, después la carga se confina en los tanques de coque, dejándose reposar hasta que la carga se separa en vapor y coque. [9]



## CAPITULO 2 - CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO (FCC)

### 2.1 HISTORIA DEL CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO

El craqueo catalítico comenzó a desarrollarse a principios de la década de los 20's, pero no fue sino hasta a finales de la década de los 40's cuando comenzó a implementarse como respuesta para satisfacer la gran demanda de combustible de aviación ocasionada por la primera guerra mundial. La siguiente tabla muestra los principales acontecimientos en la historia del proceso de FCC.

Año	Acontecimiento
1920's	Eugene J. Houdry, descubre que los catalizadores podían regenerarse quemando el carbón acumulado.
1922-1929	Eugene J. Houdry, desarrolla un proceso para la conversión de carbón mineral a gasolina, utilizando como catalizador una arcilla de aluminosilicato.
1936	Socony-Vacuum pone en marcha la primera unidad de craqueo catalítico de lecho fijo por semi-lotes (ver Figura 11).
1938	Dos profesores del MIT ayudan a resolver el problema de la fluidización del catalizador, al sugerir que una corriente de vapor a baja velocidad podría hacer que un polvo fluyera como líquido.
1940	Socony-Vacuum & Houdry desarrolla un proceso de craqueo catalítico de lecho móvil conocido como Craqueo Catalítico Thermofofor (TCC). Las principales adaptaciones que se hicieron a este proceso con respecto al de lecho fijo fueron dos; la primera consistía en un levantamiento del catalizador con una corriente de aire, esta ayudaba a que fluyera el catalizador como líquido; y la segunda era la instalación de cubetas elevadoras que permitían transportar el catalizador.
1940	Miembros de la Catalyst Research Associates (CRA) prueban exitosamente un sistema de transferencia de sólidos que envolvía un bajante (standpipes).
1940	La Standard Oil de New Jersey desarrolla experimentos para circular catalizador (en forma de polvo) con aire.
1942	La compañía Davison crea el primer catalizador sintético de craqueo catalítico de

	lecho fluidizado. Este catalizador contenía como base 13% de alúmina (baja alúmina).
1942	La Standard Oil de New Jersey pone en operación la primera unidad de FCC (modelo I de flujo ascendente) con capacidad de 12,000 BPD.
1943	Se pone en funcionamiento la primera unidad de FCC de flujo descendente (modelo II).
1947	UOP construye la primera unidad de FCC con un diseño de reactor-regenerador de forma apilada.
1947	M.W. Kellogg introduce la unidad de FCC modelo III.
1948	Grace & Company desarrolla un catalizador de FCC en forma microesferoidal.
1954	Se introducen catalizadores de alta alúmina.
1950's	UOP introduce el diseño de lado a lado (ver Figura 12).
1960's	Se introduce la zeolita como catalizador en las unidades FCC.
1964	Mobil Oil desarrolla un catalizador de zeolita tipo Y ultraestable (USY).
1983	Mobil desarrolla un aditivo para mejorar el octanaje ZSM-5.
1989	Grace & Davison crean un catalizador de zeolita USY con mejorada selectividad a gasolina.

Tabla B Acontecimientos más relevantes que influyeron en el craqueo catalítico fluidizado.

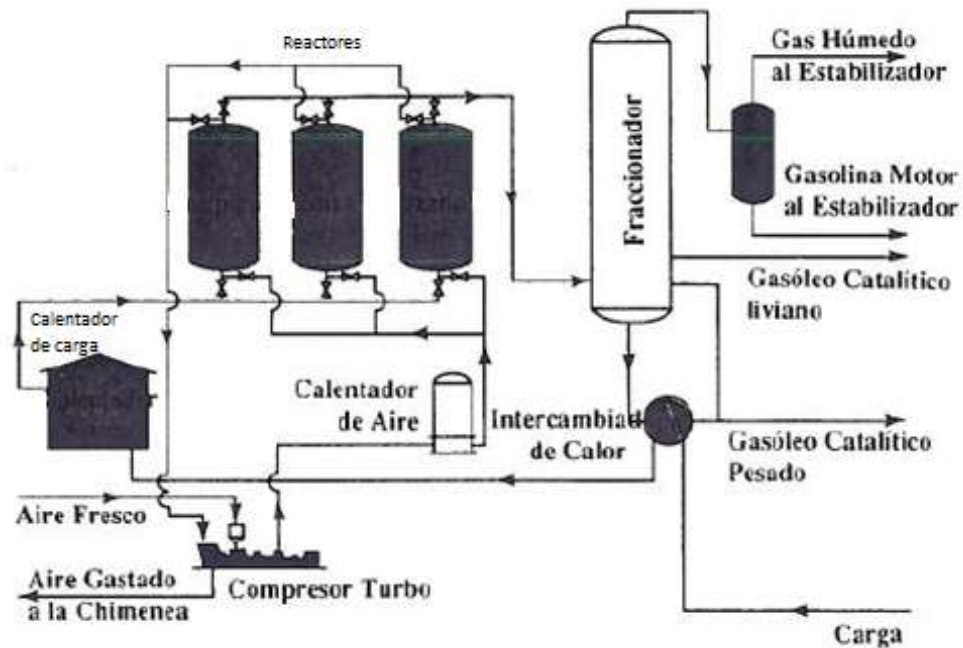


Figura 11 Unidad de craqueo catalítico de lecho fijo de Houdry. [10]

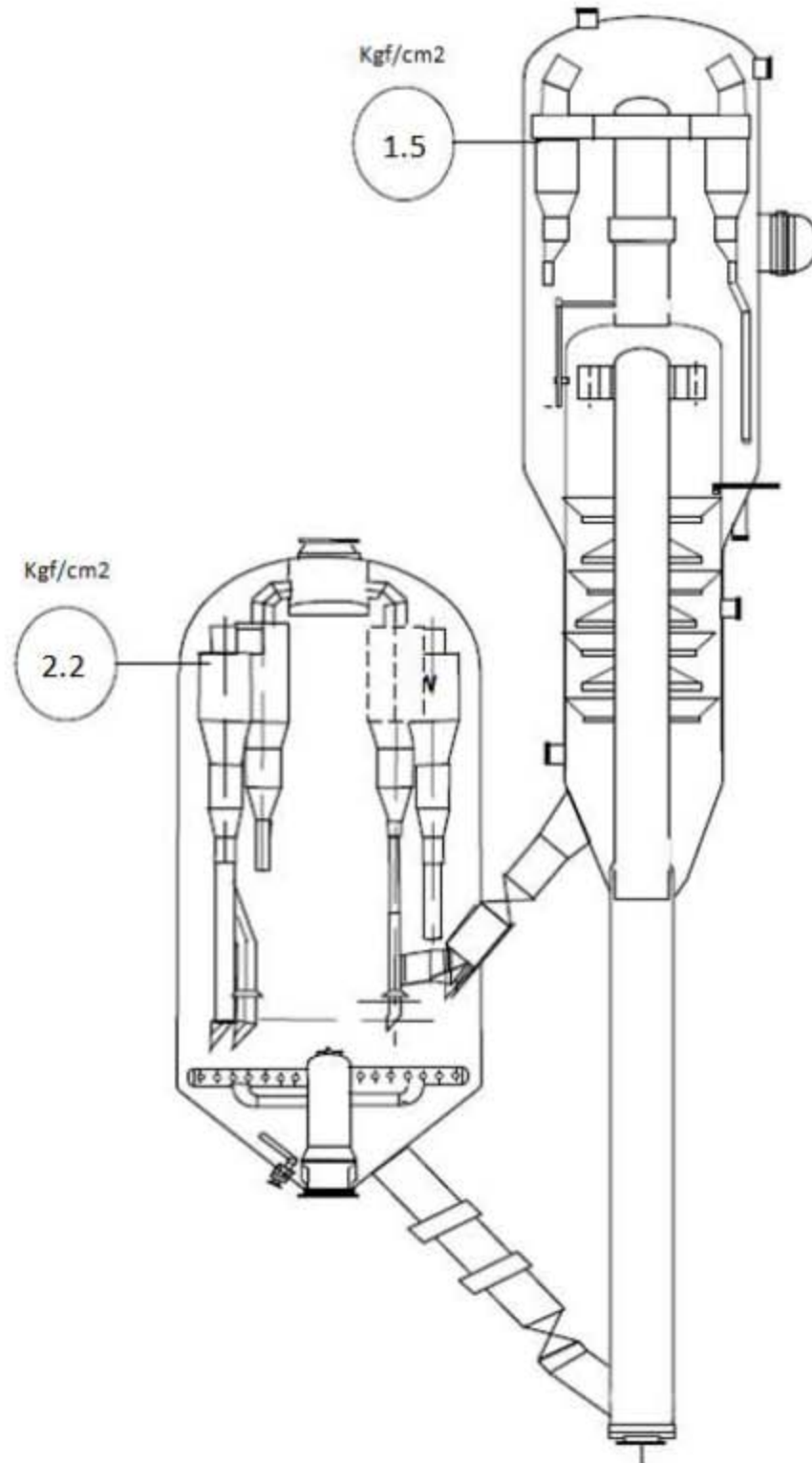


Figura 12 Unidad de FCC diseño lado a lado. [11]



## 2.2 IMPORTANCIA DE LA PLANTA DE CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO

La unidad FCC es la productora de gasolina por excelencia, sin embargo también puede operarse para producir grandes cantidades de olefinas y parafinas ligeras en el rango de C<sub>3</sub> y C<sub>4</sub>, las cuales pueden utilizarse como materia prima en las unidades de alquilación, isomerización, MTBE o simplemente como combustible de uso doméstico (LPG).

Las unidades FCC proporcionan el mayor volumen de las mezclas que van a la gasolina terminada. Una encuesta del NPRA en 1991, reportó que aproximadamente el 38% del total de la gasolina producida en las refinerías de USA, provenía de las unidades FCC. Un 12% proviene de la planta de alquilación, la cual es principalmente alimentada por la unidad FCC. [10]

La FCC tiene un rol muy importante en el esquema de refinación, no sólo por la gran cantidad de productos valiosos que genera sino por el alto porcentaje de conversión que tiene el proceso para convertir los compuestos más pesados del petróleo a compuestos más ligeros y valiosos; además tiene la flexibilidad de manejar diferentes tipos de alimentaciones.

## 2.3 ALIMENTACIONES, PRODUCTOS Y RENDIMIENTOS

### 2.3.1 Alimentaciones

El gasóleo pesado de vacío, que normalmente constituye el 25-35% (dependiendo el tipo de petróleo que se procese) del volumen total de petróleo crudo es la alimentación típica a la unidad FCC [12]; sin embargo la habilidad única de estas unidades para ajustar sus condiciones operacionales les permite procesar muchos tipos y calidades de alimentaciones. En la Tabla C se muestran las diferentes alimentaciones procesadas por las unidades de FCC en los Estados Unidos en 1990.





Alimentación	Barriles por día (BPD)	Porcentaje
*Gasóleos vírgenes	2,281,363	50.9
**Gasóleos craqueados	189,813	4.2
Aceites desasfaltados	29,329	0.7
Gasóleos hidrotratados	1,308,608	29.1
Residuo atmosférico	360,667	8.0
Residuo de vacío	73,343	1.6
Residuo hidrotratado	78,263	1.7
Otras	172,224	3.8

\* Hace referencia a los gasóleos pesados producto de la destilación atmosférica y de vacío.

\*\* Son gasóleos provenientes de plantas de reducción de viscosidad y plantas de coquización retardada.

Tabla C Composición de las alimentaciones introducidas a las unidades de FCC. [12]

### *Impurezas de la alimentación*

La gran variedad de posibles alimentaciones a la unidad FCC representa un problema que afecta los rendimientos y las calidades de los productos, así como la operación de la planta. Este problema se debe a la calidad de la carga (impurezas). Las impurezas contenidas en el gasóleo son principalmente azufre, nitrógeno y metales (níquel, vanadio, potasio, hierro, calcio y cobre).

El contenido de azufre en la alimentación afecta el proceso, aumentando los costos en cuanto a equipo y operación, ya que se requieren instalaciones adicionales (de tratamiento) para que los productos cumplan con las especificaciones establecidas y que satisfagan las regulaciones ambientales.

La impureza de nitrógeno en la alimentación se presenta como compuestos orgánicos de nitrógeno, estos desactivan temporalmente el catalizador y provocan una disminución en la conversión a hidrocarburos ligeros. El proceso de regeneración del catalizador quema el nitrógeno, transformando la mayor parte del nitrógeno en nitrógeno elemental (aprox. 95%) mientras que el nitrógeno restante se convierte en óxidos de nitrógeno (NOx), los cuales salen con los gases de combustión.



Los metales afectan la actividad del catalizador, aumentando los rendimientos de hidrógeno y coque, y disminuyendo los rendimientos de hidrocarburos ligeros. Los metales alcalinos (potasio y calcio) son contaminantes destructivos para los catalizadores de FCC porque tienen una tendencia a causar que las partículas de catalizador se sintericen. El níquel, vanadio, hierro y cobre desactivan permanentemente el catalizador.

En la siguiente tabla se muestra valores aproximados de gravedad específica, contenido de azufre y contenido de nitrógeno para una alimentación de gasóleo.

Gravedad Específica	0.89-0.93
Azufre %peso	0.30-2.00
Nitrógeno %peso	0.07-2.00

Tabla D Características típicas de la alimentación a la unidad de FCC. [12]

### 2.3.2 Productos

El gas seco (metano, etano e incondensables) se separa de la nafta y LPG para utilizarse como gas combustible de refinería, este gas se lava con amina para eliminar el contenido de  $H_2S$  antes de usarse como gas combustible.

El principal producto de las unidades de FCC es la nafta ligera, ésta se utiliza como materia prima para la mezcla de gasolina. La fracción más pesada de este producto se envía al reformador catalítico, para luego usarse como materia prima en la mezcla de gasolina.

El aceite cíclico ligero (ACL) se procesa adicionalmente en una hidrotratadora, para luego usarse como materia prima para la mezcla de diésel.

El LPG obtenido en las unidades FCC se compone de parafinas y olefinas ligeras ( $C_3$  y  $C_4$ ). Normalmente, la fracción de  $C_3$  en el LPG es del 65-75% de propileno, mientras que los butilenos normalmente representan el 55-60% de la fracción de



C<sub>4</sub>. [12] Debido a su alto porcentaje de olefinas, el LPG producido se separa en una mezcla de C<sub>3</sub> y C<sub>4</sub>.

La mezcla de C<sub>3</sub> se separa en propano y propileno. El propano (LPG) se obtiene como producto. El propileno puede ser utilizado como materia prima en dos plantas; la primera opción es enviarlo a una planta de polipropileno para convertir el propileno en una olefina de cadena más larga (polipropileno); la segunda opción es mandarlo a la planta de alquilación para formar isooctano, el cual resulta una excelente materia prima para la mezcla de gasolina.

La mezcla de C<sub>4</sub> se utiliza como materia prima para la producción de metil ter-butil éter (MTBE), este compuesto se usa para aumentar el octanaje en la gasolina.

El aceite decantado o “slurry” es un aceite de corte pesado, este se envía como alimentación a la planta de coquización retardada.

### 2.3.3 Rendimientos

Los rendimientos de los productos dependen principalmente del catalizador y la calidad de alimentación. En la tabla siguiente se muestran los rendimientos típicos de las unidades de FCC.

Productos	Rendimientos (% peso)
Gas seco (metano y etanos)	3-5
Mezcla de C <sub>3</sub> /C <sub>4</sub>	8-20
Gasolina	35-60
Aceite cíclico ligero (ACL)	12-20
“Slurry”	10-15
Coque	3-5

Tabla E Productos FCC. [7]



## 2.4 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

Vea los diagramas del capítulo cuatro para seguir la descripción del proceso.

### 2.4.1 Sección de Reacción-Regeneración

El gasóleo hidrotratado se almacena en el tanque FA-11 y se envía a través de todos los intercambiadores del circuito de precalentamiento (EA-11, EA-12, EA-13) usando la bomba GA-11 A/B. La carga sale del último intercambiador de calor a 246°C y 6.8 Kgf/cm<sup>2</sup> hacia el “Riser” del Reactor (DC-01). Dentro del Reactor, el gasóleo se vaporiza y craquea con ayuda del catalizador en equilibrio proveniente del Regenerador (DC-02). Los vapores craqueados salen del Reactor a 532°C y 1.6 Kgf/cm<sup>2</sup>, y se envían al fondo de la columna principal (DA-11).

Durante la reacción de craqueo, un producto carbonoso llamado coque se deposita sobre la superficie del catalizador ocasionando la desactivación del catalizador, por lo que es necesario de un proceso de regeneración con oxígeno para activarlo de nuevo.

En el Regenerador se produce una reacción de combustión, la cual quema el coque depositado en la superficie del catalizador, esta reacción es exotérmica y libera gran cantidad de calor, el cual es aprovechado para calentar el catalizador y generar vapor de alta presión. Los gases de combustión salen del Regenerador por la parte superior a 721°C y 2 Kgf/cm<sup>2</sup>, estos pasan a través del recipiente FA-03 que reduce la presión de los gases, después los gases de combustión se envían al enfriador de gases de combustión (BA-02) para generar vapor de alta presión a 410°C y 43 Kgf/cm<sup>2</sup>.

### 2.4.2 Sección de Fraccionamiento

El objetivo de la sección de fraccionamiento es separar los vapores del reactor en gas húmedo, gasolina no estabilizada, nafta pesada, aceite cíclico ligero y “slurry”, ya sea como productos terminados o intermedios, es decir que requieren un



tratamiento posterior en ésta u otra unidad. Además proporciona calor a procesos posteriores, aprovechando los cortes de nafta pesada, aceite cíclico ligero, aceite cíclico pesado y “slurry”.

### **Columna principal**

La torre cuenta con 34 platos y cinco cortes: gas húmedo, nafta pesada, aceite cíclico ligero, aceite cíclico pesado y “slurry”. La alimentación a la columna se introduce debajo del último plato a 532°C y 1.6 Kgf/cm<sup>2</sup>. Los vapores se enfrían rápidamente (quench) con una corriente de “slurry”.

#### *“Slurry”*

El “slurry” es la corriente más caliente (363°C) que sale desde el fondo de la columna principal, esta se envía con la bomba GA-12 A/B/C a diferentes destinos, los cuales se describen a continuación:

Una parte del “slurry” es aprovechada para generar vapor de media presión a 21.4 Kgf/cm<sup>2</sup> y 217°C en los generadores EA-14 A/B, el vapor que se genera se calienta en los intercambiadores EA-15 A/B hasta una temperatura de 290°C con otra corriente de “slurry”. Otra parte del “slurry” se manda al separador DA-12 en el que se introduce vapor de media; los gases (principalmente vapor de agua) se envían al plato 29 de la columna principal, mientras que el líquido (“slurry”) se utiliza en el intercambiador EA-12 para calentar la alimentación de gasóleo al “Riser”, luego esta corriente de “slurry” se envía a la planta coquizadora. Una última parte de “slurry” es utilizada en el intercambiador EA-13 para calentar la alimentación de gasóleo hasta la temperatura de precalentamiento (246°C).

Todas las corrientes de “slurry” que se utilizan como medio de calentamiento retornan a la columna principal y se unen en una corriente única que ingresa por el plato 30 a una temperatura de 268°C.



### *Aceite cíclico pesado (ACP)*

El ACP se extrae de la columna principal debajo del plato 25 a una temperatura de 293°C. Una parte se envía al rehervidor EA-44 usando la bomba GA-14 A/B en la sección de concentración de gases, a su salida esta corriente se regresa a la columna principal por el plato 23 a una temperatura de 225°C. Otra parte del ACP se bombea como reflujo al plato 26 de la columna principal.

### *Aceite cíclico ligero (ACL)*

El ACL se extrae debajo del plato 18 a una temperatura de 222°C.

Una parte del ACL se alimenta al separador DA-14 en el que se inyecta vapor de media. Los vapores salen por el domo y se envían al plato 18 de la columna principal, mientras que el líquido sale por el fondo y se manda a los enfriadores (EA-16, EC-11) usando la bomba GA-16 A/B. El ACL sale de la planta a las siguientes condiciones: 50°C y 3.2 Kgf/cm<sup>2</sup>.

Otra parte del ACL se envía con la bomba GA-15 A/B al intercambiador EA-11 para calentar el gasóleo, y a los rehervidores EA-43 y EA-41 de la sección de concentración de gases.

El ACL que se utiliza en los rehervidores de la sección de concentración de gases se describe a continuación:

El ACL entra al rehervidor EA-43 y se envía al rehervidor EA-41 en el que se enfría hasta 148°C, luego esta corriente se divide en dos. La primera corriente se enfría hasta 44°C antes de entrar al absorbedor DA-32, este enfriamiento ocurre en los intercambiadores EA-35 y EA-36. Una vez enfriada la corriente se envía al absorbedor DA-32 usando la bomba GA-36 A/B. Dentro, el objetivo del ACL (aceite esponja) es absorber los hidrocarburos más pesados que el etano (C<sub>3</sub><sup>(+)</sup>). El aceite esponja sale enriquecido de al absorbedor DA-32 y se calienta en el



intercambiador EA-35, este aceite se mezcla con la segunda corriente que sale del rehervidor EA-41 y regresa al plato 16 de la columna principal.

### *Nafta pesada*

La nafta pesada se extrae debajo del plato 6 a una temperatura de 163°C. Una parte se envía usando la bomba GA-18 A/B hacia el rehervidor EA-63 en la sección de recuperación de propileno y al calentador EA-42 en la sección de concentración de gases. Estas corrientes se unen y retornan a la columna principal por el plato 4 a 130°C.

Otra parte de nafta pesada se alimenta al separador DA-13 en el que se inyecta vapor de media. El vapor sale por el domo del separador hacia el plato 6 de la columna principal, mientras que el líquido sale por el fondo del separador como producto. La nafta pesada se envía usando la bomba GA-17 A/B al intercambiador EA-17 para que se enfríe y salir como producto a las siguientes condiciones: 38°C y 6 Kgf/cm<sup>2</sup>.

### *Gas húmedo*

El gas húmedo sale por el domo de la columna principal a una temperatura de 128°C, estos contienen principalmente gasolina y una mezcla de propanos con butanos. El gas húmedo se mezcla con una corriente de agua amarga proveniente del tanque FA-33, después la mezcla se condensa parcialmente hasta 38°C en los condensadores EC-12 y EA-18, y se mandan al tanque FA-12 en donde se separan las fases. El vapor (gas húmedo) se envía al tanque FA-31 mientras que el líquido (gasolina no estabilizada) se divide en dos corrientes; la primera se envía usando la bomba GA-20 A/B como reflujo al primer plato de la columna principal, mientras que la segunda corriente se manda al plato 9 del absorbedor DA-31 usando la bomba GA-21 A/B. El agua amarga que fue mezclada con los gases sale por la pierna del tanque FA-12 y se envía a tratamiento usando la bomba GA-19.



### 2.4.3 Sección de Concentración de Gases

A la sección de concentración de gases se alimentan gasolina no estabilizada y gas húmedo (ambos a una temperatura de 38°C) provenientes del tanque FA-12. El objetivo de esta unidad es la de separar las corrientes de alimentación en gas combustible, mezcla de C<sub>3</sub>/C<sub>4</sub> y nafta ligera.

#### Compresor de gas húmedo

El gas húmedo se comprime en dos etapas en el compresor de gas húmedo (GB-31), estas operan a las siguientes condiciones: 4.4 Kgf/cm<sup>2</sup>-94°C y 16.1 Kgf/cm<sup>2</sup>-107°C respectivamente. El compresor opera con una turbina de vapor, este se obtiene del equipo BA-02 ubicado en la sección de reacción-regeneración.

La primera descarga del compresor se mezcla y enfría con agua hasta 38°C en el intercambiador EA-32, el enfriamiento provoca que los productos más pesados que el pentano (C<sub>5</sub><sup>(+)</sup>) se condensen, estos se bombean desde el tanque FA-33 usando la bomba GA-32 hacia los condensadores EC-31 y EA-33. Los gases se concentran en el tanque FA-33 y se envían a la segunda etapa del compresor, en donde la descarga se mezcla con tres corrientes antes de entrar a los condensadores EC-31 y EA-33; la primera corriente proviene del domo del separador DA-34, la segunda del fondo del absorbedor DA-31 y la tercera del tanque FA-33.

Los condensadores EC-31 y EA-33 enfrían la mezcla hasta 38°C, esta se envía al tanque FA-33 en donde se separan las fases, los gases se envían al fondo del absorbedor DA-31 mientras que el líquido (principalmente C<sub>3</sub>'s, C<sub>4</sub>'s y nafta ligera) se envía usando la bomba GA-33 A/B al separador DA-34. El agua que se recolecta en la pierna del tanque FA-33 se envía al tanque FA-12.





## Separador

El separador (DA-34) consta de 36 platos y tiene como objetivo evitar la alimentación de incondensables en el debutanizador (DA-35). El separador DA-34 cuenta con dos rehervidores en serie que calientan la carga hasta 118°C; el rehervidor EA-41 es calentado con una corriente de ACL mientras que el rehervidor EA-40 es calentado con la corriente de producto (nafta ligera) del debutanizador.

La alimentación es calentada hasta 61°C antes de entrar al separador DA-34 con la corriente de producto del debutanizador. Los vapores salen por el domo a 63°C y se envían al condensador EC-31 para mezclarse con la segunda descarga del compresor mientras que el líquido sale por el fondo del separador a 112°C y 13.8 Kgf/cm<sup>2</sup> al debutanizador.

## Debutanizador

El debutanizador consta de 40 platos y cuenta con una reducción de diámetro en la parte superior (a partir del plato 20). La columna tiene dos rehervidores en paralelo, el rehervidor EA-43 utiliza una corriente de ACL y calienta los fondos hasta 175°C mientras que el rehervidor EA-44 usa una corriente de ACP para calentar los fondos hasta 204°C.

La alimentación se calienta en el calentador EA-42 hasta 122°C con nafta pesada antes de entrar al debutanizador. Dentro, la fracción pesada de la alimentación cae al fondo de la columna, una parte de esta se obtiene como producto (nafta ligera) mientras que la otra parte se calienta en los rehervidores y regresa al debutanizador. Los vapores del debutanizador salen por el domo a 64°C, éstos se condensan por completo en el condensador EC-33 y el líquido se acumula en el tanque FA-37, luego el líquido se envía usando la bomba GA-38 A/B hacia el debutanizador como reflujo y a la sección de tratamiento cáustico (LPG) a las siguientes condiciones 38°C y 14.2 Kgf/cm<sup>2</sup>.



La nafta ligera que sale por el fondo del debutanizador a  $190^{\circ}\text{C}$  y  $12.9 \text{ Kg/cm}^2$  se enfría en una serie de intercambiadores de calor (EA-40, EA-38, EA-39) hasta  $38^{\circ}\text{C}$  antes de salir de la planta como producto. Una parte de la nafta ligera enfriada se envía usando la bomba GA-37 A/B al primer plato del absorbedor DA-31 en donde se utiliza para absorber la nafta ligera del gas húmedo.

### **Absorbedor primario y Absorbedor secundario**

El absorbedor primario (DA-31) es una columna de 40 platos provista de un enfriador intermedio (EA-34) mientras que el absorbedor secundario (DA-32) es una columna empacada. Ambos absorbedores tiene como objetivo recuperar los productos  $\text{C}_3^{(+)}$ , presentes en el gas húmedo utilizando como absorbente la gasolina no estabilizada y el ACL.

Al absorbedor DA-31 se alimenta gasolina no estabilizada por el plato 9, nafta ligera al plato 1 y gas húmedo debajo del último plato. La gasolina no estabilizada absorbe los productos  $\text{C}_3^{(+)}$  del gas húmedo, el líquido sale del absorbedor a  $51^{\circ}\text{C}$  y se envía usando la bomba GA-34 A/B al condensador EC-31 mientras que el gas se manda al absorbedor DA-32.

En el absorbedor DA-32 además de gas se alimenta una corriente fría de ACL a  $44^{\circ}\text{C}$  que actúa como aceite esponja, la cual absorbe los productos  $\text{C}_3^{(+)}$  de los gases. El aceite rico sale por el fondo del absorbedor DA-32 y se calienta en el intercambiador EA-35 hasta  $112^{\circ}\text{C}$  para luego unirse con la corriente de ACL que regresa a la columna principal. El gas pobre sale a  $49^{\circ}\text{C}$  y se enfría en el intercambiador EA-38 hasta  $38^{\circ}\text{C}$  con la finalidad de recuperar el máximo de productos  $\text{C}_3^{(+)}$  del gas. Este gas se lava con amina en el lavador DA-33 para eliminar el contenido de ácido sulfhídrico y luego se envía al "flare" para su quema.



#### 2.4.4 Sección de Tratamiento Cáustico

Tiene como objetivo eliminar el contenido de ácido sulfhídrico ( $H_2S$ ) y mercaptanos (RSH) de la corriente de LPG proveniente de la sección de concentración de gases. La eliminación de estas impurezas se da a través de la absorción con amina y una extracción líquido-líquido con sosa cáustica.

##### **Absorbedor con amina**

La corriente de LPG ingresa por el plato 10 del absorbedor con amina (DA-51) mientras que la corriente de amina entra por el plato 1, removiendo gran parte (hasta el 97%) del contenido de  $H_2S$ . La amina rica se envía desde la parte inferior del absorbedor a regeneración mientras que el LPG se manda desde la parte superior del absorbedor hacia el extractor (DA-52).

El LPG a su salida del absorbedor contiene una mínima cantidad de amina, la cual es removida en el recipiente FA-52 antes de enviarse al extractor. Esto se logra solubilizando la amina en agua y sedimentando la mezcla. El agua que se mezcla con el LPG y con una corriente de reciclo del recipiente FA-52, esta última debe renovarse cuando los niveles de amina sobrepasan los valores permitidos.

##### **Extractor**

El extractor consta de dos columnas sobrepuestas (ver Figura 13). La columna inferior es un lavador que se usa para remover el contenido de  $H_2S$  del LPG. La columna superior es un extractor, en el cual se introduce sosa cáustica en contracorriente para eliminar los mercaptanos del LPG.

Antes de entrar al extractor el LPG se mezcla con dos corrientes: (1) solvente (DEA, solución al 50% de sosa cáustica y condensado limpio); (2) corriente de reciclo del extractor (solvente gastado).

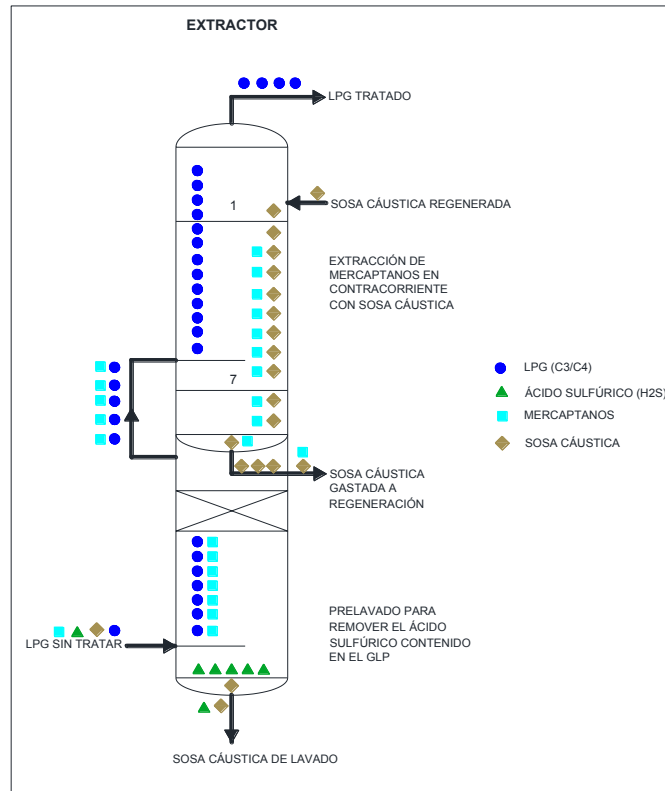


Figura 13 Corrientes de entrada y salida del extractor.

El LPG una vez que ha ascendido a la primer bandeja del extractor cuenta con un mínimo contenido de mercaptanos y ácido sulfhídrico. A su salida y antes de enviarse a la sección de recuperación de propileno, el LPG se lava con agua en el recipiente FA-55 con el fin de eliminar los remanentes de sosa cáustica.

El LPG se envía usando la bomba GA-49 A/B a la sección de recuperación de propileno a 38°C y 22.6 Kg/cm<sup>2</sup>.

### Oxidador

El oxidador es un recipiente vertical empacado.

La sosa cáustica (rica en mercaptanos) que sale de la campana extractora ya contiene catalizador disuelto y se manda al calentador EA-52 en donde se calienta hasta 43°C. La regeneración se realiza en presencia de oxígeno, por lo que antes



de entrar al oxidador (FA-57) se inyecta oxígeno a  $36^{\circ}\text{C}$  y  $7\text{ Kgf/cm}^2$ . En el oxidador la reacción catalítica remueve los mercaptanos de la sosa cáustica, obteniendo tres fases: la solución de sosa cáustica regenerada (fase 1), aceite de disulfuros (fase 2) y oxígeno residual (fase 3); esta mezcla se envía al separador de disulfuros a  $44^{\circ}\text{C}$  y  $4.4\text{ Kgf/cm}^2$ .

### **Separador de disulfuros**

Consiste en un sedimentador horizontal provisto de un tubo vertical por el cual se alimenta la mezcla del oxidador; al igual que el oxidador el separador de disulfuros (FA-58) se encuentra empacado.

Dentro del recipiente FA-58 ocurren dos separaciones. La primera separación que ocurre es líquido-vapor entre el aire y la corriente líquida (sosa regenerada + aceite de disulfuros), ésta se efectúa en el tubo vertical. El oxígeno gastado sale por la parte superior del separador, éste contiene mínimas cantidades de azufre que no reaccionaron, por lo que debe tratarse antes de mandarse al quemador "flare".

La segunda separación se da entre la sosa regenerada y el aceite de disulfuros. El aceite de disulfuros (más denso) asciende y sale por la parte superior del sedimentador para ser tratado posteriormente, mientras que la sosa regenerada (menos densa) se asienta en el fondo del recipiente FA-58 y se envía usando la bomba GA-56 A/B hacia dos destinos; el primero es una recirculación a la entrada del calentador EA-52 y el segundo se introduce en la parte superior del recipiente FA-59 cuyo objetivo es eliminar los remanentes de disulfuros presentes en la sosa cáustica. En el recipiente FA-59 entra nafta en contracorriente utilizada como aceite de lavado, la sosa regenerada sale por la parte inferior del recipiente y se envía al extractor mientras que el aceite de lavado se envía hacia el oxidador para un nuevo ciclo de regeneración.



## 2.4.5 Sección de Recuperación de Propileno

### Separador de C<sub>3</sub>/C<sub>4</sub>

El separador de C<sub>3</sub>/C<sub>4</sub> (DA-61) tiene 50 platos y cuenta con un rehervidor (EA-63) que sólo vaporiza la carga por medio de una corriente de nafta pesada.

El LPG procedente de la sección tratamiento cáustico se calienta en el intercambiador EA-61 hasta 63 °C con la mezcla de butanos proveniente del separador DA-61, después de que se calienta el LPG ingresa por el plato 23 del separador DA-61.

La alimentación entra y cae al fondo del separador DA-61, en donde la fracción ligera se vaporiza mientras que la pesada se saca como producto (mezcla de butanos). La mezcla de butanos se enfría en los intercambiadores EA-61 y EA-62 hasta 38°C antes de salir de la planta como producto.

La fracción que se vaporizó es una mezcla de propanos, estos ascienden por el separador hasta el domo por donde salen para condensarse totalmente en el condensador EC-61 y acumularse en el tanque FA-61, luego el líquido se envía usando la bomba GA-61 A/B hacia el separador DA-61 como reflujo. Después para alimentar al separador DA-62, se extrae por el plato 6 del separador DA-61 la mezcla de propanos a 57°C y 21.7 Kgf/cm<sup>2</sup>.

### Separador de C<sub>3</sub>'s

La separación entre propano-propileno es sumamente complicada debido al margen tan estrecho entre sus puntos de ebullición, por este motivo el separador de C<sub>3</sub>'s (DA-62) requiere de un diseño especial. Para obtener esta separación se utiliza una alta tasa de reflujo, un gran número de platos (170), y el uso de una bomba de calor por compresión. Este compresor permite remplazar el rehervidor y condensador convencionales, además de permitir llevar a cabo la separación a presiones moderadas.



Se reduce la presión hasta  $12.4 \text{ Kgf/cm}^2$  y la temperatura hasta  $33^\circ\text{C}$  por medio de un control de flujo antes de entrar al plato 112 del separador DA-62. La alimentación cae al fondo, en donde una parte se envía usando la bomba GA-62 A/B como propano producto a  $37^\circ\text{C}$  y  $17 \text{ Kgf/cm}^2$ . Mientras que la otra parte se vaporiza en el intercambiador EA-64, los gases ascienden hasta el domo del separador por donde se envían al tanque FA-62 a  $25^\circ\text{C}$ . Los vapores en el tanque FA-62 se condensan parcialmente, el condensado (propileno) se envía usando la bomba GA-63 A/B al primer plato del separador como reflujo y a los recipientes FA-64 A/B.

Los gases en el tanque FA-62 se alimentan al compresor GB-61 y se descargan a  $18.8 \text{ Kgf/cm}^2$  y  $55^\circ\text{C}$ . Una parte de la descarga se enfría en el intercambiador EA-65 hasta  $45^\circ\text{C}$  y se envía al tanque FA-62 con el objetivo de reducir el exceso de calor en la succión del compresor GB-61 (el flujo también es regulado con la intención de mantener la presión de succión del compresor). La otra parte de la descarga es enfriada y condensada en el intercambiador EA-64, luego se mezcla con la corriente de reflujo e ingresa al plato 1 del separador DA-62 a  $25^\circ\text{C}$ .

### **Secadores de propileno**

Los secadores (FA-64 A/B) son un par de recipientes verticales conectados en serie y empacados con tamiz molecular.

El propileno ingresa por debajo de los recipientes FA-64 A/B y sale por arriba como propileno seco, esta corriente de propileno se divide en dos. Una parte se calienta y se vaporiza en los calentadores EA-67 y EA-69 hasta  $232^\circ\text{C}$ , después se enfría en el intercambiador EA-66 hasta  $38^\circ\text{C}$  y se manda al tanque FA-63 en el cual se recicla el propileno y se envía de nuevo a los recipientes FA-64 A/B. La otra parte se obtiene como propileno producto a  $28^\circ\text{C}$  y  $16.7 \text{ Kgf/cm}^2$ .



## 2.5 CATALIZADOR DE LA FCC

La introducción de la zeolita como catalizador en la unidad FCC en la década de los 60's fue uno de los avances más importantes en la historia del craqueo catalítico fluidizado. En comparación con los catalizadores naturales utilizados anteriormente a base de sílica y alúmina, los catalizadores de zeolita son más activos y más selectivos pese a que tienen la misma base de sílica y alúmina, pero en mayor proporción. [12]

Hoy en día los catalizadores de las unidades FCC son polvos finos con un tamaño de partícula de 75 micras aproximadamente. Los cinco componentes principales de este tipo de catalizadores son los siguientes:

1. La Zeolita (tamiz molecular)
2. La Matriz
3. El Relleno
4. El Aglutinante
5. Aditivos

### *Zeolita*

La zeolita o faujasita es un aluminosilicato de estructura reticular y de tipo sintético, y es el componente clave en los catalizadores de las unidades FCC. La zeolita proporciona la selectividad del producto y gran parte de la actividad catalítica.

Las zeolitas con aplicaciones a las plantas FCC son tipo X y tipo Y. La zeolita mayormente utilizada es la tipo Y. La necesidad de un mayor octanaje en la gasolina trajo consigo una reformulación en la zeolita tipo Y. La reformulación consistió en la eliminación de átomos de aluminio de la estructura de la zeolita, esta zeolita deficiente de aluminio se conoce como zeolita ultraestable tipo Y (USY).





La USY no sólo mejora el octanaje de la gasolina sino también aumenta la estabilidad del catalizador a los tratamientos térmicos e hidrotérmicos que es sometido el catalizador en los ciclos de reacción-regeneración.

### *Matriz*

La matriz se refiere a componentes del catalizador distintos de la zeolita. En esta se pueden distinguir dos tipos de matriz, las que tienen actividad catalítica y las que no la tienen.

La matriz activa proporciona los primeros sitios de craqueo. Esta matriz no es tan selectiva como la zeolita; no obstante ayuda a romper las moléculas de hidrocarburos más grandes para que estas puedan entrar a los poros de la zeolita. La matriz también sirve como trampa para atrapar algunas impurezas (de vanadio y nitrógeno) de la alimentación.

### *Relleno*

El relleno es una arcilla, comúnmente caolín, incorporada en el catalizador como soporte. Este contribuye en la mejora de las propiedades físicas del catalizador como densidad, volumen del poro y área superficial.

### *Aglutinante*

Los aglutinantes sirven para mantener la zeolita, matriz y el relleno unidos dentro de la partícula del catalizador; además, al igual que el relleno contribuye al mejoramiento de las propiedades físicas del catalizador.

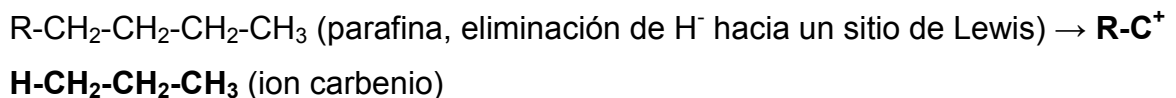
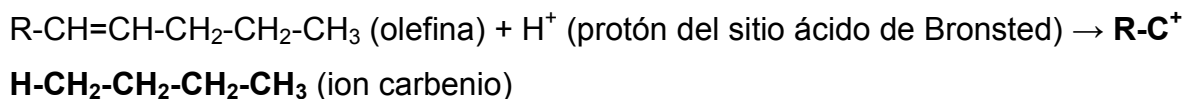
### *Aditivos*

Los aditivos son componentes que se agregan al catalizador para: (1) acelerar la combustión de CO a CO<sub>2</sub> en el regenerador; (2) aumentar el octanaje de la gasolina y el rendimiento de olefinas ligeras; y (3) reducir el contenido de óxidos de azufre en los gases de combustión del regenerador.



## 2.6 REACCIONES DEL CRAQUEO CATALÍTICO

La mayoría de las reacciones de craqueo catalítico comienzan con la formación de un ion carbenio ( $\text{CR}_3^+$ , la R representa un grupo alquilo o un átomo de hidrógeno). Éstos se forman por la adición de una carga positiva ( $\text{H}^+$ ) a una olefina o de la eliminación de una molécula de hidrógeno y dos electrones de una parafina. La superficie del catalizador cuenta con sitios ácidos de Bronsted y Lewis; los primeros donan un protón ( $\text{H}^+$ ) a una olefina mientras que los segundos quitan un par de electrones ( $\text{H}^-$ ) de una parafina. [12] En las siguientes ecuaciones se muestran los dos mecanismos de formación del ion carbenio.



Los iones carbenio formados por estas reacciones pueden ser primarios, secundarios y terciarios (Ver Figura 14). Los iones terciarios son los más estables mientras que los iones primarios son los menos estables.

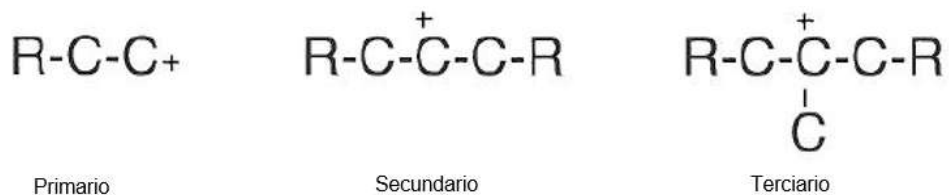


Figura 14 Iones carbenio. [12]

Una vez formados, los iones carbenio pueden reaccionar de diferentes formas. La naturaleza y la fuerza de los sitios ácidos del catalizador influyen en el grado con que se producen cada una de las diferentes reacciones. Las tres reacciones dominantes del ion carbenio son: [11]



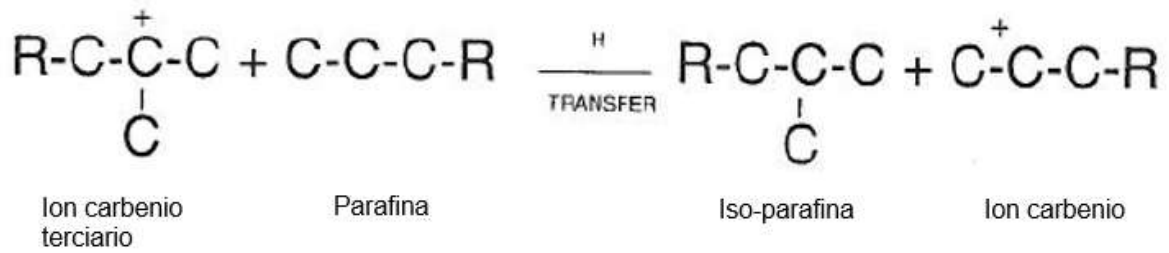


Figura 16 Reacción de isomerización. [12]

Las reacciones de isomerización producen una gasolina con mayor octanaje y mayor producción de isobutileno e isoamileno las cuales se utilizan para la producción de MTBE y TAME (unidades de eterificación).

#### *Transferencia de hidrógeno*

Es una reacción bimolecular en la que generalmente uno de los reactantes es una olefina. Dos ejemplos de la transferencia de hidrógeno es la reacción entre dos olefinas y la reacción de una olefina y un nafteno. Este tipo de reacciones producen parafinas y aromáticos.

La transferencia de hidrógeno provoca menor producción de olefinas ligeras y mayor contenido de compuestos aromáticos en la gasolina y ACL.

En la Figura 17 se presentan las principales reacciones presentes en el craqueo catalítico fluidizado, asimismo se muestran los reactantes y productos para cada reacción.

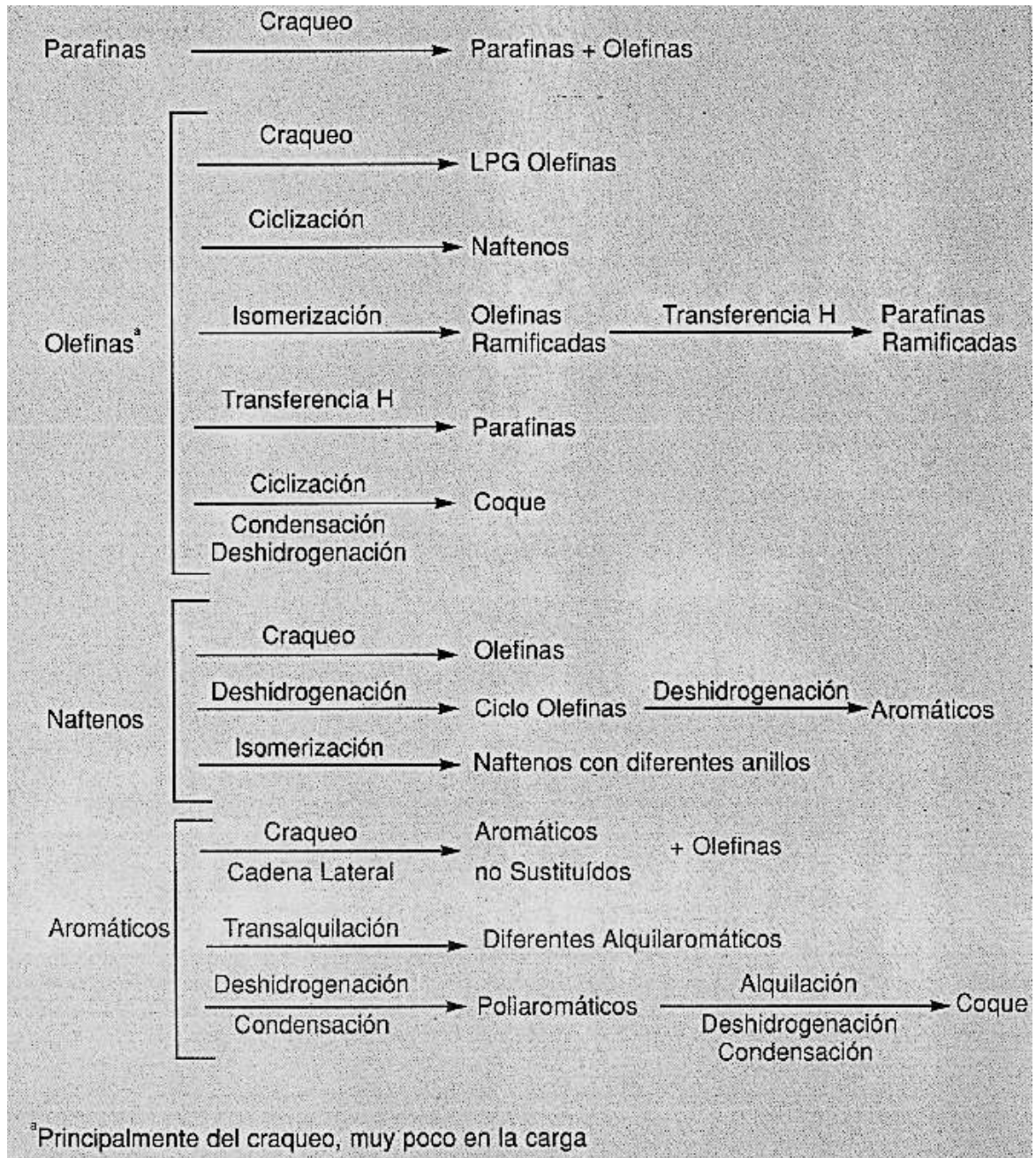


Figura 17 Principales reacciones del craqueo catalítico fluidizado. [10]



## CAPITULO 3 - COMISIONAMIENTO Y ARRANQUE

### 3.1 UBICACIÓN DE LAS ETAPAS DE COMISIONAMIENTO Y ARRANQUE EN EL CICLO DE VIDA DEL PROYECTO

Un proyecto se define como un esfuerzo temporal que tiene un objetivo perfectamente definido para llevar a cabo un producto, servicio o resultado único, el cual requiere del logro de una serie de actividades estrechamente relacionadas en las que intervienen diversas disciplinas de ingeniería. [13][14]

En la definición anterior se menciona que un proyecto es un esfuerzo temporal, lo que significa que un proyecto tiene un periodo de duración. A este periodo de duración se le conoce con el nombre de ciclo de vida del proyecto. En este ciclo de vida pueden identificarse diferentes fases durante la ejecución de un proyecto, las cuales se ilustran en la siguiente figura:

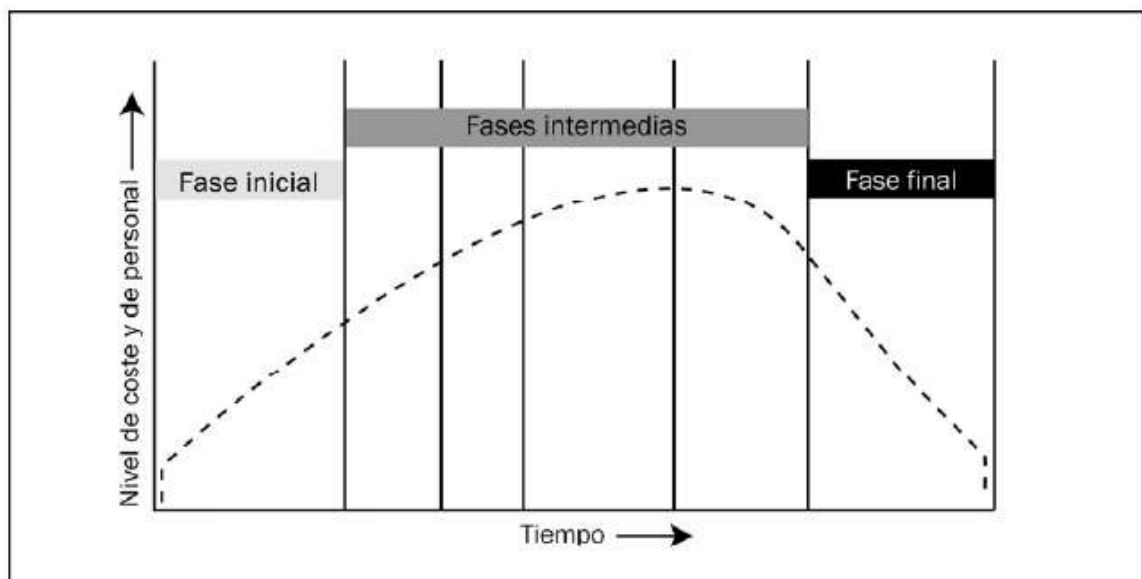


Figura 18 Ciclo de vida de un proyecto. [14]

En la Tabla F se muestra a manera de resumen las etapas de cada una de las fases del ciclo de vida de un proyecto para una planta de proceso, en la Tabla F



se puede observar que las etapas de comisionamiento y arranque corresponden a la fase final del ciclo de vida del proyecto.

Fase Inicial	Fases Intermedias	Fase Final
- Conceptualización - Análisis de factibilidad técnico-económica - Planeación	- Ingeniería Básica - Ingeniería de Detalle - Ingeniería de Procura - Construcción	- Pre-comisionamiento - <b>Comisionamiento</b> - <b>Arranque</b> - Estabilización y pruebas de garantía

Tabla F Fases de un proyecto para una planta de proceso. La fase final del proyecto comprende las etapas de comisionamiento y arranque.

## 3.2 DEFINICIONES

### 3.2.1 Pre-comisionamiento

Generalmente esta etapa del proyecto se realiza en paralelo con la terminación mecánica de la planta (fase de construcción). En esta etapa se realiza la verificación de la conformidad en el diseño de las instalaciones mecánicas, eléctricas e instrumentos. [2]

### 3.2.2 Comisionamiento

El comisionamiento son una serie de actividades que se realizan cuando los fluidos de proceso aún no se introducen en las instalaciones. El comisionamiento normalmente consiste en actividades relacionadas con la limpieza y lavado de las instalaciones; pruebas de presión en tuberías y recipientes; purgado o liberación de aire en recipientes y equipo mecánico; y pruebas de funcionamiento en los equipos.

### 3.2.3 Arranque

El arranque es la etapa del proyecto en la que los fluidos de proceso se introducen en las instalaciones con el propósito de procesarlos y establecer las condiciones de operación para obtener los productos deseados con las características



especificadas. Las actividades de arranque continúan hasta alcanzar un nivel estable y seguro de operación en la planta. [16]

### **3.2.4 Estabilización y pruebas de garantía**

Después de concluir la etapa de arranque se requiere de un período de adaptación para que la planta opere bajo condiciones normales. A este período se le conoce como estabilización de la planta. Durante la etapa de estabilización se realizan un conjunto de ensayos que se denominan pruebas de garantía, las cuales tienen como objetivo demostrar que la operación de la planta concuerda en base al diseño de la misma. Normalmente estas pruebas comprenden los siguientes aspectos: (1) consumo de materia prima; (2) cantidad de productos generados; (3) calidad de los productos generados; (4) consumo de catalizador, vapor, electricidad y agua tratada; (5) cantidad de subproductos; y (6) variaciones en los valores de presión y temperatura. [16]

### **3.2.5 Paro**

El paro de planta no pertenece a ninguna de las fases del proyecto y se realiza con el objetivo de realizar limpieza y mantenimiento a las instalaciones. Existen dos tipos de paros de planta: paro normal y paro por emergencia. La diferencia entre ambos está en que los paros normales son planeados mientras que los paros por emergencia son imprevisibles. Los paros por emergencia generalmente se dan por la falla de algún servicio (electricidad, agua de enfriamiento, vapor, aire) o la falla en algún equipo mayor (compresores, turbinas, sopladores ó bombas de gran tamaño).

### **3.2.6 Especialidad en operación**

El personal responsable de las actividades de comisionamiento, arranque, paro y operación de la planta son los ingenieros de operación. Estos deben estar familiarizados con todos los aspectos del proceso y se encargan de programar,





coordinar y supervisar todas las actividades relacionadas con el comisionamiento, arranque y paro de planta.

Para llevar a cabo estas actividades los ingenieros de operación se apoyan de documentación realizada en la etapa de Ingeniería Básica, como son:

- Hojas de datos de equipo y de instrumentos
- Diagramas de tubería e instrumentación
- **Diagramas de líneas de arranque**
- Tablas causa-efecto
- Manual de operación
- Estudio HAZOP

### 3.3 ACTIVIDADES DEL COMISIONAMIENTO

**Lavado:** Esta se realiza generalmente con agua o aire y tiene como propósito eliminar cualquier material o residuo que pudo haber quedado después de la fase de construcción. [17]

**Revisión de equipo dinámico:** Consiste en una revisión interna, remoción de residuos y corrosión en bombas, compresores, sopladores y turbinas principalmente. [17]

**Pruebas de funcionamiento:** Estas tienen como objetivo observar el comportamiento de los equipos, así como verificar que funcionen correctamente e identificar las fallas que éstos presenten, y con el fin de arreglarlas antes del arranque. Éstas se realizan bajo condiciones simuladas y controladas utilizando generalmente aire, agua y vapor de agua. Para la prueba de equipos mayores (por ejemplo: compresores y hornos) es conveniente tener presente un representante del proveedor. [17]

**Calibración de Instrumentos:** Consiste en calibrar todos los instrumentos sobre su rango completo de trabajo, y asegurarse de que estén conectados al registro correcto y que estén indicando el equipo. [17]



**Purgado y drenado en tuberías y equipos:** En las plantas de proceso es importante liberar el aire de las unidades para evitar la formación de una mezcla explosiva con la introducción de hidrocarburo. La purga generalmente se lleva a cabo utilizando vapor de agua o nitrógeno. Cuando la purga se hace con vapor de agua es necesario drenar todo el condensado generado antes de iniciar con el arranque.

### 3.4 ARRANQUE DE PLANTA

*“El arranque puede ser una actividad muy costosa en términos de **tiempo y dinero**”.* [17]

Durante la etapa de arranque existen problemas que retrasan la puesta en marcha de la planta. Halroyd, clasificó las causas de los problemas (retrasos) en el arranque dentro de las siguientes categorías: [17]

- Problemas en equipos (61%)
- Errores de construcción (16%)
- Errores del operador (13%)
- Errores en el diseño (10%)

Las **líneas de arranque y paro** funcionan en cierta forma como una medida para contrarrestar los problemas durante el arranque, ya que éstas ayudan a disminuir el tiempo de arranque y paro de planta.

En el capítulo 4 se presentan los diagramas de líneas de arranque y paro que se realizaron como parte de este trabajo.



## CAPITULO 4 - DIAGRAMAS DE LÍNEAS DE ARRANQUE Y PARO DE LA PLANTA FCC

Los diagramas de líneas de arranque y paro (DLA) reúnen información de los DFP's y DTI's de proceso, lo que permite visualizar las líneas de arranque y paro en conjunto con la secuencia del proceso.

En los diagramas de líneas de arranque y paro se distinguen tres tipos de líneas que se explican a continuación.

- Líneas de proceso: Son las líneas que se utilizan en la operación normal de la unidad.
- Líneas de arranque y paro: Son líneas que ayudan a disminuir los tiempos en el arranque y paro de la unidad de una forma segura.
- Líneas de producto fuera de especificación: Cuando algún producto de la unidad sale de los estándares establecidos se dice que el producto está fuera de especificación. Estas líneas se utilizan para retirar los productos fuera de especificación y evitar que se mezclen con los productos que están dentro de especificación. Es común que durante las operaciones de arranque y paro se utilicen estas líneas, ya que los productos suelen salir fuera de especificación hasta que las condiciones normales de operación se logran, sin embargo estas líneas no son exclusivas del arranque y paro, también suelen utilizarse en operación normal de la unidad cuando existe un desajuste en el proceso.

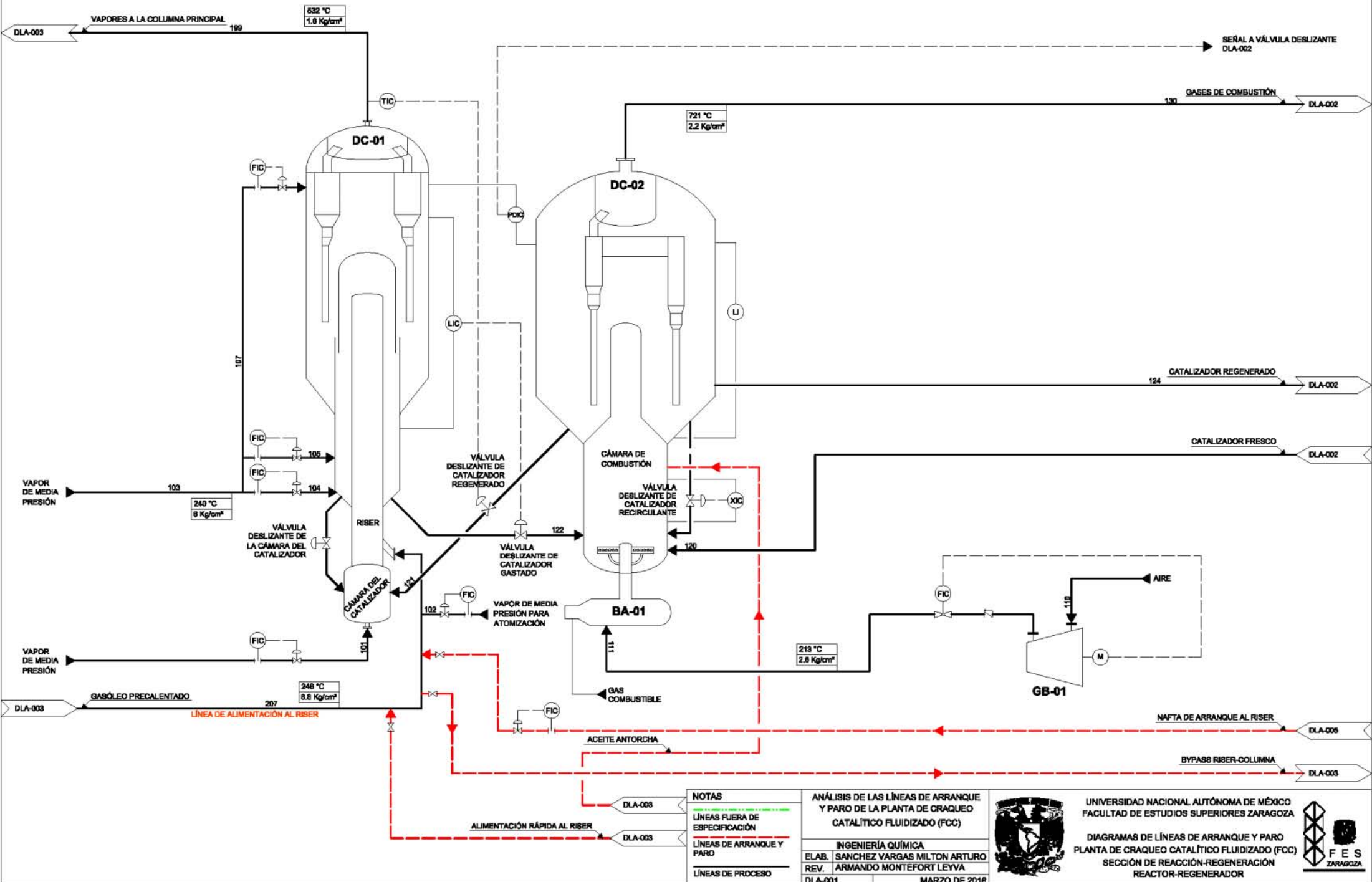
**Para la elaboración de los diagramas de líneas de arranque y paro así como para el análisis de estas líneas se tomó como caso de estudio una planta de Craqueo Catalítico Fluidizado (FCC) del Sistema Nacional de Refinación.** En la Tabla G se muestra el ordenamiento de los diagramas y se señala la ubicación de las líneas de arranque y paro dentro de los diagramas.



Nombre del diagrama	Identificable	Línea de arranque y paro
<b>Sección de Reacción-Regeneración</b>		
Reactor-Regenerador	DLA-001	Bypass "Riser"-columna principal. Línea de lavado (aceite antorcha). Línea de nafta al "Riser". Línea de gasóleo al "Riser".
Enfriador de Gases de Combustión	DLA-002	
<b>Sección de Fraccionamiento</b>		
Columna Principal	DLA-003	Línea de lavado. Línea de suministro de vapor a los generadores de vapor (EA-14 A/B). Línea de reciclo al "Riser". Línea de gasóleo al "Riser".
Separador de Nafta Pesada y ACL	DLA-004	Línea de suministro de gas combustible. Línea de suministro de diesel.
Acumulador de la Columna Principal	DLA-005	Línea de suministro de nafta. Línea del circuito de nafta de arranque. Línea de nafta al "Riser".
<b>Sección de Concentración de Gases</b>		
Compresor de Gas Húmedo	DLA-006	Línea de suministro de gas combustible. Línea de suministro de nitrógeno. Línea de suministro de LPG vaporizado.
Absorbedor Primario	DLA-007	
Debutanizador	DLA-008	Línea de suministro de gas combustible. Línea de suministro de nitrógeno. Línea del circuito de nafta de arranque. Línea de vapor al rehervidor auxiliar del separador.
<b>Sección de Tratamiento Cáustico</b>		
Extractor	DLA-009	Línea de suministro de nitrógeno. Línea de suministro de LPG.
Regeneración de Sosa Cáustica	DLA-010	
<b>Sección de Recuperación de Propileno</b>		
Separador de C <sub>3</sub> 's	DLA-011	Línea de suministro de gas combustible. Línea de suministro de nitrógeno. Línea del circuito de LPG. Línea de vapor al rehervidor auxiliar del separador de C <sub>3</sub> 's. Líneas de llenado.
Tratamiento de Propileno	DLA-012	

Tabla G Diagramas de Líneas de arranque y paro.

DC-01	DC-02	BA-01	GB-01
REACTOR	REGENERADOR	CALENTADOR DE AIRE	SOPLADOR DE AIRE



**NOTAS**

- LÍNEAS FUERA DE ESPECIFICACIÓN
- LÍNEAS DE ARRANQUE Y PARO
- LÍNEAS DE PROCESO

**ANÁLISIS DE LAS LÍNEAS DE ARRANQUE Y PARO DE LA PLANTA DE CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO (FCC)**

INGENIERÍA QUÍMICA

ELAB. SANCHEZ VARGAS MILTON ARTURO  
REV. ARMANDO MONTEFORT LEYVA

DLA-001 MARZO DE 2016

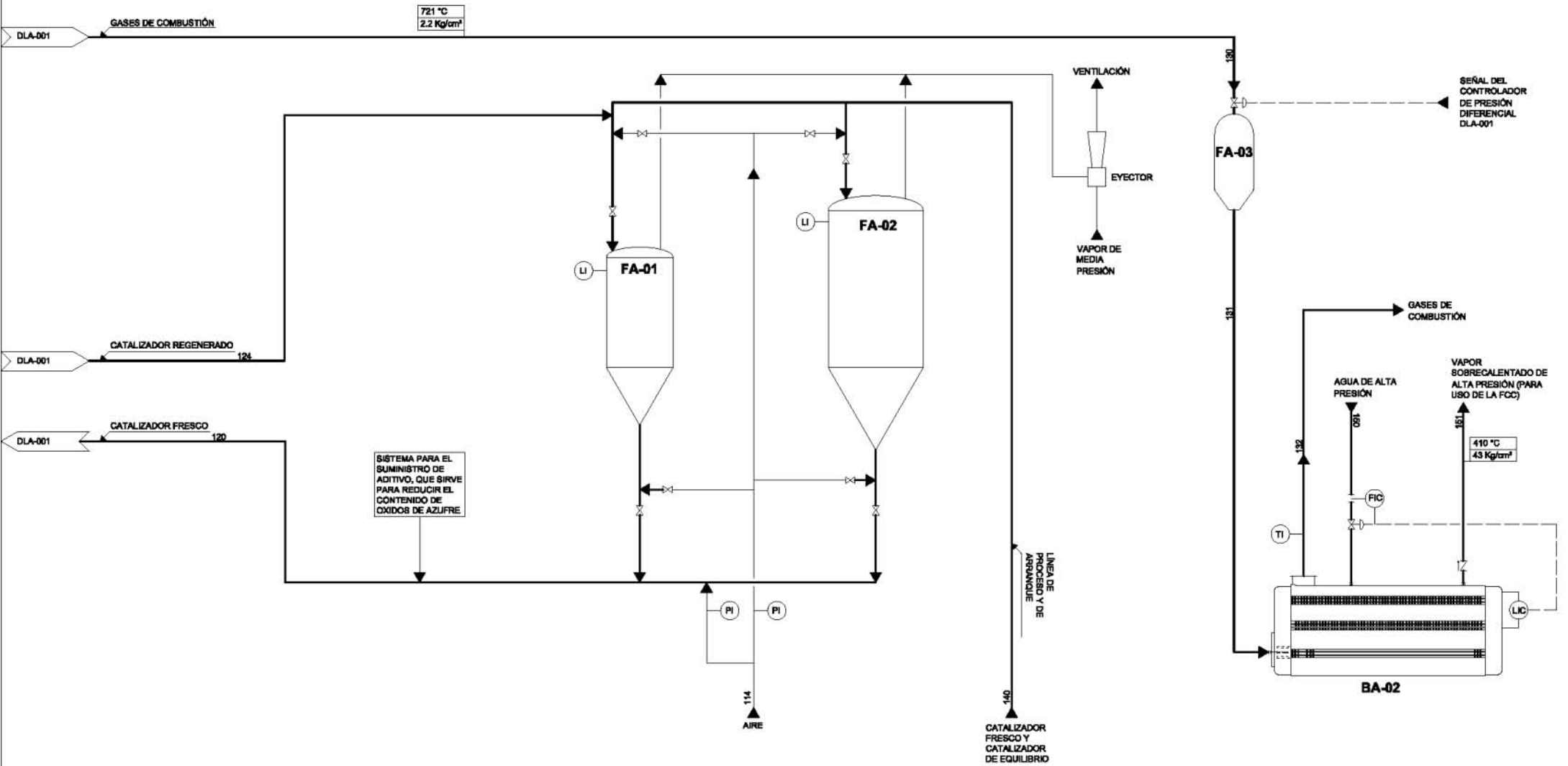


UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES ZARAGOZA

DIAGRAMAS DE LÍNEAS DE ARRANQUE Y PARO  
PLANTA DE CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO (FCC)  
SECCIÓN DE REACCIÓN-REGENERACIÓN  
REACTOR-REGENERADOR



FA-01	FA-02	FA-03	BA-02
TOLVA DE CATALIZADOR FRESCO	TOLVA DE CATALIZADOR DE EQUILIBRIO	CAMARA DE ORIFICIO	ENFRIADO DE GASES DE COMBUSTIÓN



<b>NOTAS</b>	<b>ANÁLISIS DE LAS LÍNEAS DE ARRANQUE Y PARO DE LA PLANTA DE CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO (FCC)</b>
----- LÍNEAS FUERA DE ESPECIFICACIÓN	INGENIERÍA QUÍMICA
----- LÍNEAS DE ARRANQUE Y PARO	ELAB. SANCHEZ VARGAS MILTON ARTURO
----- LÍNEAS DE PROCESO	REV. ARMANDO MONTEFORT LEYVA
	DLA-002
	MARZO DE 2016



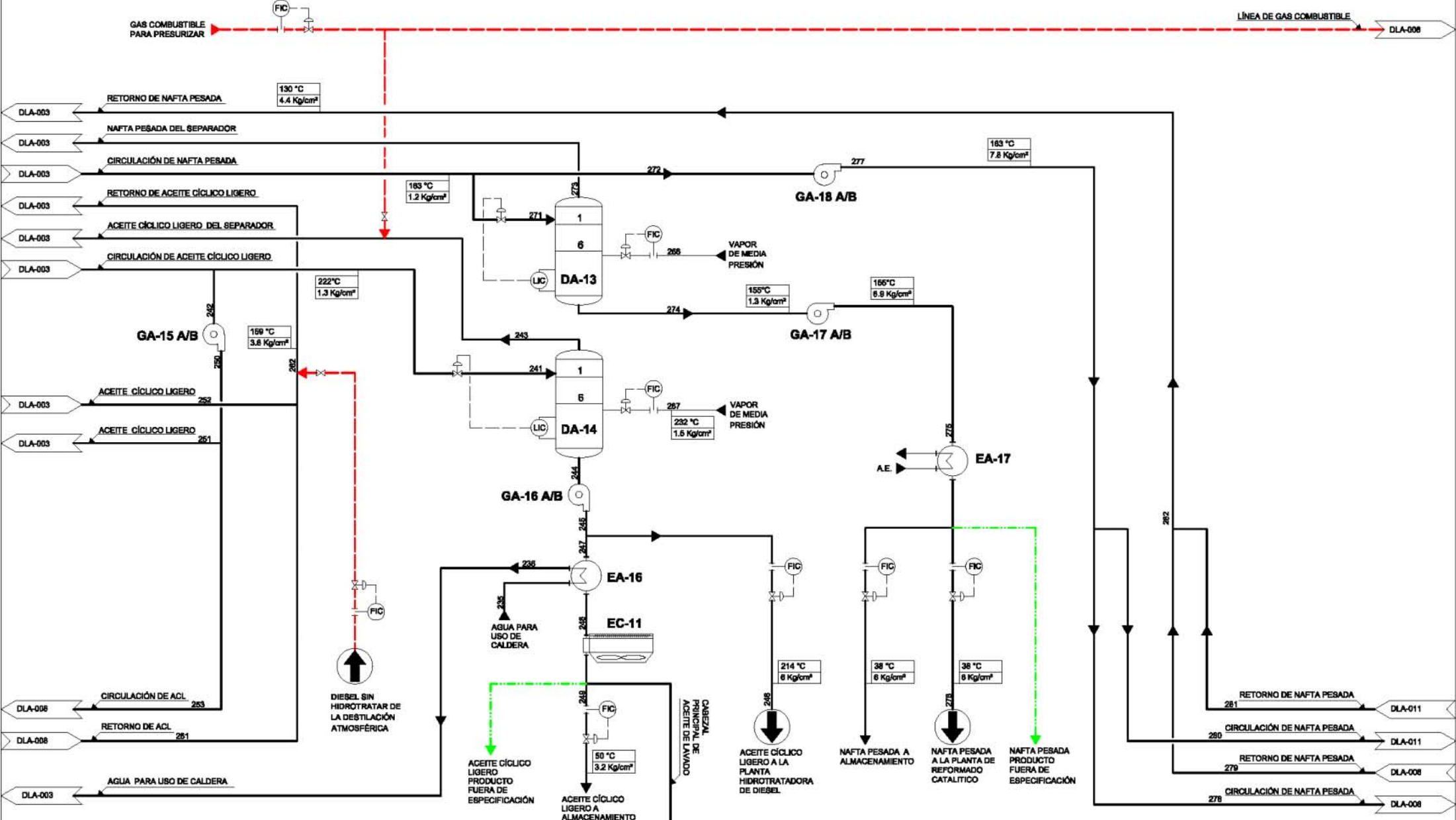
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES ZARAGOZA

DIAGRAMAS DE LÍNEAS DE ARRANQUE Y PARO  
PLANTA DE CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO (FCC)  
SECCIÓN DE REACCIÓN-REGENERACIÓN  
ENFRIADOR DE GASES DE COMBUSTIÓN





DA-13	DA-14	GA-15 A/B	GA-16A/B	GA-17 A/B	GA-18 A/B	EA-16	EA-17	EC-11
SEPARADOR DE NAFTA PESADA	SEPARADOR DE ACEITE CÍCLICO LIGERO	BOMBA DE CIRCULACIÓN DE ACL	BOMBA DE ACL PRODUCTO	BOMBA DE NAFTA PESADA PRODUCTO	BOMBA DE CIRCULACIÓN DE NAFTA PESADA	ENFRIADOR DE ACL	ENFRIADOR DE NAFTA PESADA PRODUCTO	ENFRIADOR DE ACL PRODUCTO



**NOTAS**

- LÍNEAS FUERA DE ESPECIFICACIÓN
- LÍNEAS DE ARRANQUE Y PARO
- LÍNEAS DE PROCESO

**ANÁLISIS DE LAS LÍNEAS DE ARRANQUE Y PARO DE LA PLANTA DE CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO (FCC)**

INGENIERÍA QUÍMICA

ELAB. SANCHEZ VARGAS MILTON ARTURO

REV. ARMANDO MONTEFORT LEYVA

DLA-004

MARZO DE 2016



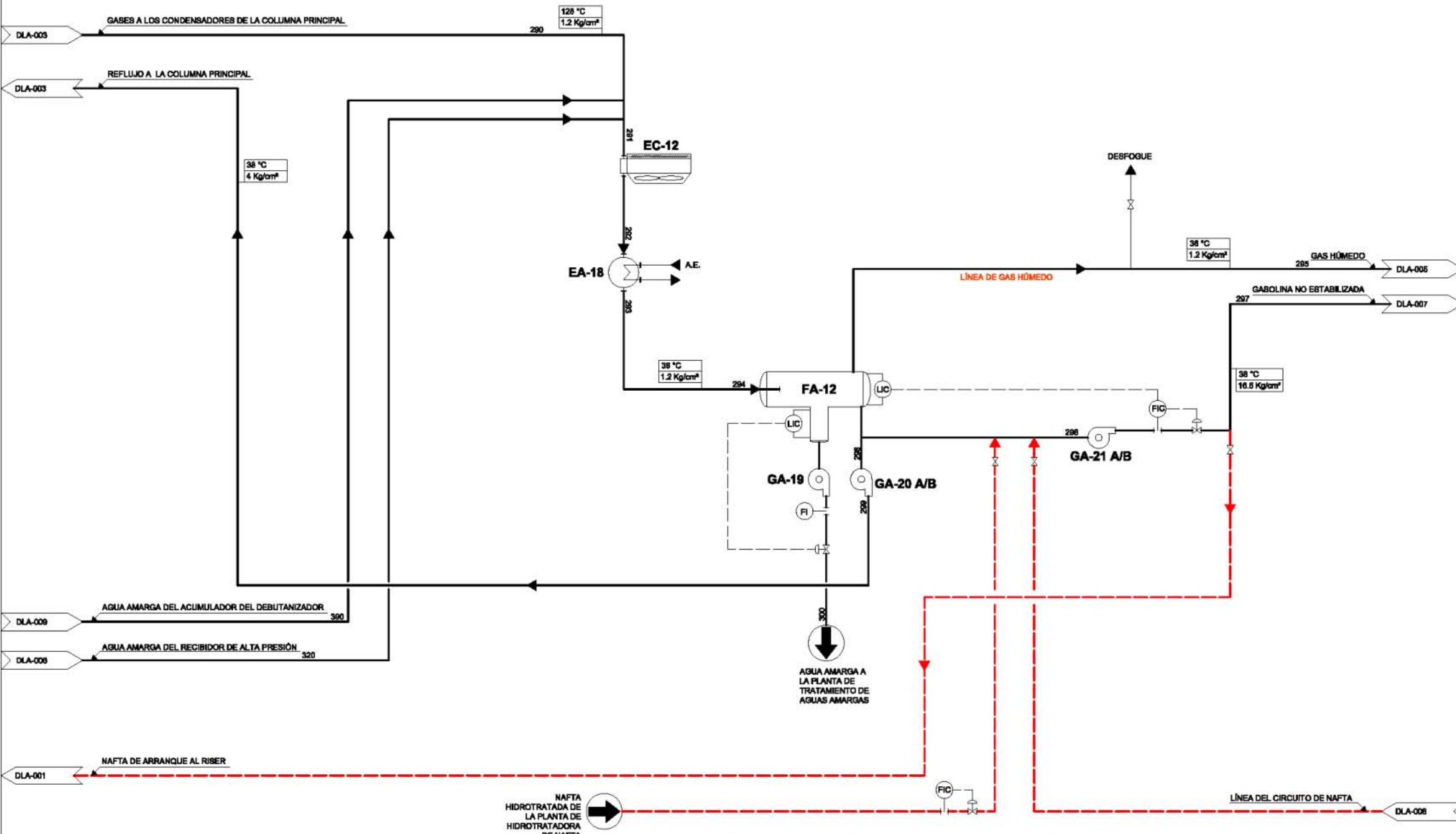
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
 FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES ZARAGOZA

DIAGRAMAS DE LÍNEAS DE ARRANQUE Y PARO  
 PLANTA DE CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO (FCC)  
 SECCIÓN DE FRACCIONAMIENTO  
 SEPARADORES DE NAFTA PESADA Y ACL





FA-12	GA-19 A/B	GA-20 A/B	GA-21 A/B	EA-18	EC-12
ACUMULADOR DE LA COLUMNA PRINCIPAL	BOMBA DE AGUA GASTADA	BOMBA DE REFLUJO DE LA COLUMNA PRINCIPAL	BOMBA DE GASOLINA NO ESTABILIZADA	INTERCAMBIADOR DE AJUSTE DE LA COLUMNA PRINCIPAL	CONDENSADOR DE LA COLUMNA PRINCIPAL



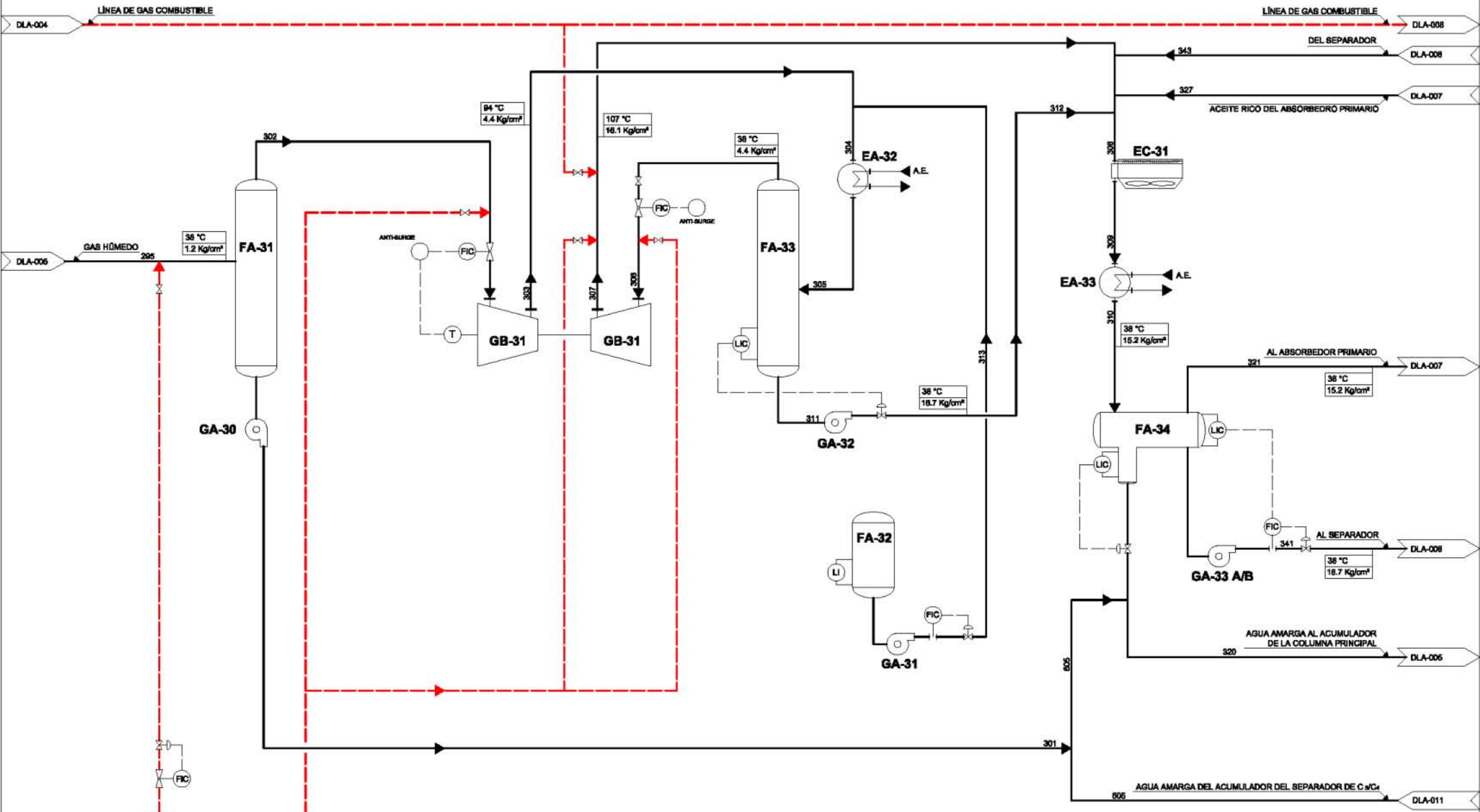
<b>NOTAS</b>	<b>ANÁLISIS DE LAS LÍNEAS DE ARRANQUE Y PARO DE LA PLANTA DE CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO (FCC)</b>
----- LÍNEAS FUERA DE ESPECIFICACIÓN	INGENIERÍA QUÍMICA
----- LÍNEAS DE ARRANQUE Y PARO	ELAB. SANCHEZ VARGAS MILTON ARTURO
----- LÍNEAS DE PROCESO	REV. ARMANDO MONTEFORT LEYVA
	DLA-005 MARZO DE 2016



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
 FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES ZARAGOZA  
 DIAGRAMAS DE LÍNEAS DE ARRANQUE Y PARO  
 PLANTA DE CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO (FCC)  
 SECCIÓN DE FRACCIONAMIENTO  
 ACUMULADOR DE LA COLUMNA PRINCIPAL



FA-31	FA-32	FA-33	FA-34	GB-31	GA-30	GA-31	GA-32	GA-33 A/B	EA-32	EA-33	EC-31
TANQUE DE SUCCIÓN DE LA PRIMERA ETAPA	TANQUE DE AGUA	TANQUE DE SUCCIÓN INTER-ETAPA	RECIBIDOR DE ALTA PRESIÓN	COMPRESOR DE GAS HÚMEDO	BOMBA DE CONDENSADO DE LA PRIMERA ETAPA	BOMBA DE INYECCIÓN DE AGUA	BOMBA DE CONDENSADO DE LA INTER-ETAPA	BOMBA DE RECIBIDOR DE ALTA PRESIÓN	ENFRIADOR INTER-ETAPA	CONDENSADOR DE AJUSTE DEL RECIBIDOR DE ALTA PRESIÓN	CONDENSADOR DEL RECIBIDOR DE ALTA PRESIÓN



LPG VAPORIZADO DE LA PLANTA DE GASES

NITRÓGENO PARA PRESURIZAR Y PURGAR

LÍNEA DE NITRÓGENO

**NOTAS**  
 LÍNEAS FUERA DE ESPECIFICACIÓN  
 LÍNEAS DE ARRANQUE Y PARO  
 LÍNEAS DE PROCESO

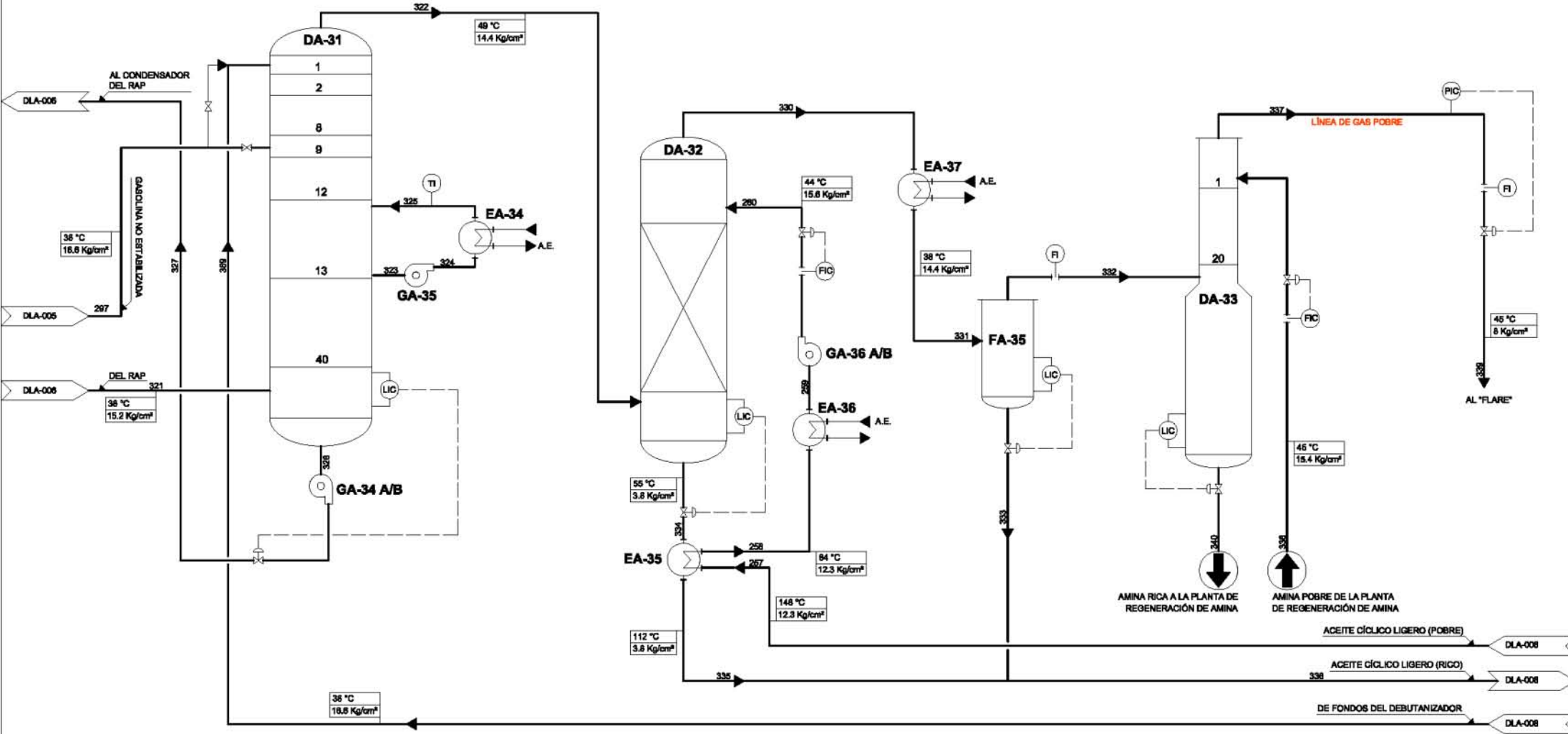
ANÁLISIS DE LAS LÍNEAS DE ARRANQUE Y PARO DE LA PLANTA DE CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO (FCC)  
 INGENIERÍA QUÍMICA  
 ELAB. SANCHEZ VARGAS MILTON ARTURO  
 REV. ARMANDO MONTEFORT LEYVA  
 DLA-006 MARZO DE 2016



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
 FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES ZARAGOZA  
 DIAGRAMAS DE LÍNEAS DE ARRANQUE Y PARO  
 PLANTA DE CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO (FCC)  
 SECCIÓN DE CONCENTRACIÓN DE GASES  
 COMPRESOR DE GAS HÚMEDO



DA-31	DA-32	DA-33	FA-35	GA-34 A/B	GA-35	GA-36 A/B	EA-34	EA-35	EA-36	EA-37
ABSORBEDOR PRIMARIO	ABSORBEDOR SECUNDARIO	LAVADOR DE GAS POBRE	TANQUE DE GAS POBRE	BOMBA DEL ABSORBEDOR PRIMARIO	BOMBA DEL ENFRIADOR DEL ABSORBEDOR PRIMARIO	BOMBA DEL ABSORBEDOR SECUNDARIO	ENFRIADOR DEL ABSORBEDOR PRIMARIO	INTERCAMBIADOR DE ACEITE RICO-POBRE	ENFRIADOR DE ACEITE POBRE	ENFRIADOR DE GAS POBRE



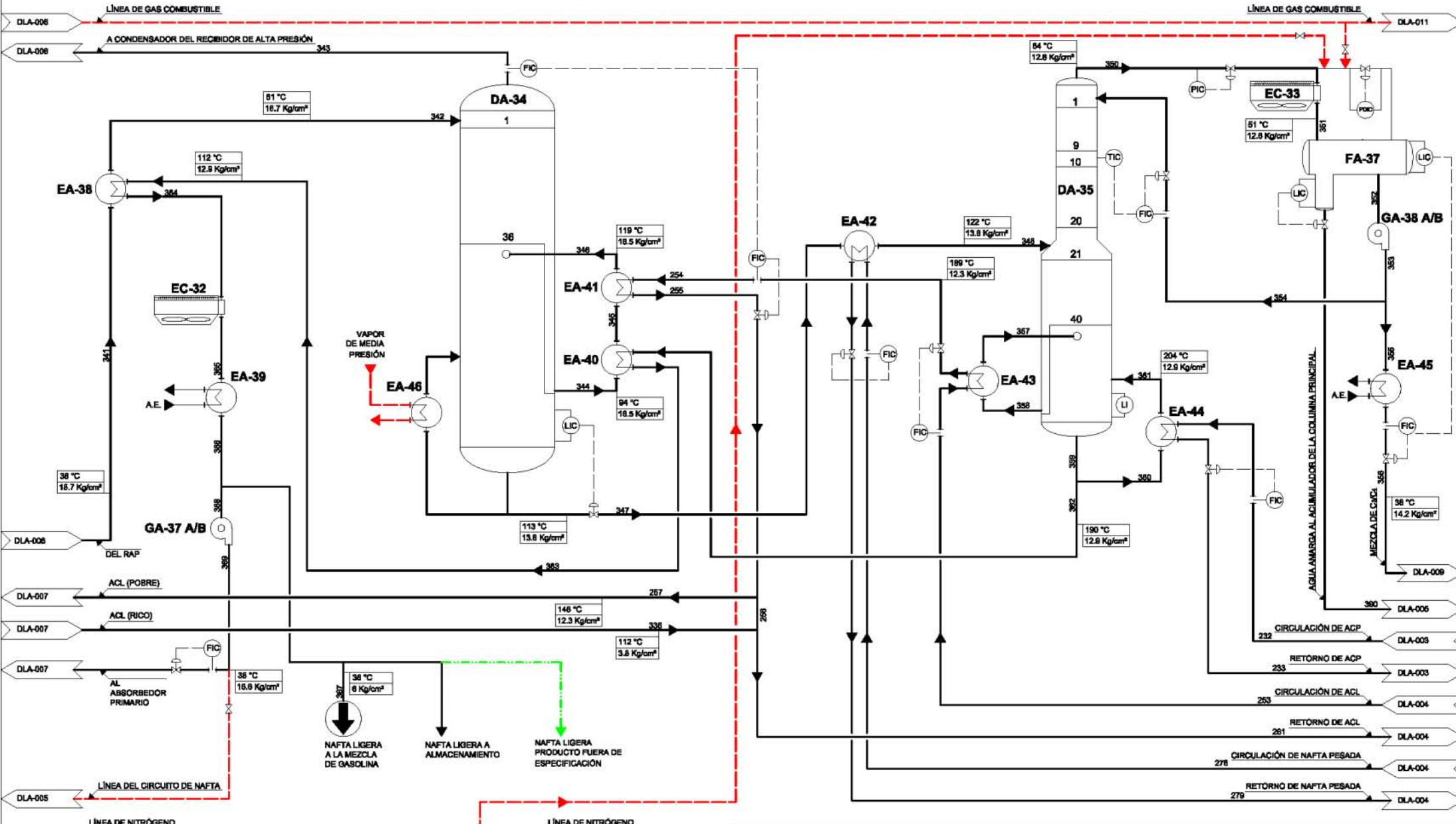
NOTAS LÍNEAS FUERA DE ESPECIFICACIÓN LÍNEAS DE ARRANQUE Y PARO LÍNEAS DE PROCESO	ANÁLISIS DE LAS LÍNEAS DE ARRANQUE Y PARO DE LA PLANTA DE CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO (FCC)
	INGENIERÍA QUÍMICA
	ELAB. SANCHEZ VARGAS MILTON ARTURO
	REV. ARMANDO MONTEFORT LEYVA
DLA-007	MARZO DE 2016



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
 FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES ZARAGOZA  
 DIAGRAMAS DE LÍNEAS DE ARRANQUE Y PARO  
 PLANTA DE CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO (FCC)  
 SECCIÓN DE CONCENTRACIÓN DE GASES  
 ABSORBEDOR PRIMARIO



DA-34	DA-35	FA-37	GA-37 A/B	GA-38 A/B	EA-36	EA-39	EA-40	EA-41	EA-42	EA-43	EA-44	EA-45	EA-46	EC-32	EC-33
SEPARADOR	DEBUTANIZADOR	ACUMULADOR DEL DEBUTANIZADOR	BOMBA DE NAFTA LIGERA PRODUCTO	BOMBA DE REFLUJO DEL DEBUTANIZADOR	CALENTADOR DE ALIMENTACIÓN AL DEBUTANIZADOR	ENFRIADOR DE AJUSTE DE NAFTA LIGERA	PRIMER REHEVADOR DEL SEPARADOR	SEGUNDO REHEVADOR DEL SEPARADOR	CALENTADOR DE ALIMENTACIÓN AL DEBUTANIZADOR	PRIMER REHEVADOR DE DEBUTANIZADOR	SEGUNDO REHEVADOR DEL DEBUTANIZADOR	ENFRIADOR DE C3/C4	REHEVADOR AUXILIAR DEL SEPARADOR	ENFRIADOR DE NAFTA LIGERA	CONDENSADOR DEL DEBUTANIZADOR



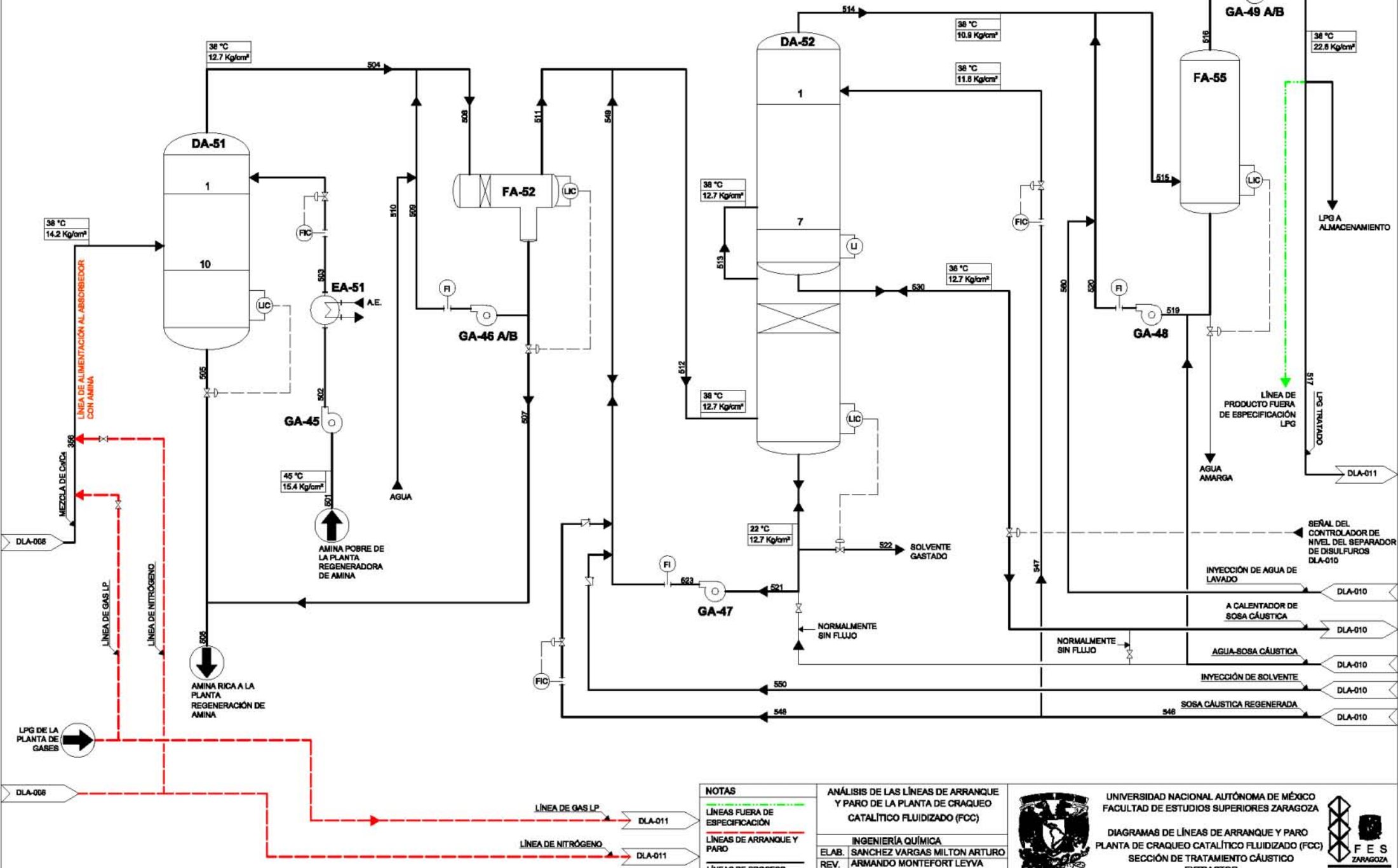
<b>NOTAS</b>	<b>ANÁLISIS DE LAS LÍNEAS DE ARRANQUE Y PARO DE LA PLANTA DE CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO (FCC)</b>
LÍNEAS FUERA DE ESPECIFICACIÓN	
LÍNEAS DE ARRANQUE Y PARO	
LÍNEAS DE PROCESO	
	INGENIERÍA QUÍMICA
	ELAB. SANCHEZ VARGAS MILTON ARTURO
	REV. ARMANDO MONTEFORT LEYVA
	DLA-006 MARZO DE 2016



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
 FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES ZARAGOZA  
 DIAGRAMAS DE LÍNEAS DE ARRANQUE Y PARO  
 PLANTA DE CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO (FCC)  
 SECCIÓN DE CONCENTRACIÓN DE GASES DEBUTANIZADOR



DA-51	DA-52	FA-52	FA-55	GA-45	GA-46 A/B	GA-47	GA-48	GA-49 A/B	EA-51
ABSORBEDOR CON AMINA	EXTRACTOR	SEDIMENTADOR DE AMINA	LAVADOR CON AGUA	BOMBA DE AMINA POBRE	BOMBA DEL SEDIMENTADOR	BOMBA DE CIRCULACIÓN DE SOLVENTE	BOMBA DE CIRCULACIÓN DE AGUA DE LAVADO	BOMBA DE LPG PRODUCTO	ENFRIADOR DE AMINA POBRE



**NOTAS**

- LÍNEAS FUERA DE ESPECIFICACIÓN
- LÍNEAS DE ARRANQUE Y PARO
- LÍNEAS DE PROCESO

ANÁLISIS DE LAS LÍNEAS DE ARRANQUE Y PARO DE LA PLANTA DE CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO (FCC)

INGENIERÍA QUÍMICA

ELAB. SANCHEZ VARGAS MILTON ARTURO

REV. ARMANDO MONTEFORT LEYVA

DLA-009 MARZO DE 2016



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
 FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES ZARAGOZA

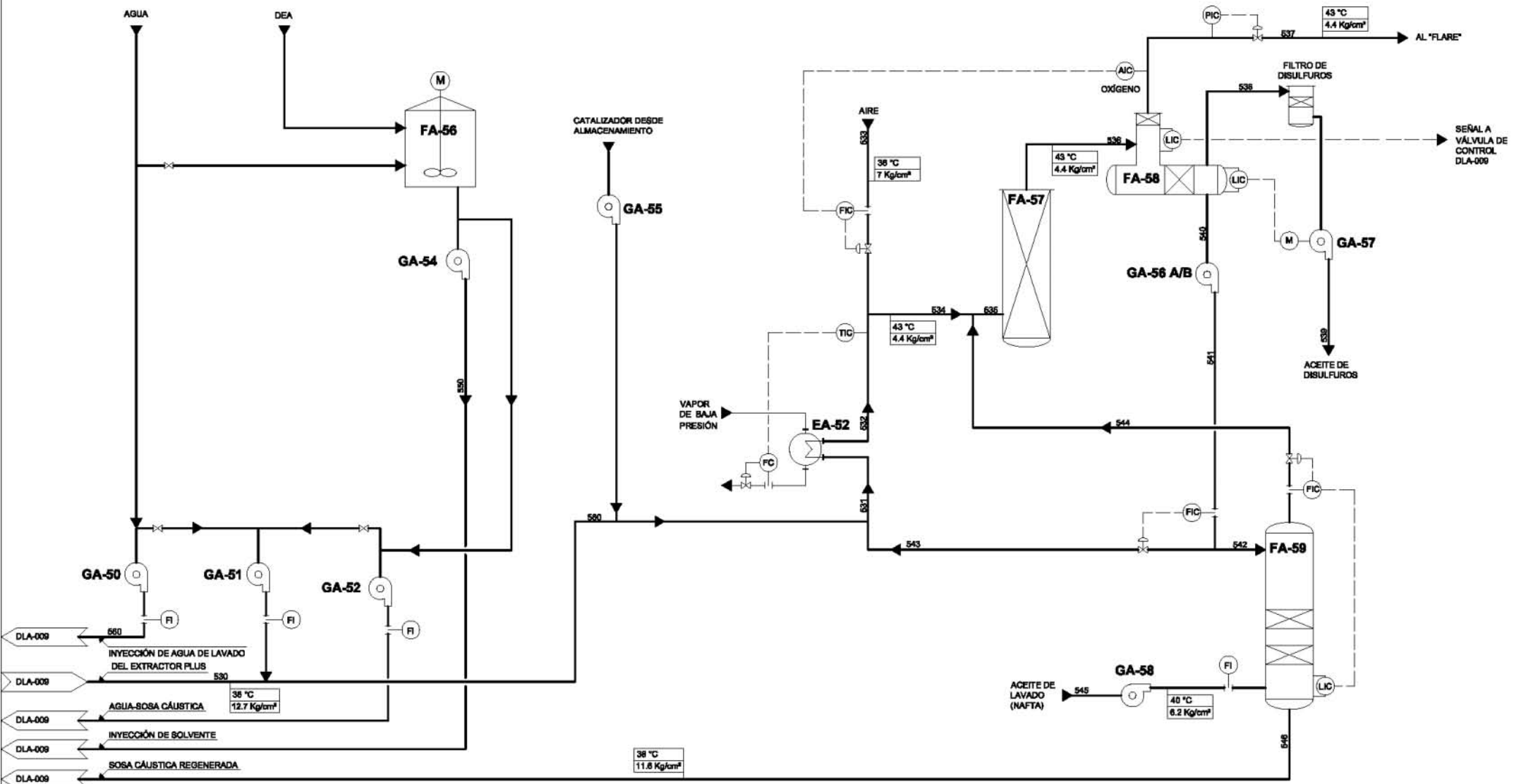
DIAGRAMAS DE LÍNEAS DE ARRANQUE Y PARO  
 PLANTA DE CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO (FCC)  
 SECCIÓN DE TRATAMIENTO CÁUSTICO EXTRACTOR

F E S  
 ZARAGOZA

LÍNEA DE GAS LP → DLA-011

LÍNEA DE NITRÓGENO → DLA-011

FA-56	FA-57	FA-58	FA-59	GA-50	GA-51	GA-52	GA-53	GA-54	GA-55	GA-56	GA-57	GA-58	EA-52
TANQUE MEZCLADOR DE SOLVENTE	OXIDADOR	SEPARADOR DE DISULFUROS	LAVADOR DE DISULFUROS	BOMBA DE INYECCIÓN DE AGUA DE LAVADO	BOMBA DE INYECCIÓN DE SOSA CÁUSTICA	BOMBA DE AGUA-SOSA CÁUSTICA	BOMBA DE AMINA DE REPUESTO	BOMBA DE INYECCIÓN DE SOLVENTE	BOMBA DE ALMACENAMIENTO	BOMBA DE INYECCIÓN DE CATALIZADOR	BOMBA DE CIRCULACIÓN DE SOSA CÁUSTICA	BOMBA DE ACEITE DE LAVADO	CALENTADOR DE SOSA CÁUSTICA



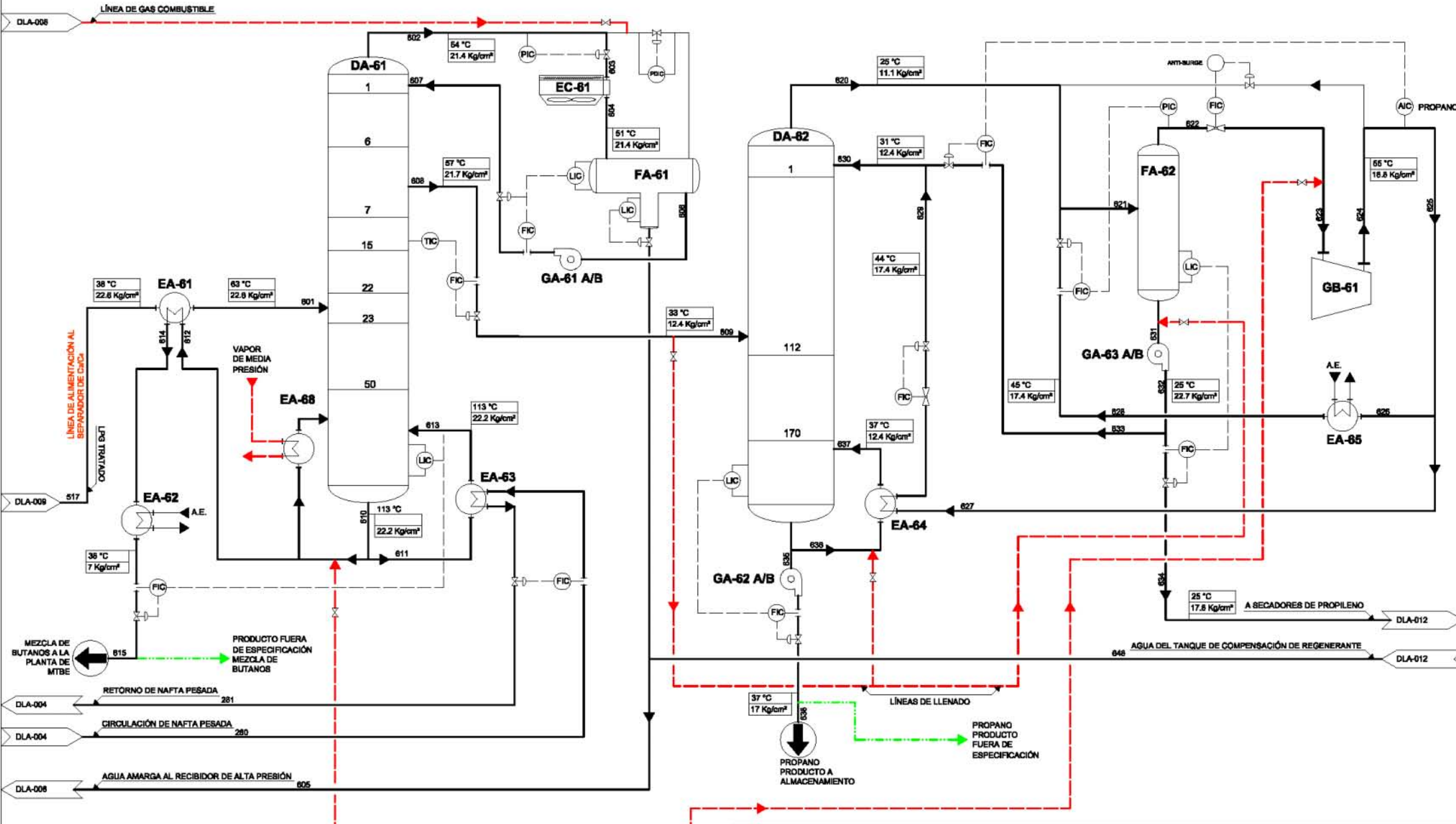
<b>NOTAS</b>	<b>ANÁLISIS DE LAS LÍNEAS DE ARRANQUE Y PARO DE LA PLANTA DE CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO (FCC)</b>
LÍNEAS FUERA DE ESPECIFICACIÓN	INGENIERÍA QUÍMICA
LÍNEAS DE ARRANQUE Y PARO	ELAB. SANCHEZ VARGAS MILTON ARTURO
LÍNEAS DE PROCESO	REV. ARMANDO MONTEFORT LEYVA
	DLA-010 MARZO DE 2016



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
 FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES ZARAGOZA  
 DIAGRAMAS DE LÍNEAS DE ARRANQUE Y PARO  
 PLANTA DE CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO (FCC)  
 SECCIÓN DE TRATAMIENTO CÁUSTICO  
 REGENERACIÓN DE SOSA CÁUSTICA



DA-61 SEPARADOR DE C <sub>3</sub> /C <sub>4</sub>	DA-62 SEPARADOR DE C <sub>3</sub> 'S	FA-61 ACUMULADOR DEL SEPARADOR DE C <sub>3</sub> /C <sub>4</sub>	FA-62 TANQUE DE SUCCIÓN DE LA BOMBA DE CALOR POR COMPRESIÓN	GB-31 BOMBA DE CALOR POR COMPRESIÓN	GA-61 A/B BOMBA DE REFLUJO DEL SEPARADOR DE C <sub>3</sub> /C <sub>4</sub>	GA 62 A/B BOMBA DE PROPANO PRODUCTO	GA-63 A/B BOMBA DEL SEPARADOR DE C <sub>3</sub> 'S	EA-61 CALENTADOR DE ALIMENTACIÓN DEL SEPARADOR DE C <sub>3</sub> /C <sub>4</sub>	EA-62 ENFRIADOR DE BUTANOS	EA-63 REHERVADOR DEL SEPARADOR DE C <sub>3</sub> /C <sub>4</sub>	EA-64 REHERVADOR- CONDENSADOR	EA-65 CONDENSADOR DE AJUSTE DEL COMPRESOR	EA-68 REHERVADOR AUXILIAR DEL SEPARADOR DE C <sub>3</sub> /C <sub>4</sub>	EC-61 CONDENSADOR DEL SEPARADOR DE C <sub>3</sub> /C <sub>4</sub>
---	--	--	--	---	--	--	---	---	----------------------------------	---	-------------------------------------	--	--	--



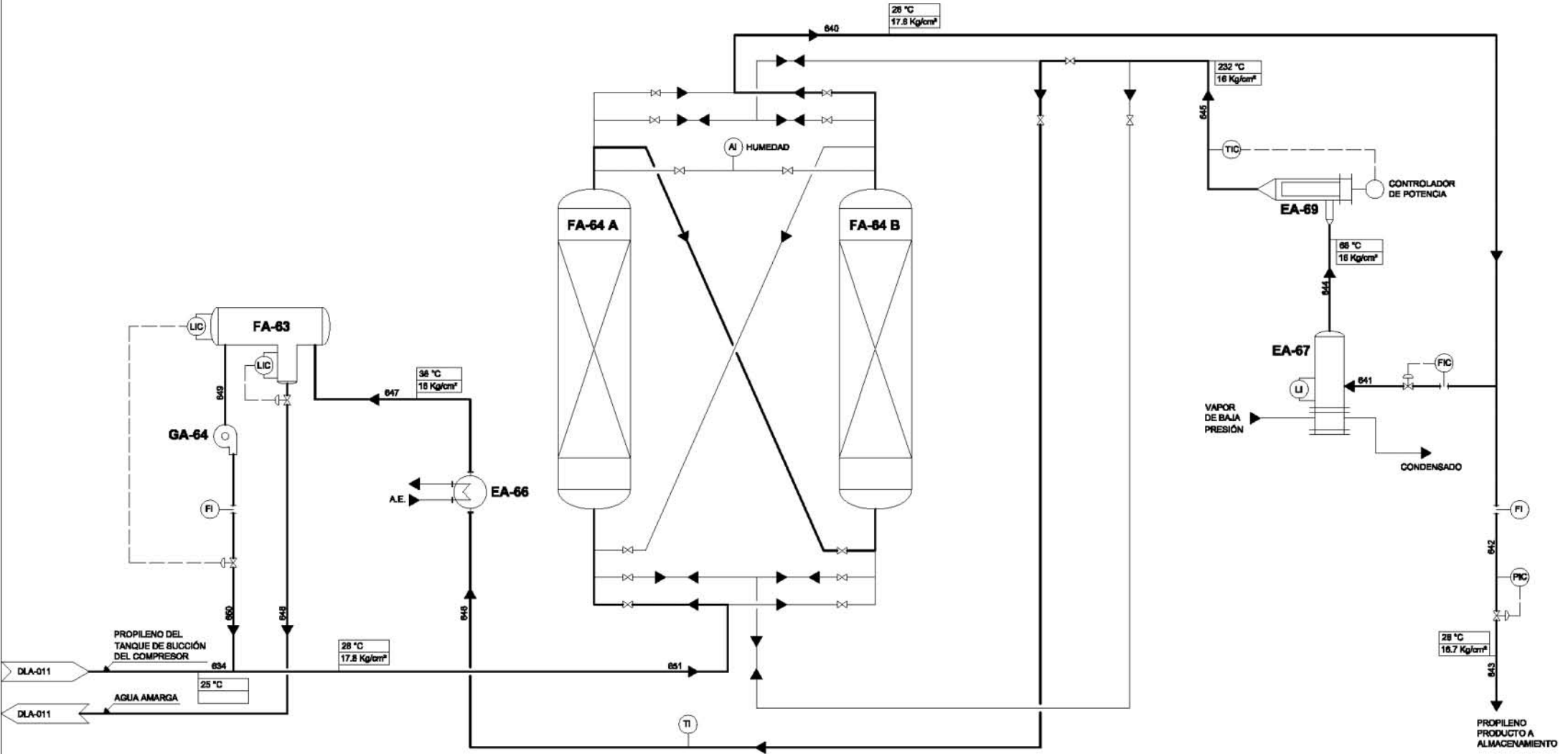
<b>NOTAS</b>	<b>ANÁLISIS DE LAS LÍNEAS DE ARRANQUE Y PARO DE LA PLANTA DE CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO (FCC)</b>
LÍNEAS FUERA DE ESPECIFICACIÓN	INGENIERÍA QUÍMICA
LÍNEAS DE ARRANQUE Y PARO	ELAB. SANCHEZ VARGAS MILTON ARTURO
LÍNEAS DE PROCESO	REV. ARMANDO MONTEFORT LEYVA
	DLA-011
	MARZO DE 2016



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
 FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES ZARAGOZA  
 DIAGRAMAS DE LÍNEAS DE ARRANQUE Y PARO  
 PLANTA DE CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO (FCC)  
 SECCIÓN DE RECUPERACIÓN DE PROPILENO  
 SEPARADOR DE C<sub>3</sub>'S



FA-63	FA-64 A/B	GA-64	EA-66	EA-67	EA-69
TANQUE DE REGENERANTE	SECADORES DE PROPILENO	BOMBA DE REGENERANTE	ENFRIADOR DE REGNERANTE	VAPORIZAOR DE REGENERANTE	SOBRECALENTADOR DE REGENERANTE



**NOTAS**

LÍNEAS FUERA DE ESPECIFICACIÓN  
 LÍNEAS DE ARRANQUE Y PARO  
 LÍNEAS DE PROCESO

ANÁLISIS DE LAS LÍNEAS DE ARRANQUE Y PARO DE LA PLANTA DE CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO (FCC)

INGENIERÍA QUÍMICA  
 ELAB. SANCHEZ VARGAS MILTON ARTURO  
 REV. ARMANDO MONTEFORT LEYVA  
 DLA-012 MARZO DE 2016



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
 FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES ZARAGOZA

DIAGRAMAS DE LÍNEAS DE ARRANQUE Y PARO PLANTA DE CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO (FCC) SECCIÓN DE RECUPERACIÓN DE PROPILENO TRATAMIENTO DE PROPILENO







## CAPITULO 5 - SECUENCIAS DE ARRANQUE Y PARO NORMAL DE LA PLANTA FCC

Antes de comenzar con la descripción de las secuencias de arranque y paro normal de la planta FCC, es importante mencionar que se pueden aplicar otras metodologías para el arranque y el paro normal de la unidad FCC.

### 5.1 DESCRIPCIÓN DE LA SECUENCIA DE ARRANQUE

A continuación se describen de forma breve y secuenciada las diferentes etapas del arranque de la planta FCC, además de las acciones a realizar en cada una de estas etapas; asimismo se indica el momento en que se opera una línea de arranque y paro. En esta descripción también se incluyen etapas que corresponden a la fase de comisionamiento (Etapas A, B, C, D y E).

Nota: Los diagramas elaborados no muestran la instrumentación ni los sistemas de control que se mencionan en las secuencias de arranque y paro normal.

Etapa	Acciones
<b>A</b>	<b>PURGADO DE LAS INSTALACIONES</b>  Nota I: En la etapa de purga todas las válvulas instaladas en las líneas de proceso deberán abrirse completamente para permitir que el vapor circule por las tuberías y equipos. <ol style="list-style-type: none"><li>1. Colocar la figura ocho en la línea de alimentación al "Riser" y verificar que las válvulas deslizantes de catalizador regenerado y gastado se encuentren completamente cerradas. <b>Ver DLA-001.</b></li><li>2. Cerrar las válvulas ubicadas en la succión y descarga en ambas etapas del compresor de gas húmedo. <b>Ver DLA-006.</b></li><li>3. Colocar las figuras ocho instaladas en las líneas de alimentación al absorbedor con amina y al separador de C<sub>3</sub>/C<sub>4</sub>. <b>Ver DLA-009 y DLA-011.</b></li></ol>



- Retirar la figura ocho de la línea del Reactor que alimenta a la columna principal.

Ver DLA-001.

- Remover las ciegas de las líneas de vapor de purga en cada equipo y abrir los puntos altos (venteos) de cada equipo.

Nota II: Para la purga se utiliza vapor de baja presión a una temperatura menor a los 150°C.

- Comenzar la inyección de vapor al reactor a través de las líneas de atomización y las líneas de distribución de vapor. Luego iniciar la alimentación de vapor de purga a cada equipo.
- La condensación del vapor en los equipos ocasionará que haya acumulación de agua en el fondo de los equipos y tuberías. Para drenar el condensado se deberán abrir los puntos bajos (drenes) en cada equipo y tuberías.
- Abrir las válvulas instaladas en las piernas de los tanques: FA-34, FA-37 y FA-61 para enviar el condensado al acumulador de la columna principal. Poner en operación las bombas GA-19 para mandar el condensado a la planta de tratamiento de aguas amargas. Ver DLA-005, DLA-006 y DLA-008.

Nota III: Cuando una columna de vapor salga a través de los venteos de cada equipo por un periodo de dos horas el procedimiento de purgado se considera concluido.

- Después de haber observado una columna de vapor saliendo por los puntos altos de cada equipo, se deberá discontinuar el suministro de vapor de purga a cada equipo, excepto al Reactor y la columna principal. También se deberán cerrar los puntos altos de cada equipo.
- Continuar drenando el condensado acumulado en el fondo de los equipos y tuberías a través de los puntos bajos.

Nota IV: Es importante drenar toda el agua en equipos y tuberías para prevenir problemas de sobrepresión. Antes de comenzar cualquier carga de LPG a las secciones de tratamiento cáustico y recuperación de propileno es crítico drenar todo el condensado para evitar problemas de congelamiento.

- Abrir la válvula de la tubería que va al “flare”, ubicada en la línea de gas húmedo del acumulador de la columna principal para enviar el vapor al “flare”. Ver DLA-005.
- Mantener el flujo de vapor a la columna principal hasta lograr una presión de 0.8 Kgf/cm<sup>2</sup>, luego discontinuar el flujo de vapor a la columna principal.
- Colocar las ciegas a las líneas de vapor de purga instaladas en cada equipo.



**B**

**PRESURIZACIÓN DE LA COLUMNA PRINCIPAL**

Ver DLA-003 y DLA-004

1. Suministrar gas combustible a la columna principal para aumentar la presión hasta un rango de 1.2 – 1.5 Kgf/cm<sup>2</sup>. (Uso de la línea de suministro de gas combustible).

Nota I: La presión del gas combustible es aproximadamente de 3 a 5 Kgf/cm<sup>2</sup>.

2. Mantener abierta la válvula de la tubería que va al “flare” ubicada en la línea de gas húmedo para enviar el gas combustible al “flare”.
3. Iniciar el servicio de agua de enfriamiento a todos los intercambiadores de la planta.
4. Poner en operación todos los aerofriadores de la planta.

Nota II: Los últimos dos pasos permitirán que el vapor aún presente en los equipos y tuberías se condense.

5. Continuar drenando el condensado en equipos y tuberías.

**C**

**PRESURIZACIÓN DE LA SECCIÓN DE CONCENTRACIÓN DE GASES**

Ver DLA-006 y DLA-008

1. Abrir el flujo de nitrógeno en las líneas ubicadas en la succión de cada etapa del compresor de gas húmedo. Presurizar el cuerpo del compresor y luego aliviar la presión hacia los desfuegos ubicados en la descarga de cada etapa del compresor. Repetir este paso hasta que el contenido de oxígeno en ambas etapas del compresor sea igual o menor a los parámetros permitidos. (Uso de la línea de suministro de nitrógeno).
2. Cerrar el flujo de nitrógeno cuando se haya liberado el oxígeno del cuerpo del compresor.
3. Abrir las válvulas de control de flujo ubicadas en la línea de retorno al RAP y la línea de descarga de las bombas GA-33 A/B.
4. Abrir el flujo de gas combustible en las líneas ubicadas en la descarga de la segunda etapa del compresor de gas húmedo y en el bypass del acumulador del debutanizador. (Uso de la línea de suministro de gas combustible).
5. Interrumpir el flujo de gas combustible en la sección de concentración de gases cuando la presión de los recipientes haya igualado la presión de entrada del gas combustible.



- Una vez que los recipientes en la sección de concentración de gases se hayan presionado, se deberá cerrar la válvula de control ubicada en la línea de retorno al RAP.

## D

### CALENTAMIENTO DEL REGENERADOR

Ver DLA-001

- Establecer la circulación de agua de caldera a través de los tubos del enfriador de gases de combustión.
- Abrir la válvula deslizante de catalizador recirculante.
- Poner en operación el soplador de aire principal.

Nota I: En esta etapa del arranque se deberán ajustar los controles para permitir que las válvulas deslizantes del regenerador operen de forma manual.

- Establecer un diferencial negativo de presión entre el Regenerador y el Reactor. Esta condición permitirá que cualquier fuga a través de las válvulas deslizantes resulten en el ingreso de vapor al regenerador y no aire al reactor.

Nota II: El ingreso de aire al reactor no debe ser permitido, ya que el aire en contacto con hidrocarburo se vuelve una mezcla explosiva.

- Cuando la temperatura de descarga del soplador de aire principal se estabilice, se deberán encender los pilotos del calentador de aire.
- Una vez que la flama de los pilotos se hallan estabilizado, se deberá abrir el flujo de gas combustible.
- Comenzar el calentamiento del Regenerador a una tasa de 50°C por hora hasta lograr una temperatura de 540°C.

## E

### CALENTAMIENTO DEL REACTOR

Ver DLA-001

- Aumentar el flujo de vapor al domo del reactor para calentar las piernas largas de los ciclones hasta una temperatura de 150°C.

Nota I: El vapor del reactor sale por el domo hacia la columna principal, permitiendo también el calentamiento de la columna principal. Es importante mantener la temperatura del domo de la columna principal superior a los 110°C para minimizar la condensación de vapor.

- Continuar drenando el condesado que se genere en el "Riser" y el Reactor.



F

## INVENTARIO DE GASÓLEO

Ver DLA-003

Nota I: Antes de comenzar el inventario de gasóleo a la columna principal, se deben cerrar todos los drenes en equipos y tuberías ubicados en las secciones de fraccionamiento y concentración de gases.

1. Cargar con gasóleo de almacenamiento el tanque: FA-11 hasta su nivel normal de operación.

Nota II: El gasóleo proveniente de almacenamiento se considera una carga fría, la cual no supera los 50°C.

2. Colocar el sistema de control de alimentación al “Riser” en la posición de parada normal. Esto permitirá que la circulación de gasóleo se realice únicamente por el bypass que va del “Riser” a la columna principal.
3. Comenzar la alimentación de gasóleo hacia la columna principal mediante las bombas GA-11 A/B. (Uso del bypass “Riser”-columna principal).

Nota III: La circulación de gasóleo se debe llevar a cabo de forma lenta para minimizar la condensación de vapor en la columna principal.

4. Drenar el condensado que se genere en las tuberías de los circuitos de la columna principal (nafta pesada, ACL, ACP y “slurry”).
5. Mientras el fondo de la columna principal se llena con gasóleo, se deberá abrir el flujo de vapor de media presión hacia los generadores de vapor. (Uso de la línea de suministro de vapor).
6. Cuando se alcance el nivel normal de operación en el fondo de la columna principal, se deberá parar la operación de las bombas GA-11 A/B.

Nota IV: El condensado que se vaya generando deberá ser retirado por medio de las trampas de vapor instaladas en cada generador de vapor.

7. Bombear gasóleo al cabezal principal de aceite de lavado mediante las bombas GA-11 A/B y alinear el flujo hacia las bombas de circulación de fondos de la columna principal. (Uso de la línea de lavado).
8. Alinear todas las tuberías del circuito de “slurry”, de tal forma que al comenzar la circulación de gasóleo se asegure que el flujo de gasóleo se hará sólo a través de uno de los generadores de vapor.
9. Poner en operación las bombas de circulación de fondos de la columna principal e iniciar la circulación de gasóleo hacia uno de los generadores de vapor.
10. Una vez que la temperatura del gasóleo en el primer generador de vapor



alcance su máximo valor posible, se deberá abrir el flujo de gasóleo hacia el segundo generador de vapor.

11. Cuando la temperatura del gasóleo en el fondo de la columna principal alcance su valor máximo de calentamiento con vapor, se deberá abrir el flujo de gasóleo a través del resto de las líneas del circuito de "slurry", de forma lenta para prevenir un enfriamiento excesivo en el fondo de la columna principal.

Nota V: La circulación de gasóleo a través de todo el circuito de "slurry" disminuirá el nivel en el fondo de la columna principal.

12. Cuando se haya establecido la circulación en todo el circuito de "slurry", se deberán poner en operación las bombas GA-11 A/B para reestablecer el nivel en el fondo de la columna principal. Parar la operación de las bombas GA-11 A/B cuando el nivel se haya reestablecido.
13. Implementar un leve flujo de gasóleo a través de la línea de reciclo al "Riser" y continuar la circulación de gasóleo a través del circuito de "slurry". (Uso de la línea de reciclo al "Riser").

## G

### INVENTARIO DE DIESEL

Ver DLA-003, DLA-004, DLA-007 y DLA-008

1. Cerrar las válvulas de control de nivel de los separadores de nafta pesada y ACL.
2. Abrir el suministro de diesel hacia la columna principal. (Uso de la línea de suministro de diesel).
3. Interrumpir el suministro de diesel a la columna principal cuando los platos de acumulación de ACL y ACP estén llenos de diésel.
4. Cerrar la válvula de control de nivel del absorbedor secundario.

Nota I: Se deberán drenar todos los equipos y tuberías de los circuitos de ACL y ACP antes de comenzar a circular diesel a través de estos circuitos.

5. Comenzar poco a poco la circulación de diesel a través de los equipos y tuberías del circuito de ACL, usando las bombas GA-15 A/B.
6. Cuando se haya formado un nivel adecuado de diesel en el absorbedor secundario, se deberá abrir la válvula de control de nivel del absorbedor secundario.
7. Una vez que se hayan establecido buenos flujos de circulación y de retorno de diesel a través del circuito de ACL, se podrá comenzar la circulación de diesel a



través del circuito de ACP.

8. Poner en operación las bombas GA-14 A/B para comenzar la circulación de diésel a través del circuito de ACP.

Nota II: Reanudar el suministro de diesel, tanto como sea necesario para asegurar una adecuada circulación a través de los circuitos de ACL y ACP.

## H

### INVENTARIO DE NAFTA

Ver DLA-005, DLA-006, DLA-007 y DLA-008

1. Abrir el suministro de nafta al acumulador de la columna principal hasta alcanzar un nivel alto en el acumulador. (Uso de la línea de suministro de nafta).
2. Enviar nafta al absorbedor primario usando las bombas GA-21 A/B. La alimentación de nafta al absorbedor primario, se deberá realizar a través de la línea que va al primer plato del absorbedor primario.
3. Formar un nivel alto en el fondo del absorbedor primario y luego enviar la nafta hacia el recibidor de alta presión usando las bombas GA-34 A/B.
4. Formar un nivel alto en el recibidor de alta presión y luego enviar la nafta hacia el separador usando las bombas GA-33 A/B.
5. Construir un nivel alto en el separador antes de enviar nafta hacia el debutanizador.

Nota I: La circulación de los fondos del separador hacia el debutanizador, se establece a través de un diferencial de presión. La presión del debutanizador deberá ser menor a la del separador, al menos  $1.8 \text{ Kg/cm}^2$ .

6. Abrir la línea de desfogue del acumulador del debutanizador para reducir la presión del debutanizador hasta el valor deseado. Luego colocar el controlador de presión en automático para mantener este valor.
7. Cuando se haya establecido el diferencial de presión y se haya formado un nivel alto en los fondos del separador, se podrá abrir el flujo de nafta hacia el debutanizador.
8. Formar un nivel alto en el debutanizador y luego enviar la nafta hacia el acumulador de la columna principal usando las bombas GA-37 A/B. (Uso de la línea del circuito de nafta de arranque).
9. Una vez que se hayan establecido todos los niveles, se podrá discontinuar el suministro de nafta.



I

## PUESTA EN MARCHA DEL COMPRESOR DE GAS HÚMEDO

Ver DLA-006

Nota I: El compresor de gas húmedo funciona con una turbina de vapor, por lo que será necesario poner en operación el sistema de condensación de vapor de la turbina, antes de la puesta en marcha del compresor de gas húmedo.

1. Aumentar el flujo de gas combustible que ingresa a la columna principal para formar una mayor concentración de gas combustible en el acumulador de la columna principal.
2. Colocar el controlador de presión ubicado en la línea de gas pobre que va al “flare” en un valor de 6.8 Kg/cm<sup>2</sup>. Esto ocasionará que la válvula de control de presión se cierre.
3. Verificar que las líneas de desfogue en la descarga de cada etapa del compresor se encuentren cerradas.
4. Abrir las válvulas de bloqueo en la succión de cada etapa del compresor. También abrir la válvula de descarga de la primera etapa del compresor.

Nota II: Poner el sistema de control anti-surge del compresor de gas húmedo en la posición de arranque.

5. Poner en funcionamiento el compresor de gas húmedo a mínima velocidad.
6. Poner en operación la bomba GA-31 para enviar el condensado que pueda acumularse en el tanque de succión de la primera etapa hacia el acumulador de la columna principal.
7. Abrir gradualmente la válvula de bloqueo ubicada en la descarga de la segunda etapa del compresor.
8. Abrir el flujo de LPG vaporizado al tanque de succión de la primera etapa del compresor de gas húmedo. (Uso de la línea de LPG vaporizado).

Nota III: El uso de LPG vaporizado deberá hacerse después de terminar el inventario del separador de C<sub>3</sub>'s (Etapa P).

9. Luego de introducir el LPG vaporizado se deberá aumentar la velocidad de la turbina del compresor para aumentar la presión de la descarga hasta un valor superior a los 6.8 Kg/cm<sup>2</sup>. Este valor de presión abrirá automáticamente la válvula de presión ubicada en la línea de gas pobre y comenzará a mandar la descarga de gas al “flare”.
10. Reducir el flujo de LPG vaporizado al mínimo necesario cuando el diferencial de presión entre el separador y el debutanizador se haya estabilizado.





J

### CALENTAMIENTO DEL SEPARADOR Y DEBUTANIZADOR

Ver DLA-008

1. Para el calentamiento del separador y debutanizador será necesario poner en funcionamiento el rehervidor auxiliar del separador. Abrir el flujo de vapor al rehervidor auxiliar del separador para calentar el inventario de nafta. (**Uso de la línea de vapor al rehervidor auxiliar del separador**).
2. Calentar los fondos del separador hasta una temperatura de 100 °C.
3. Reducir el flujo de vapor al rehervidor auxiliar hasta el mínimo necesario cuando se haya alcanzado la temperatura de 100 °C en los fondos del separador.
4. El flujo de nafta caliente al debutanizador provocará condensación en el acumulador del debutanizador. Cuando una cantidad importante de condensado comience a almacenarse en el acumulador del debutanizador, se deberán activar las bombas GA-38 A/B para iniciar el reflujo al debutanizador.

K

### TRANSFERENCIA DE CATALIZADOR

Ver DLA-001 y DLA-002

1. Ajustar el flujo de aire al Regenerador a los valores nominales de diseño.
2. Abrir el flujo de aire al fondo de la tolva de catalizador en equilibrio y a la línea de transporte de catalizador. Presurizar tanto la tolva como la línea hasta una presión de 0.7 Kgf/cm<sup>2</sup> superior a la presión del Regenerador.
3. Transferir catalizador hasta establecer un nivel ligeramente alto en el Regenerador, controlando manualmente la carga a través de la válvula ubicada en el fondo de la tolva.

Nota I: La adición de catalizador disminuirá la temperatura en el Regenerador.

4. Cuando la transferencia de catalizador se haya completado, se deberá cerrar la válvula ubicada en el fondo de la tolva.
5. Aumentar la temperatura en el Regenerador hasta el rango de los 600-650°C.

Nota II: Conforme se va calentando el inventario de catalizador se comenzarán a generar gases de combustión, los cuales empezarán a generar vapor en el enfriador de gases de combustión.

6. Permitir que aumente la presión de vapor en el enfriador de gases de combustión hasta los 20 Kgf/cm<sup>2</sup>, antes de comenzar a exportar vapor.



L

### CIRCULACIÓN DE CATALIZADOR AL REACTOR

Ver DLA-001

Nota I: Cuando la temperatura del Regenerador haya superado los 600°C, se podrá comenzar la circulación de catalizador.

1. Cerrar los puntos bajos ubicados en el Reactor y el "Riser".
2. Ajustar los flujos de vapor a las líneas de distribución del Reactor a los valores nominales de diseño.
3. Aumentar el flujo de vapor a la cámara del catalizador y a las líneas de atomización.

Nota II: Cuando los flujos de vapor hayan sido ajustados, se deberá comenzar inmediatamente la circulación de catalizador al Reactor para prevenir problemas de acumulación de condensado en el Reactor y "Riser".

4. Abrir poco a poco la válvula deslizante de catalizador regenerado.

Nota III: Conforme la circulación de catalizador se va estableciendo, la demanda de catalizador podría ir aumentando; en caso de ser requerido, se deberá transferir nuevamente catalizador al Regenerador.

5. Para permitir la circulación de catalizador entre el Reactor y el "Riser", se deberá abrir la válvula deslizante de la cámara de catalizador.
6. Cuando se haya establecido un buen flujo de catalizador entre el Reactor y el "Riser", se podrá empezar a regresar catalizador al Regenerador, abriendo poco a poco la válvula deslizante de catalizador gastado.
7. Aumentar el flujo de circulación de catalizador como sea necesario para calentar el Reactor a una tasa de 50 °C por hora hasta una temperatura de 495 °C.
8. Continuar el calentamiento del Regenerador hasta una temperatura de 675 °C.

Nota IV: Para calentar el Regenerador hasta los 675°C será necesario introducir aceite antorcha (gasóleo ligero) al Regenerador, sin embargo será necesario reestablecer la temperatura en el Regenerador a 650°C como mínimo antes de introducir aceite antorcha.

9. Introducir aceite antorcha al Regenerador para aumentar la temperatura del catalizador hasta los 675°C. Para hacer uso del aceite antorcha será necesario colocar el sistema de control en la posición de aceite antorcha, lo cual abrirá el flujo desde las bombas GA-11 A/B. hacia el Regenerador. (Uso de la línea de aceite antorcha) Ver DLA-003.
10. Suspender el suministro de aceite antorcha cuando la temperatura de 675 °C en



el Regenerador se haya logrado.

11. A medida que va aumentando la temperatura y el nivel del Reactor, será necesario ir ajustando el diferencial de presión entre el Regenerador y el Reactor a un valor positivo (0.6 Kgf/cm<sup>2</sup>).
12. Cuando un diferencial de presión positivo se haya establecido, será necesario colocar todos los controles del Reactor y Regenerador en automático.

**M**

### INVENTARIO DE SOSA CÁUSTICA

Ver DLA-009 y DLA-010

1. Cerrar todos los venteos y drenes de la sección de tratamiento cáustico.
2. Cerrar la línea de la parte inferior del extractor que va al calentador de sosa cáustica. Abrir la válvula de control de presión ubicada en el tubo vertical del separador de disulfuros.

Nota I: La sosa cáustica se usa con dos propósitos: extraer los mercaptanos y hacer un lavado para remover el ácido sulfúrico del LPG. Para cada operación, se utiliza una solución de sosa cáustica con diferente concentración, las cuales son preparadas en el tanque mezclador.

3. Preparar una solución 20° Baume de sosa cáustica en el tanque mezclador. Luego alienar las tuberías para enviar la solución hacia el oxidador, usando la bomba GA-51.
4. Cuando el oxidador esté lleno, comenzar a llenar la parte horizontal del separador de disulfuros hasta su nivel normal de operación.
5. Parar la operación de la bomba GA-51 cuando se haya alcanzado el nivel especificado en el separador de disulfuros.
6. Preparar una solución 10° Baume de sosa cáustica en el tanque mezclador y luego bombearla hacia el recipiente inferior del extractor, usando la bomba GA-54.
7. Parar la operación de la bomba GA-54 cuando se haya alcanzado un nivel normal en el recipiente inferior del extractor.
8. Una vez que ambas soluciones hayan sido alimentadas en la unidad, se podrá bombear sosa cáustica del separador de disulfuros hacia el extractor, usando las bombas GA-56 A/B.
9. Cuando un nivel comience a formarse en el extractor, se deberá abrir el flujo de la línea que va al calentador de sosa, permitiendo que la sosa cáustica fluya



hacia el oxidador.

10. Colocar en control automático la válvula de control de nivel del separador de disulfuros y extractor.

Nota II: Conforme la circulación se va efectuando, el sistema demandará más solución (20° Baume) para mantener los niveles en los equipos. Repetir el paso 3 para establecer una circulación adecuada de sosa cáustica.

11. Abrir el suministro de aire al oxidador y activar el control de presión del separador de disulfuros.
12. Comenzar la inyección de catalizador usando la bomba GA-55.
13. Abrir el flujo de vapor al calentador de sosa cáustica hasta alcanzar la temperatura de operación.

#### **N ALIMENTACIÓN DE LPG A LA SECCIÓN DE TRATAMIENTO CÁUSTICO**

Ver DLA-009

1. Llenar el tanque FA-55 con agua hasta su nivel normal de operación, usando la bomba GA-50.
2. Bombear suficiente amina hasta alcanzar un nivel normal en el absorbedor de amina.
3. Abrir lentamente el flujo de LPG al absorbedor de amina, permitiendo que el LPG fluya hacia el sedimentador y hasta el extractor. (Uso de la línea de suministro de LPG).
4. Comenzar el suministro de aceite de lavado al lavador de disulfuros y poner en operación su control de nivel.

Nota I: Realizar los ajustes operacionales necesarios para obtener el producto dentro de especificación.

5. Mientras la unidad FCC comienza a producir gas húmedo, el LPG que se trate en la sección de Tratamiento Cáustico se deberá enviar a almacenamiento.

#### **O ALIMENTACIÓN DE LPG A LA SECCIÓN DE RECUPERACIÓN DE PROPILENO**

Ver DLA-011

1. Cerrar todos los drenes y venteos de la sección de recuperación de propileno.
2. Cerrar la válvula de bloqueo ubicada en la línea de succión de la bomba de calor por compresión.



3. Cerrar la válvula de bloqueo ubicada en la línea de descarga de la bomba de calor por compresión.
4. Abrir el suministro de nitrógeno a través de la línea de succión de la bomba de calor por compresión. (Uso de la línea de suministro de nitrógeno).
5. Presionar con nitrógeno el cuerpo del compresor hasta la presión recomendada y luego aliviar la presión hacia el desfogue, ubicado en la línea de descarga del compresor. Repetir este paso hasta que el contenido de oxígeno en el cuerpo del compresor sea igual o menor a los valores permitidos.
6. Abrir el suministro de gas combustible para presionar los separadores: DA-61, DA-62 y el tanque FA- 62 hasta una presión de 6 Kg/cm<sup>2</sup>. (Uso de la línea de suministro de gas combustible).
7. Cuando se haya alcanzado la presión especificada, se deberá cerrar la línea de entrada al tanque FA-62.
8. Poner en operación el condensador EC-61 e iniciar el flujo de agua de enfriamiento a todos los intercambiadores de calor.
9. Aumentar la presión en ambos separadores hasta un valor ligeramente superior a la presión de entrada del LPG.
10. Cerrar la válvula de control de temperatura del separador de C<sub>3</sub>/C<sub>4</sub>.
11. Poco a poco abrir la línea de suministro de LPG para llenar el separador de C<sub>3</sub>/C<sub>4</sub>. (Uso de la línea de suministro de LPG).
12. Hacer los preparativos necesarios para circular LPG únicamente a través del rehervidor auxiliar.
13. Una vez que se alcance un nivel mínimo del 80% en el fondo del separador de C<sub>3</sub>/C<sub>4</sub>, se deberá abrir el flujo vapor al rehervidor auxiliar: EA-68 para hervir la carga de LPG. (Uso de la línea de vapor al rehervidor auxiliar del separador de C<sub>3</sub>/C<sub>4</sub>).

Nota I: El calentamiento de LPG comenzará a hervir la carga y a enviar LPG al tanque FA-61.

14. Cuando un nivel comience a formarse en el tanque FA-61, será necesario poner en operación las bombas GA-61 A/B para comenzar el refluo al separador de C<sub>3</sub>/C<sub>4</sub>.
15. Aumentar el flujo de vapor al rehervidor auxiliar, tanto como sea necesario hasta alcanzar el caudal normal de refluo en el separador de C<sub>3</sub>/C<sub>4</sub>.



P

### INVENTARIO DEL SEPARADOR DE C<sub>3</sub>'S

Ver DLA-011

1. Abrir la línea de entrada al tanque FA-62 y la línea de succión de la bomba de calor por compresión.
2. Abrir las válvulas de bloqueo ubicadas en las líneas especiales de llenado. (**Uso de las líneas de llenado**).
3. Cerrar la línea que alimenta a los secadores de propileno.
4. Comenzar a enviar LPG al separador de C<sub>3</sub>'s, abriendo lentamente la válvula de control de temperatura del separador de C<sub>3</sub>/C<sub>4</sub>.

Nota I: La circulación de LPG a través de las líneas de llenado, llevará carga tanto al separador de C<sub>3</sub>'s así como al tanque de succión del compresor.

5. Llenar el fondo del separador de C<sub>3</sub>'s hasta su nivel normal de operación.
6. Iniciar la operación de reflujo al separador de C<sub>3</sub>'s, usando las bombas GA-63 A/B.

Nota II: Una fracción del LPG comenzará a vaporizarse tanto en el separador de C<sub>3</sub>'s como en el tanque de succión del compresor, esto proporcionará una concentración de gas que servirá para poner en operación la bomba de calor por compresión.

7. Poner en operación a velocidad mínima la bomba de calor por compresión.
8. Conforme el fondo del separador de C<sub>3</sub>'s se va llenando, se deberá ir aumentando la presión de descarga del compresor hasta la presión de diseño.
9. Cuando la operación en ambos separadores se haya estabilizado con buenos flujos de circulación, se deberá cerrar la válvula de control de temperatura del separador de C<sub>3</sub>/C<sub>4</sub>.

Nota III: Mientras la sección de Reacción-Regeneración no comience a procesar (craquear) la carga de gasóleo, no se deberá abrir el flujo de LPG hacia los secadores.

10. Cargar con regenerante los secadores de propileno y comprobar el funcionamiento del sobrecalentador.

Q

### ALIMENTACIÓN AL "RISER"

Ver DLA-001

1. Ajustar el flujo de vapor en el domo del Reactor a la tasa de diseño.
2. Retirar la figura ocho ubicada en la línea de alimentación al "Riser".
3. Retirar las figuras ocho ubicadas en la línea de alimentación al absorbedor con



amina y en la línea de alimentación al separador de  $C_3/C_4$ .

- Colocar el sistema de control de alimentación al "Riser" en la posición de nafta de arranque. Esto abrirá el flujo de nafta desde las bombas GA-21 A/B hacia el "Riser". (Uso de la línea de nafta al "Riser") Ver DLA-005.

Nota I: La carga de nafta al "Riser" ocasionará una pérdida en el nivel del acumulador de la columna principal.

Nota II: La carga de nafta al "Riser" disminuirá la temperatura del catalizador en el Reactor.

- Abrir el flujo de nafta a través de la línea de suministro de nafta para restablecer el nivel en el acumulador de la columna principal y satisfacer los requerimientos de nafta en el "Riser".
- Introducir aceite antorcha al Regenerador para incrementar la temperatura del catalizador hasta los  $675^{\circ}\text{C}$ .

Nota III: El craqueo de la nafta en el "Riser" producirá en su mayoría, hidrocarburos de bajo peso molecular como los propanos y butanos, lo cual dotará de carga a las secciones Concentración de Gases, Tratamiento Cáustico y Recuperación de Propileno.

- Interrumpir el suministro de gas combustible y LPG a todas las secciones de la planta. Colocar las ciegas en cada una de estas líneas de suministro.
- Retirar los productos que se vayan generando en las secciones de Concentración de Gases y Recuperación de Propileno a través de las líneas de producto fuera de especificación.
- Conforme la temperatura en el Reactor vaya aumentando, se deberá ir reduciendo el flujo de nafta al "Riser". Cuando la temperatura del Reactor alcance los  $495^{\circ}\text{C}$ , colocar el sistema de control de alimentación al "Riser" en la posición normal para interrumpir el flujo de nafta al "Riser" y el flujo del gasóleo a través del Bypass.
- Cerrar la línea de suministro de nafta y colocar la ciega.
- Regular el flujo de gasóleo que entra al "Riser" de forma manual, permitiendo que el flujo aumente de forma paulatina.
- Abrir la línea de alimentación rápida ubicada en la descarga de las bombas GA-12 A/B/C. (Uso de la línea de alimentación rápida al "Riser") Ver DLA-003.

Nota IV: Habrá un retraso de 15-30 min en la producción de gasolina con respecto a la producción de gas húmedo.

- Cuando el nivel en el acumulador de la columna principal aumente será



indicativo de que la producción de gasolina ha comenzado. Suspender el flujo de gasóleo a través de la línea de alimentación rápida cuando esto suceda.

14. Retirar el producto de fondos que se vaya generando en la columna principal a través de la línea de producto fuera de especificación de slurry.
15. Lentamente comenzar a mandar gasóleo al “Riser” de forma normal, usando las bombas GA-11 A/B. Ir aumentando el flujo de gasóleo al “Riser” gradualmente.

## R

### ESTABILIZACIÓN DE LA OPERACIÓN

1. Abrir las válvulas de control de nivel ubicadas en el separador de nafta pesada y separador de aceite cíclico ligero.
2. Abrir las líneas de suministro de vapor en el separador de fondos, separador de nafta pesada y separador de aceite cíclico ligero.

Nota I: Los productos que se van generando al principio de la operación no cumplen con los valores especificados. Se deberán tomar muestras de los productos de forma continua a través de los puntos de muestreo para evaluar la calidad de los productos.

3. Retirar la nafta pesada que se vaya produciendo a través de la línea de producto fuera especificación, usando las bombas GA-17 A/B.
4. Retirar el aceite cíclico ligero que se vaya produciendo a través de la línea de producto fuera especificación, usando las bombas GA-16 A/B.
5. Retirar los productos que se vayan generando en la sección de Recuperación de Propileno a través de sus respectivas líneas de producto fuera de especificación.
6. Aumentar la presión de descarga en el compresor de gas húmedo hasta una presión de 16.1 Kg/cm<sup>2</sup>.
7. Aumentar la presión de la bomba de calor por compresión hasta una presión de 18.8 Kg/cm<sup>2</sup>.
8. Establecer los niveles normales en cada uno de los recipientes y establecer paulatinamente los flujos de diseño a través de todas las tuberías de la planta.
9. Conforme los niveles y flujos se van estableciendo deberán ponerse en operación todos los controles de la planta para trabajar de forma automática.

Nota II: Los últimos dos pasos puede resultar un tanto difícil de lograr por lo que requiere de la destreza del operador para llevarse a cabo.

10. Cuando las muestras de los productos indiquen que estos se encuentran dentro de especificación, se deberán cerrar las líneas de producto fuera de





especificación y comenzar a exportar el producto a almacenamiento.

11. Cuando el producto de ACL este dentro de especificación se podrá usar como aceite de lavado.



## 5.2 DESCRIPCIÓN DE LA SECUENCIA DE PARO NORMAL

A continuación se describe la secuencia de paro normal de la planta FCC, de la misma forma en que se describió el arranque.

Etapa	Acciones
<b>A</b>	<p style="text-align: center;"><b>REDUCCIÓN DE LA ALIMENTACIÓN AL “RISER”</b></p> <p style="text-align: center;"><b>Ver DLA-001</b></p> <ol style="list-style-type: none"><li>1. Abrir el suministro de aire a la tolva de catalizador en equilibrio y medir el nivel de catalizador.</li><li>2. Alinear la línea de descarga de catalizador hacia la tolva de catalizador en equilibrio.</li><li>3. Poner en operación manual el sistema de alimentación de catalizador. Luego comenzar a descargar el catalizador del Regenerador, reduciendo gradualmente el nivel de catalizador en el Reactor.</li><li>4. Comenzar a reducir gradualmente el flujo de alimentación al “Riser”.</li><li>5. Conforme se va reduciendo el flujo de alimentación al “Riser”, se deberá ir aumentando el flujo de vapor de atomización de acuerdo a los requerimientos de paro de planta.</li><li>6. Conforme se va reduciendo el flujo de alimentación al “Riser”, la producción de vapor en el enfriador de gases de combustión ira reduciendo también. Es necesario compensar esta reducción en la generación de vapor, suministrando vapor de otras fuentes.</li><li>7. Conforme se va reduciendo el flujo de alimentación al “Riser” se deberá reducir también el flujo de aire hacia el Regenerador.</li><li>8. Cambiar la fuente de aceite de lavado a gasóleo. Enviar un leve flujo de gasóleo desde las bombas GA-11 A/B hacia el cabezal principal de aceite de lavado. <b>(Uso de la línea de lavado).</b></li></ol>
<b>B</b>	<p style="text-align: center;"><b>REDUCCIÓN DEL INVENTARIO EN LA COLUMNA PRINCIPAL</b></p> <p style="text-align: center;"><b>Ver DLA-003 y DLA-004</b></p> <ol style="list-style-type: none"><li>1. Mientras se va reduciendo la alimentación al “Riser”, la calidad de los productos empezará a decaer. Cuando esto suceda se deberán abrir todas las líneas de</li></ol>



producto fuera de especificación y comenzar a retirar los productos de la planta a través de estas líneas.

2. Reducir los flujos de nafta pesada y aceite cíclico ligero que van hacia los separadores. Esto convertirá los fondos de la columna principal en un corte más ligero, ayudando a la limpieza de la unidad.

Nota I: La reducción de alimentación al “Riser” y el retiro de producto a través de las líneas de producto fuera de especificación, disminuirá el nivel en el fondo de la columna principal.

3. Mantener el nivel de los fondos de la columna principal en un rango de 20-30%. Controlar el nivel mediante el retiro de “slurry” hacia el almacenamiento.
4. Parar la operación en todos los aerofriadores de la planta (excepto el EC-33). No obstante se deberá tratar de mantener las temperaturas de diseño en todas las corrientes de proceso. Aumentar el flujo de agua de enfriamiento a los intercambiadores de calor para lograr este propósito.
5. Reducir la temperatura de precalentamiento de gasóleo. Reduciendo los flujos calientes (“slurry” y ACL) que pasan a través de los intercambiadores del circuito de precalentamiento.
6. La reducción de alimentación al “Riser” disminuirá la producción de gas húmedo y la presión dentro de la columna principal. Para mantener la presión dentro de la columna principal, se deberá abrir el suministro de gas combustible a través de la línea de salida de gas del separador de ACL. (Uso de la línea de suministro de gas combustible).

## **C DISMINUCIÓN DEL INVENTARIO DE HIDROCARBURO LÍQUIDO EN LA SECCIÓN DE CONCENTRACIÓN DE GASES**

Ver DLA-006, DLA-007 y DLA-008

1. Parar la operación en las bombas del absorbedor secundario (GA-36 A/B).
2. Dejar de enviar ACL hacia la sección de Concentración de Gases mediante el paro de las bombas de circulación de ACL (GA-15 A/B).
3. Vaciar el absorbedor secundario, enviando el hidrocarburo líquido hacia la columna principal.
4. Cortar el suministro de agua de enfriamiento a los intercambiadores de la sección de Concentración de Gases.
5. Reducir el flujo de gasolina no estabilizada que se envía al absorbedor primario



mediante las bombas GA-21 A/B.

6. Conforme se va reduciendo el flujo de gasolina no estabilizada al absorbedor primario, se deberá ir aumentando la tasa de reflujo a la columna principal.
7. Cerrar el flujo de producto (nafta ligera) que sale del fondo del debutanizador hacia el absorbedor primario y abrir el flujo a través de la línea del circuito de nafta. (Uso de la línea del circuito de nafta).
8. En esta etapa la circulación de gasolina entre el separador y el debutanizador podría no efectuarse correctamente. **a)** Abrir el suministro de gas combustible si el diferencial de presión es mayor a 2 Kgf/cm<sup>2</sup>. (Uso de la línea de suministro de gas combustible) **b)** Abrir la línea de desfogue del debutanizador si la presión en el debutanizador es superior a la del separador.
9. Poner en operación de reflujo total el debutanizador, bloqueando el envío de LPG al absorbedor con amina.

## D

### PARO EN LA SECCIÓN DE TRATAMIENTO CÁUSTICO

Ver DLA-009 y DLA-010

Nota I: Conforme se va reduciendo el flujo de gasolina no estabilizada a la sección de concentración de gases, la producción de LPG comenzará a reducirse también.

1. Suspender la inyección de sosa cáustica utilizada para el prelavado (parar la operación de la bomba GA-54)
2. Remover todo el LPG de la sección de Tratamiento Cáustico hacia la línea de almacenamiento.
3. Cuando se haya retirado todo el LPG de la sección de Tratamiento Cáustico, se deberá parar la operación en la bomba de producto de LPG (GA-49 A/B).
4. Suspender el flujo de agua de lavado en toda la sección de Tratamiento Cáustico.
5. Colocar la figura ocho ubicada en la línea de alimentación al absorbedor con amina.
6. Interrumpir el flujo de aire al oxidador.
7. Suspender el suministro de vapor al calentador de sosa cáustica.
8. Suspender el suministro de aceite de lavado (nafta) al lavador de disulfuros.
9. Apagar los controles de nivel en el separador de disulfuros y bloquear la entrada al filtro de disulfuros.
10. Cerrar la válvula de control de flujo de la bomba GA-56 A/B.



11. Para retirar el inventario de sosa cáustica, será necesario abrir la línea de drenaje del lavador de disulfuros.
12. Cerrar la válvula de control de flujo ubicada en la línea que alimenta sosa cáustica al extractor.
13. Vaciar el extractor, enviando toda la sosa cáustica hacia el oxidador y hasta el separador de disulfuros.
14. Usando la bomba GA-56 A/B, enviar toda la sosa cáustica hacia el lavador de disulfuros. Vaciar el lavador de disulfuros, retirando la sosa cáustica a través de la línea de drenaje cerrado.

Nota II: Cuando se haya retirado toda la sosa cáustica, es importante llevar a cabo un lavado químico en esta sección antes de introducir vapor.

**E**

**PARO EN LA SECCIÓN DE RECUPERACIÓN DE PROPILENO**

Ver DLA-011 y DLA-012

1. Cuando se deje de recibir LPG de la sección de Tratamiento Cáustico, se deberá colocar la figura ocho ubicada en la línea de alimentación al separador de  $C_3/C_4$ .
2. Cerrar la válvula de control de flujo ubicada en la línea que alimenta a los secadores de propileno.
3. Cerrar la válvula de control de temperatura ubicada en la línea que alimenta al separador de  $C_3$ 's.
4. Suspender el flujo de LPG al rehervidor del separador de  $C_3/C_4$ .
5. Enviar el LPG del tanque FA-61 hacia el separador de  $C_3/C_4$ , usando la bomba GA-61 A/B. Parar la operación de la bomba GA-61 A/B cuando el tanque FA-61 se haya vaciado.
6. Continuar retirando los productos de ambos separadores a través de las líneas de producto fuera de especificación.
7. Suspender el suministro de vapor al vaporizador del regenerante y apagar el sistema eléctrico del sobrecalentador de regenerante.
8. Parar la operación en la bomba de calor por compresión.
9. Cerrar la succión y descarga de la bomba de calor por compresión. Luego abrir la línea de suministro de nitrógeno para liberar de hidrocarburos el cuerpo del compresor. (Uso de la línea de suministro de nitrógeno).
10. Enviar todo el líquido del tanque de succión FA-62 hacia el separador de  $C_3$ 's, usando la bomba GA-63 A/B. Parar la operación de la bomba GA-63 A/B cuando



el tanque de succión FA-62 se haya vaciado.

11. Abrir las líneas de desfogue en ambos separadores para liberar los gases hacia el "flare".
12. Parar la operación de la bomba de propano producto (GA-62 A/B) cuando se haya vaciado el separador de C<sub>3</sub>'s.
13. Suspender el suministro de agua de enfriamiento a todos los intercambiadores de la sección de Recuperación de Propileno.

## F

### PARO DEL COMPRESOR DE GAS HÚMEDO

Ver DLA-006

1. Conforme se va reduciendo la alimentación al "Riser", será necesario ir disminuyendo la velocidad en la turbina del compresor de gas húmedo hasta la mínima permitida.
2. Permitir que el compresor de gas húmedo opere a mínima velocidad durante un tiempo.
3. Abrir el desfogue ubicado en la línea de gas húmedo para comenzar a enviar los gases hacia el "flare".
4. Parar la operación del compresor de gas húmedo. Luego cerrar la succión y descarga en ambas etapas del compresor de gas húmedo.
5. Apagar el sistema de condensación de vapor de la turbina.
6. Para liberar de hidrocarburos el cuerpo del compresor de gas húmedo, será necesario abrir las líneas de suministro de nitrógeno y liberar los gases hacia el "flare". (Uso de la línea de suministro de nitrógeno).
7. Suspender la inyección de agua al sistema inter-eta del compresor de gas húmedo.
8. Enviar el líquido del tanque de succión FA-31 hacia el acumulador de la columna principal.
9. Enviar el líquido del tanque de succión FA-33 hacia los condensadores del RAP.
10. Liberar los hidrocarburos gaseosos de los tanques de succión FA-31 y FA-33 hacia el "flare".



**G**

**INTERRUPCIÓN DE ALIMENTACIÓN AL “RISER”**

Ver DLA-001 y DLA-003

Nota I: Cuando la operación en la columna principal comience a ser inestable, se deberá interrumpir la alimentación al “Riser”.

1. Colocar la válvula deslizante de catalizador regenerado en control manual.
2. Cerrar la válvula deslizante de la cámara del catalizador.
3. Aumentar el flujo de vapor a la cámara del catalizador de acuerdo a los requerimientos de paro de planta.
4. Colocar el sistema de control de alimentación al “Riser” en la posición de parada normal. Esto abrirá el flujo de gasóleo a través del Bypass hacia la columna principal. (Uso del bypass “Riser”-columna principal).
5. Colocar la figura ocho ubicada en la línea de alimentación al “Riser”.
6. Poner en operación el calentador de aire a fuego directo para mantener una temperatura aproximada de 585°C en el Regenerador.
7. Reducir el diferencial de presión entre el Regenerador y el Reactor hasta un valor ligeramente negativo. Utilizar el controlador de presión diferencial del Regenerador para este propósito.
8. Las bombas de alimentación de gasóleo deberán seguir trabajando para ayudar a limpiar los fondos de la columna principal.

Nota II: La interrupción de alimentación al “Riser”, deberá llevarse a cabo conjuntamente con el paro de las otras secciones de la unidad FCC.

**H**

**RETIRO DE HIDROCARBUROS EN LA SECCIÓN DE FRACCIONAMIENTO**

Ver DLA-003, DLA-004 y DLA-005

1. Después de interrumpir la alimentación al “Riser”, la temperatura en la columna comenzará a decaer bruscamente. Descontinuar los flujos de nafta pesada y aceite cíclico ligero a los separadores laterales.
2. Parar la operación en las bombas de circulación de nafta pesada y aceite cíclico ligero.
3. Suspender el flujo de gasolina no estabilizada al absorbedor primario.
4. Bombear todo el líquido del acumulador FA-12 hacia la columna principal.
5. Suspender el servicio de agua de enfriamiento a los intercambiadores de esta sección.



6. Abrir la línea de reciclo al "Riser" para ayudar a lavar el fondo de la columna principal. (Uso de la línea de reciclo al "Riser").
7. Descontinuar la fuente de gasóleo como aceite de lavado y parar la operación en las bombas de alimentación de gasóleo.
8. Retirar todo el líquido de la columna principal hacia la línea de producto fuera de especificación de slurry.
9. Liberar los gases de la columna principal a través del desfogue ubicado en la línea de gas húmedo.

I

### DESCARGA DE CATALIZADOR

Ver DLA-001 y DLA-002

1. Abrir la válvula deslizante de catalizador recirculante.
2. Reducir la temperatura del calentador de aire a razón de 50° por hora.
3. Cerrar la válvula de catalizador regenerado y continuar retirando el catalizador del Reactor.

Nota I: Cuando el diferencial de presión de la válvula deslizante de catalizador gastado sea igual al diferencial de presión entre el Regenerador y el Reactor, será indicativo de que se ha removido todo el catalizador del Reactor.

4. Cerrar la válvula deslizante de catalizador gastado cuando se haya removido todo el catalizador del Reactor.
5. Continuar con el flujo de vapor a través de las líneas de distribución y las líneas de atomización. Abrir los puntos bajos del Reactor y el "Riser" para comenzar a drenar el condensado generado.
6. También se deberán abrir los venteos del Reactor y comenzar la purga en el Reactor.
7. Cuando la diferencia entre la temperatura de salida del soplador de aire y el calentador de aire sea igual o menor a 30°C, se deberá dejar de operar el calentador de aire.

Nota I: Para remover todo el catalizador del Regenerador podría ser necesario activar el sistema de vacío en las líneas de catalizador.

8. Cuando todo el catalizador haya sido removido del Regenerador, se deberá apagar el soplador de aire principal y dejar que el Regenerador se enfríe.





J

## LAVADO DE LAS INSTALACIONES

Nota I: Antes de comenzar a lavar las instalaciones será necesario liberar la unidad FCC de cualquier tipo de hidrocarburo, ya sea líquido o gaseoso.

1. Abrir los puntos altos en todos los acumuladores, tanques, columnas y separadores de la unidad FCC.
2. Llenar el acumulador de la columna principal con agua.

Nota II: Un solo inventario de agua en el acumulador de la columna principal no será suficiente para establecer buenos niveles y flujos de circulación en los circuitos de la planta, por lo que deberá suministrarse tanta agua como sea necesaria para lavar adecuadamente las instalaciones.

Nota III: A continuación se describe de forma general el procedimiento de lavado tanto de las secciones de Fraccionamiento y Concentración de Gases. El lavado en las secciones de Tratamiento Cáustico y Recuperación de Propileno se lleva a cabo de forma similar a la descrita a continuación.

3. Comenzar a operar las bombas de reflujo a la columna principal.
4. Tan pronto se establezca un buen nivel en el fondo de la columna principal, se deberá comenzar circular agua a través de todas las líneas del circuito de fondos.
5. Conectar una línea de agua a las bombas de circulación de nafta pesada para lavar las líneas e intercambiadores de este circuito.
6. Cuando se haya concluido el lavado del circuito de nafta pesada, se podrá comenzar a lavar el separador de nafta pesada usando el inventario del plato de acumulación de nafta pesada.
7. Conectar una línea de agua a las bombas de circulación de aceite cíclico ligero para lavar el absorbedor secundario y los intercambiadores de este circuito.
8. Cuando se haya concluido el lavado del circuito de ACL, se podrá comenzar a lavar el separador de ACL usando el inventario del plato de acumulación de ACL.
9. Usando el inventario del plato de acumulación de ACP comenzar a circular agua a través del circuito de ACP.
10. Después de que se hayan establecido buenos flujos de circulación a través de todo el circuito de fondos, se deberá empezar a circular agua al absorbedor primario, usando las bombas de gasolina no estabilizada.



11. Cuando se haya establecido un buen nivel en el absorbedor primario, se deberá poner en operación la bomba GA-34 A/B y comenzar a enviar el agua hacia el receptor de alta presión.
12. Llenar el tanque FA-32 con agua y poner en operación la bomba GA-32 para enviar el agua al tanque de succión inter-etapa. Luego que se haya formado un buen nivel en el fondo del tanque inter-etapa, será necesario poner en operación la bomba GA-33 para mandar el agua hacia el receptor de alta presión.
13. Cuando un buen nivel comience a formarse en el receptor de alta presión, se deberá poner en operación la bomba GA-33 A/B y empezar a circular agua hacia el separador hasta llegar al debutanizador.
14. Llenar el acumulador del debutanizador con agua y poner en operación la bomba GA-38 A/B para lavar la parte superior del debutanizador.

Nota III: El lavado de las instalaciones se considera terminado después de circular el agua por un aproximado de doce horas.

15. Remover el agua a través de la pierna del acumulador de la columna principal y las líneas de drenaje.

Nota IV: Antes de que entre el personal a los equipos se deberá llevar a cabo una purga con vapor de agua (**ver la Etapa A de la Secuencia de Arranque**).



## CAPITULO 6 - ANÁLISIS DE LAS LÍNEAS DE ARRANQUE Y PARO DE LA PLANTA FCC

El análisis de las líneas de arranque se realizó para cada una de las dieciséis líneas enlistadas en el capítulo cuatro y en el orden que ahí se presenta (**¡Error! o se encuentra el origen de la referencia.**). El orden de las líneas se hizo de acuerdo a como se van presentando éstas en la secuencia de arranque descrita en el capítulo cinco.

A continuación se presentan las preguntas que se responden en el análisis y se da una breve explicación de lo que pretende responder al realizar estas preguntas.

**¿Para qué se utiliza la línea de arranque?** Describe de forma breve el propósito por el cuál la línea de arranque fue instalada o dicho de otra forma, lo que se busca o pretende lograr con el uso de esta línea de arranque.

**¿De dónde proviene la línea?** Indica la procedencia de la línea, es decir si se origina en la planta o proviene de fuera de límites de batería.

**¿En dónde se instala la línea?** Señala el(los) equipo(s) en que se instala la línea.

**¿Cuándo se deja de suministrar un fluido?** Hace referencia al momento en que se deja de alimentar un fluido (por ejemplo: LPG, nafta, diesel).

**¿Qué sucede con el fluido que se suministra?** Aquí se explica lo que ocurre con las alimentaciones (LPG, diesel, nafta, gas combustible, gasóleo), que se suministran a la planta durante la fase de arranque.

**¿Por qué se usa un fluido en particular y no otro?** Explica porque se alimenta un fluido en particular y no otro. Aquí también se muestran tablas comparativas con las ventajas y desventajas de alimentar uno u otro fluido.

## 6.1 LÍNEA DE SUMINISTRO DE GAS COMBUSTIBLE

¿Para qué se suministra gas combustible? El gas combustible se utiliza en el arranque para presionar la columna principal en la Sección de Fraccionamiento, además de los separadores y recipientes en las secciones de Concentración de Gases y Recuperación de Propileno, con esto se previene la formación de vacío dentro de los equipos. También se utiliza el gas combustible como alimentación para poner en operación el compresor de gas húmedo.

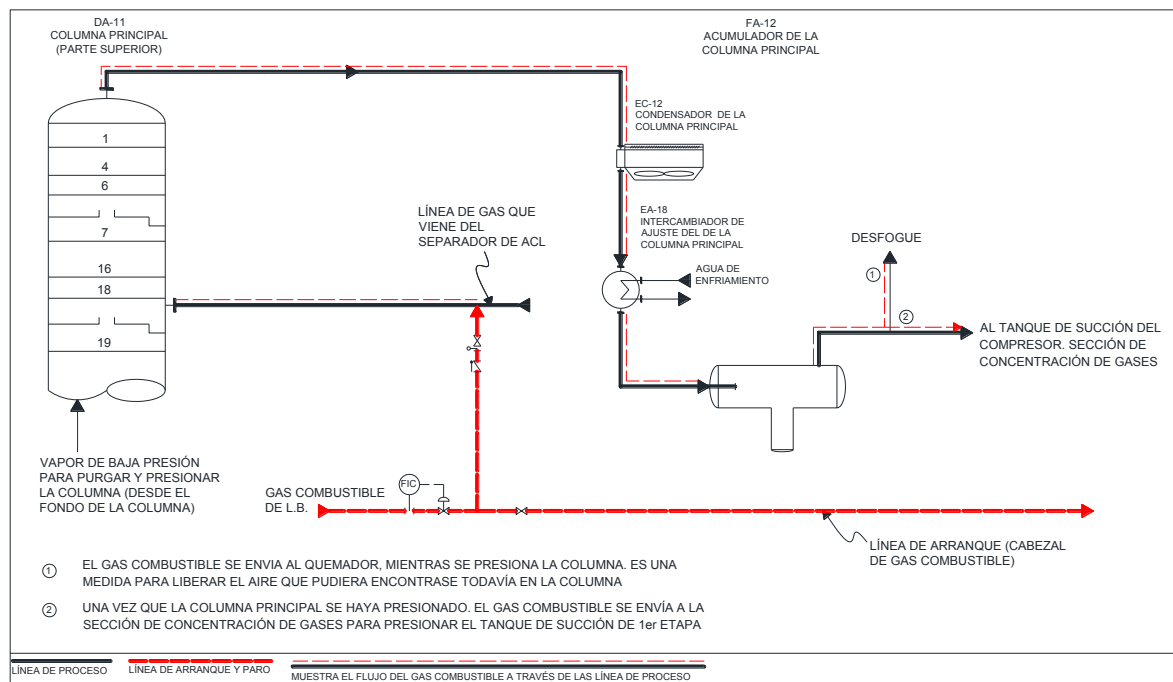


Figura 19 Línea de suministro de gas combustible.

¿De dónde proviene el gas combustible que se suministra? El gas combustible o también llamado gas de refinería es un subproducto muy común en las refinerías, este se obtiene de las plantas de separación de gases, reformado catalítico, hidrotratamiento, entre otras. La mayor parte del gas combustible que se genera en estas plantas se envía al “flare”, este gas también se encuentra disponible para su uso dentro de la refinería, ya sea como combustible, alimentación ó presurización de los equipos (ver Figura 19).



**¿En dónde se suministra el gas combustible?** La planta cuenta con cuatro líneas de suministro de gas combustible, cada una cumple diferentes propósitos en distintas secciones de la planta (ver Tabla H).

	<b>Lugar donde se encuentran las líneas de suministro de gas combustible</b>	<b>Propósito que tiene instalar la línea de gas combustible en ese lugar</b>
<b>1</b>	Línea de salida de vapor del separador de ACL (DA-14) que entra al plato 18 de la columna principal. <i>Ver DLA-004.</i>	Presionar la columna principal y proporcionar carga al compresor de gas húmedo para iniciar su operación.
<b>2</b>	Línea de descarga de la segunda etapa del compresor de gas húmedo. <i>Ver DLA-005.</i>	Presionar los siguientes equipos de la Sección de Concentración de Gases: FA-34, DA-31 y DA-32.
<b>3</b>	El bypass del acumulador del debutanizador (FA-37). <i>Ver DLA-008.</i>	Presionar los siguientes equipos de la Sección de Concentración de Gases: FA-37, DA-34 y DA-35.
<b>4</b>	El bypass del acumulador del separador de C <sub>3</sub> /C <sub>4</sub> (FA-61). <i>Ver DLA-011.</i>	Presionar los siguientes equipos de la Sección de Recuperación de Propileno: FA-61, FA-62, DA-61 y DA-62.

*Tabla H Ubicación y propósito de las líneas de suministro de gas combustible.*

**¿Qué sucede con el gas combustible que se suministra?** El suministro de gas combustible no se suspende sino hasta que comienza la producción de gas húmedo, mientras esto sucede el gas combustible es enviado a través de las líneas de desfogue hacia el “flare” para su quema. Cuando el flujo de gas combustible es constante, se vuelve vital liberar el gas combustible hacia el desfogue para evitar problemas de sobrepresión en los equipos y tuberías.

**¿Por qué gas combustible para presurizar los equipos y no otro fluido?** En la siguiente tabla se muestra una comparativa entre cuatro posibles alternativas (incluido el gas combustible) a utilizar para cumplir los propósitos que cumple el gas combustible en el arranque.



	Desventajas	Ventajas	
<b>Gas combustible</b>	Ninguna	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Es un subproducto de las refinерías, por lo que se tiene una amplia disposición dentro de ella.</li> <li>- Al producirse dentro de las refinерías, su transporte no representa gran costo.</li> </ul>	
<b>LPG</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- El LPG es un gas licuado a presión, por lo que tendría que despresurizarse antes de utilizarse para presionar los equipos.</li> <li>- El LPG es un producto que se vende, por lo que su uso está limitado.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- El LPG tiene un peso molecular similar al del gas húmedo con el que trabaja normalmente el compresor de gas húmedo.</li> </ul>	X
<b>Nitrógeno</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- No se produce dentro de una Refinería.</li> <li>- El nitrógeno que se utiliza en las refinерías se compra, por lo que implicaría un costo extra sí se quiere utilizar.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Al ser un gas inerte, este no afecta a las corrientes de proceso.</li> </ul>	X
<b>Vapor de agua</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- La generación de vapor implica un costo.</li> <li>- El vapor generaría acumulación de condensado en equipos y tuberías, lo cual es indeseable.</li> </ul>	Ninguna.	X

Tabla 1. Ventajas y desventajas del uso de gas combustible.

## 6.2 LÍNEA DE LAVADO

**¿Para qué se utiliza la línea de lavado?** Esta línea suministra gasóleo al cabezal principal de aceite de lavado y se utiliza para lavar la columna principal, además de las tuberías y equipos del circuito de fondos, con esto se logra remover los residuos de hidrocarburos adheridos en los equipos; sin embargo *esta limpieza sólo se hace cuando la planta ha sido parada anteriormente*, ya que en el primer arranque de la planta no hay residuos de hidrocarburos en los equipos. La línea de lavado también lleva gasóleo (como aceite lubricante) a las bombas de circulación



de fondos (GA-12 A/B/C) e introduce gasóleo (como aceite antorcha) al Regenerador para aumentar la temperatura del catalizador hasta 675°C (ver Figura 20).

**¿De dónde proviene el gasóleo que se utiliza en la línea de lavado?** El gasóleo que se usa en la línea de lavado esta hidrotratado y envía desde la bomba de alimentación de gasóleo (GA-11 A/B). [Ver DLA-003](#).

**¿Por qué se utiliza gasóleo en la línea de lavado y no otro fluido?** En la siguiente tabla se muestra una comparativa entre tres posibles alternativas (incluido el gasóleo hidrotratado) a utilizar en la línea de lavado para cumplir los propósitos que cumple el gasóleo en el arranque.

	<b>Desventajas</b>	<b>Ventajas</b>	
<b>Diesel</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- No puede utilizarse como aceite antorcha en el Regenerador porque no aumentaría la temperatura del catalizador.</li> <li>- El diesel es más valioso que el gasóleo, así que sería un mayor desperdicio al utilizarlo para lavar la columna principal y el circuito de fondos.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Puede utilizarse como aceite lubricante para las bombas de circulación de fondos (GA-12 A/B/C).</li> </ul>	x
<b>Gasóleo sin hidrotratar</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Al quemarse en el Regenerador habrá una mayor producción de contaminantes, principalmente óxidos de azufre.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Funciona bien para aumentar la temperatura del catalizador en el Regenerador.</li> </ul>	X
<b>Gasóleo hidrotratado</b>	Ninguna.	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Funciona bien para aumentar la temperatura del catalizador en el Regenerador.</li> </ul>	

Tabla J Ventajas y desventajas del uso de gasóleo en la línea de lavado.

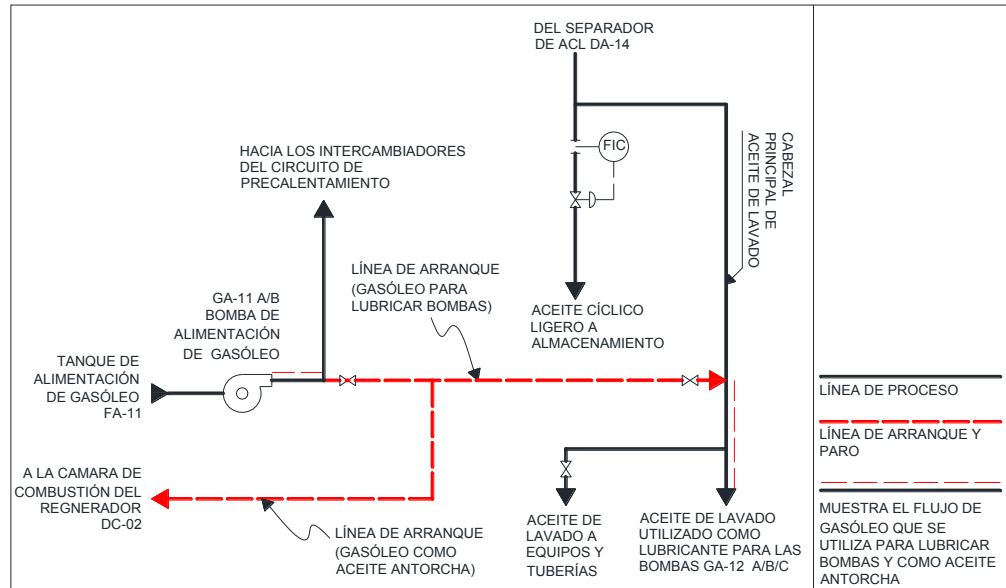


Figura 20 Línea de lavado y cabezal de distribución hacia diferentes requerimientos.

### 6.3 BYPASS “RISER”-COLUMNA PRINCIPAL

¿Para qué se utiliza el Bypass “Riser”-Columna Principal? Se usa para desviar el flujo de gasóleo que alimenta al “Riser” hacia la columna principal. Esto permite construir un nivel de gasóleo en la columna principal (ver Figura 21).

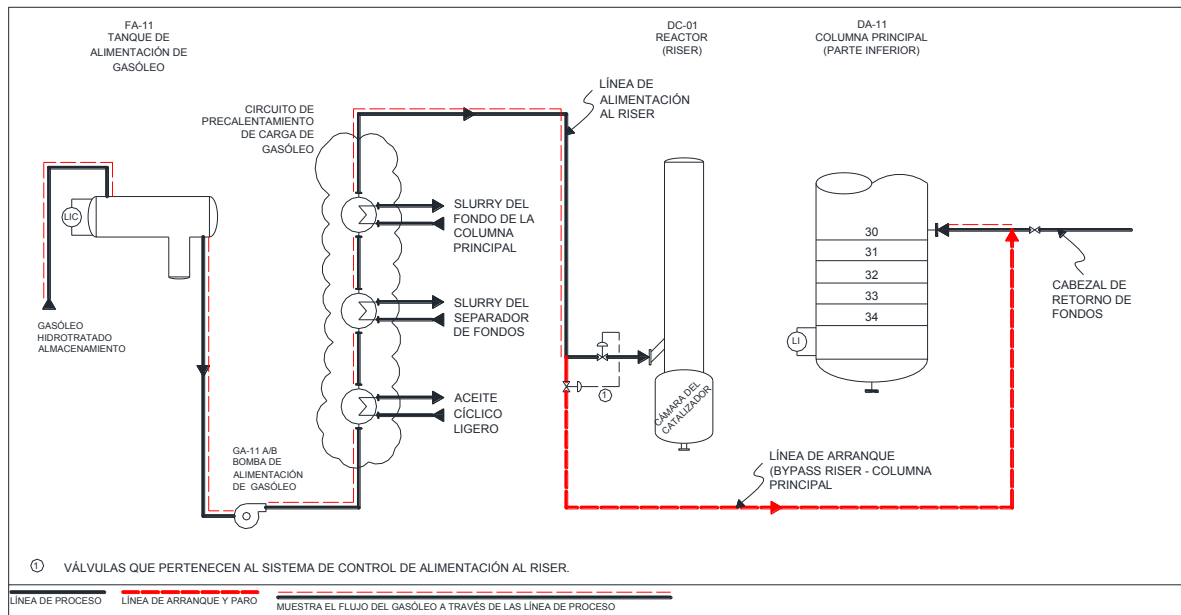


Figura 21 Bypass “Riser”-columna principal.





¿De dónde sale el bypass? De la línea de alimentación al “Riser”. Ver DLA-001.

¿En dónde se introduce la línea de reciclo al “Riser”? Se introduce en el cabezal de fondos que entre al plato 30 de la columna principal. Ver DLA-003.

## 6.4 LÍNEA DE SUMINISTRO DE VAPOR A LOS GENERADORES (EA-14 A/B)

¿Para qué se suministra vapor a los generadores (EA-14 A/B)? El vapor se utiliza para calentar el gasóleo, este a su vez se aprovecha para calentar la columna principal y las corrientes de nafta y diesel que circulan dentro de ella. También sirve para eliminar el agua que pudiera haber quedado dentro de la columna y en las tuberías del circuito de fondos (ver Figura 22).

¿De dónde proviene el vapor que se suministra a los generadores (EA-14 A/B)? El vapor que se utiliza es de media presión a las siguientes condiciones: 240°C y 6 Kg/cm<sup>2</sup>, este proviene de la planta de servicios auxiliares que esta fuera de L.B. Ver DLA-003.

¿Cuándo se deja de suministrar vapor a los generadores (EA-14 A/B)? Antes de alimentar gasóleo al “Riser” se deberá suspender el flujo de vapor a uno de los generadores y llenarlo con agua para servicio de caldera. Cuando la alimentación al “Riser” sea únicamente gasóleo, se deberá suspender el flujo de vapor al segundo generador y comenzar a circular agua a ambos generadores de vapor.

¿Por qué se utiliza vapor de media presión para calentar el gasóleo? El propósito del vapor es calentar el gasóleo hasta una temperatura cercana a la de precalentamiento (246°C). Para alcanzar la temperatura de precalentamiento puede utilizarse vapor de alta presión, sin embargo los generadores de vapor no están diseñados para manejar vapor de alta presión. Tampoco se utiliza vapor de baja presión, ya que no se llegaría a la temperatura requerida.

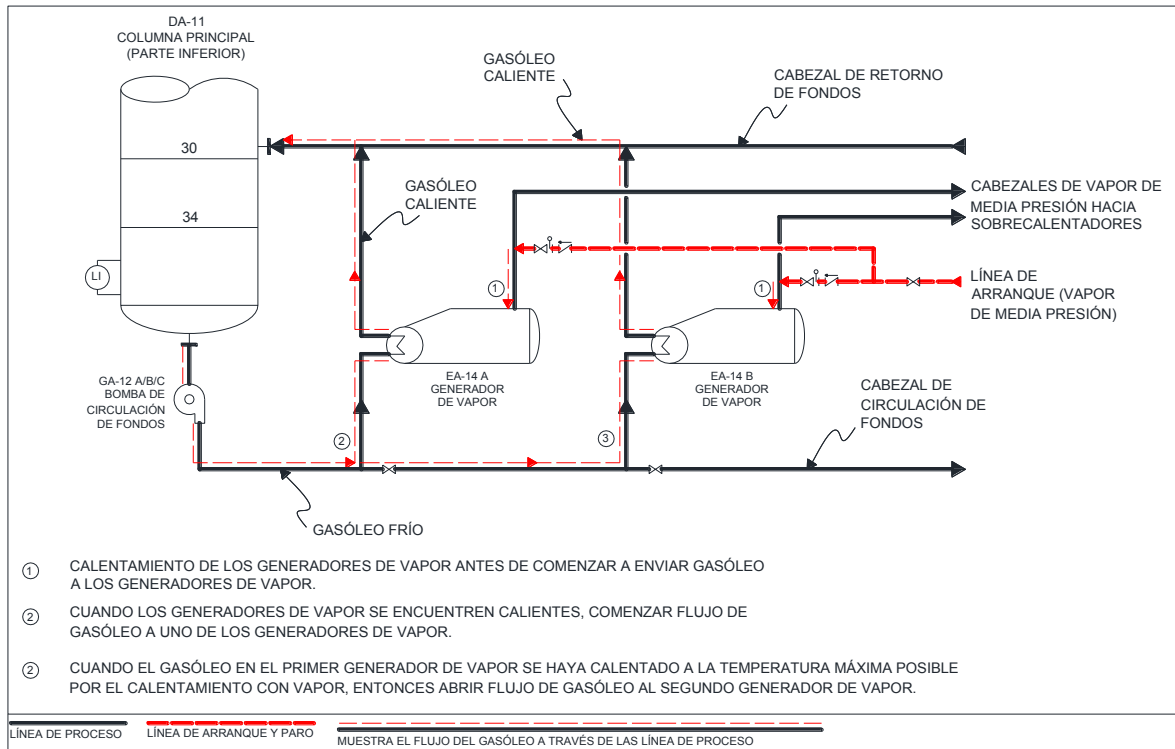


Figura 22 Línea de suministro de vapor de media presión.

## 6.5 LÍNEA DE RECICLO AL “RISER”

¿Para qué se utiliza la línea de reciclo al “Riser”? La línea de reciclo desvía un leve flujo de gasóleo hacia el bypass del “Riser”, logrando conservar la temperatura del gasóleo y evitando el enfriamiento excesivo en el fondo de la columna principal (ver Figura 23).

¿De dónde sale la línea de reciclo al “Riser”? De la descarga de la bomba de alimentación de gasóleo (GA-11 A/B). Ver DLA-003.

¿En dónde se introduce la línea de reciclo al “Riser”? Se introduce en el bypass “Riser”-columna principal. Ver DLA-003.

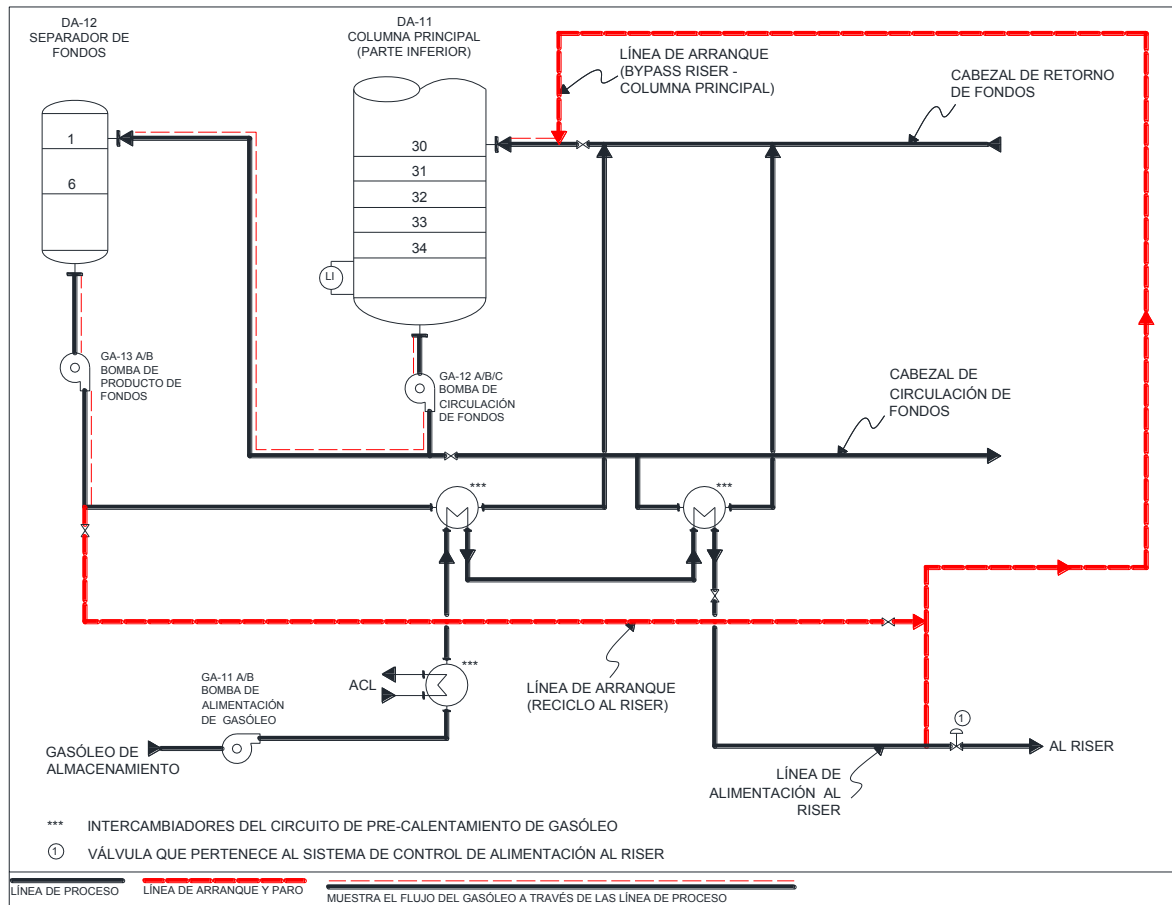


Figura 23 Línea de reciclo al "Riser".

## 6.6 LÍNEA DE SUMINISTRO DE DIESEL

**¿Para qué se utiliza a línea de suministro de diesel?** El diesel se suministra para establecer una circulación de aceite en los circuitos de ACL y ACP. La circulación de diesel también ayuda a eliminar el agua las tuberías de los circuitos de ACL y ACP (ver Figura 25).

**¿De dónde proviene el diesel que se suministra?** El diesel que se utiliza no está hidrotratado y proviene de la panta de destilación atmosférica. Introducir diesel sin hidrotratar no representa ningún problema, ya que el ACL que se produce normalmente en la FCC también contiene impurezas (compuestos de azufre).

¿En dónde se suministra el diesel? La línea de suministro de diesel se ubica en la línea de retorno de ACL que entra al plato 16 de la columna principal. Ver DLA-004.

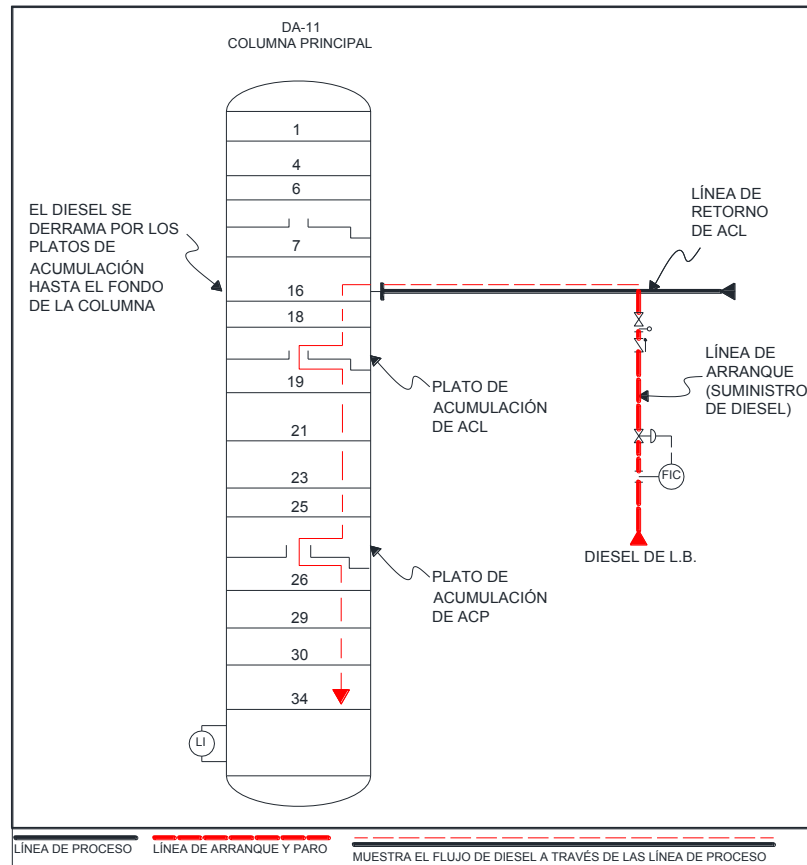


Figura 24 Línea de suministro de diesel.

¿Cuándo se deja de suministrar diesel a la columna principal? El suministro de diesel se suspende cuando se ha establecido la circulación en ambos circuitos (ACL, ACP) y los flujos de retorno a la columna principal son los adecuados para mantener el inventario de diesel dentro de la columna principal.

¿Qué sucede con el diesel que se suministra? Cuando la planta comience a producir hidrocarburo líquido como resultado del craqueo, el diesel circulante empezará a retirarse a través de la línea de producto fuera de especificación de ACL. Ver DLA-004.

¿Por qué se utiliza diesel en los circuitos de ACL y ACP y no otro fluido? Se utiliza diesel porque se asemeja al hidrocarburo líquido que circula por los circuitos de ACL y ACP en operación normal, además se tiene buena disponibilidad ya que se produce dentro de la refinería.

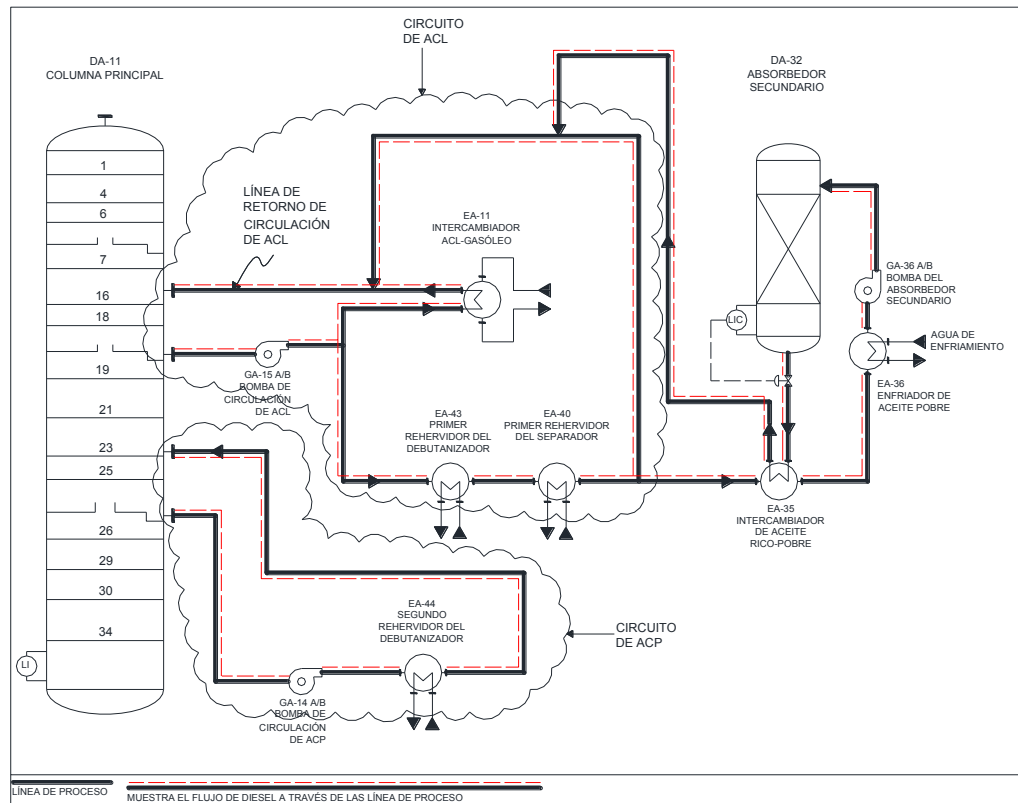


Figura 25 Circuitos de ACL y ACP.

## 6.7 LÍNEA DE SUMINISTRO DE NAFTA

¿Para qué se utiliza la línea de suministro de nafta? Proporciona carga al acumulador de la columna principal (FA-12), absorbedor primario (DA-31), recibidor de alta presión (FA-34), separador (DA-34) y debutanizador (DA-35), permitiendo comenzar la circulación de nafta entre estos equipos. También proporciona una corriente de reflujo a la columna principal, lo cual sirve para mantener la temperatura del domo estabilizada, en caso de que haya un exceso de calentamiento en los domos (ver Figura 28).



**¿De dónde proviene la nafta que se suministra?** Se suministra nafta ligera proveniente de la planta hidrotratadora de naftas.

**¿En dónde se suministra la nafta ligera?** En el acumulador de la columna principal (FA-12). [Ver DLA-005.](#)

**¿Cuándo se deja de suministrar nafta?** El flujo de nafta se interrumpe cuando un nivel adecuado se ha formado en el acumulador de la columna principal, sin embargo puede reanudarse sí las demandas de nafta en los equipos de la sección de Concentración de Gases y de reflujo a la columna principal no son satisfechas adecuadamente.

**¿Qué sucede con la nafta que se suministra?** Cuando la planta comience a producir hidrocarburo líquido como resultado del craqueo, la nafta circulante comenzará a retirarse a través de la línea de producto fuera de especificación de nafta ligera. [Ver DLA-008](#)

**¿Por qué se circula nafta en la sección de concentración de gases y no otro fluido?** Se utiliza nafta ligera porque es similar al hidrocarburo líquido que circula por los equipos de la sección de Concentración de Gases en operación normal, además se tiene buena disponibilidad, ya que se produce dentro de la refinería.

## 6.8 LÍNEA DE SUMINISTRO DE NITRÓGENO

**¿Para qué se utiliza la línea de suministro de nitrógeno?** El nitrógeno se usa para liberar el aire del compresor de gas húmedo (GB-31) y la bomba de calor por compresión (GB-61). También se utiliza el nitrógeno para presurizar las secciones de Concentración de Gases y Tratamiento Cáustico, en la primera favorece la circulación de nafta entre el separador y el debutanizador, mientras que en la segunda ayuda a la circulación de LPG.



**¿En dónde se suministra el nitrógeno?** La planta cuenta con seis líneas de suministro de nitrógeno, cada una cumple diferentes propósitos en distintas secciones de la planta (ver Tabla K).

	<b>Lugar donde se encuentran las líneas de suministro de nitrógeno</b>	<b>Propósito que tiene instalar la línea de nitrógeno en ese lugar</b>
<b>1</b>	Línea de succión de la primera etapa del compresor de gas húmedo. <i>Ver DLA-005.</i>	Liberar el aire de la primera etapa del compresor de gas húmedo.
<b>2</b>	Línea de succión de la segunda etapa del compresor de gas húmedo. <i>Ver DLA-005.</i>	Liberar el aire de la segunda etapa del compresor de gas húmedo.
<b>3</b>	Línea de descarga de la segunda etapa del compresor de gas húmedo. <i>Ver DLA-005.</i>	Presionar el separador (DA-34) para ayudar a la circulación de nafta.
<b>4</b>	El bypass del acumulador del debutanizador (FA-37). <i>Ver DLA-008.</i>	Presionar el debutanizador (DA-35) para ayudar a la circulación de nafta.
<b>5</b>	Línea de alimentación al absorbedor con amina (DA-51). <i>Ver DLA-009.</i>	Presionar el absorbedor con amina, el sedimentador de amina (FA-51) y extractor (DA-52) para ayudar a la circulación de LPG.
<b>6</b>	Línea de succión de la bomba de calor por compresión (GB-61). <i>Ver DLA-011.</i>	Liberar el aire de la bomba de calor por compresión.

*Tabla K Ubicación y propósito de las líneas de suministro de nitrógeno.*

**¿Qué sucede con el nitrógeno que se suministra?** El nitrógeno se mantiene durante un tiempo dentro de los equipos, después se va retirando poco a poco a través de las líneas de desfogue.

**¿Por qué utilizar nitrógeno y no gas combustible para presurizar?** Tanto el nitrógeno como el gas combustible se utilizan para presurizar, sin embargo el nitrógeno sólo se usa una vez que el proceso ya está en marcha o cuando el gas combustible no es suficiente para aumentar la presión hasta el valor deseado.

ANÁLISIS DE LAS LÍNEAS DE ARRANQUE Y PARO DE LA PLANTA DE CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO (FCC)

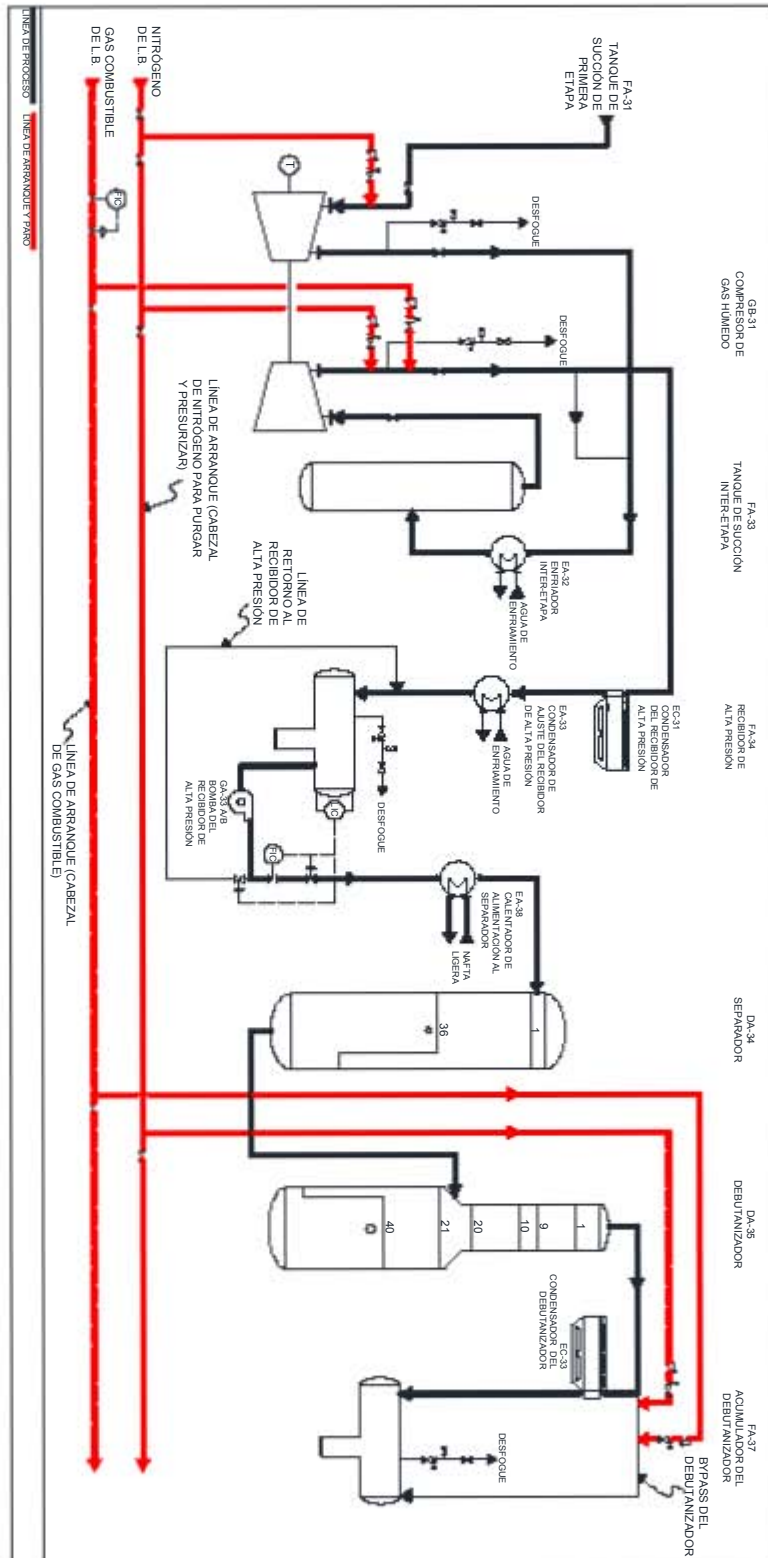


Figura 26 Líneas de suministro de nitrógeno y gas combustible para la sección de Concentración de Gases.



ANÁLISIS DE LAS LÍNEAS DE ARRANQUE Y PARO DE LA PLANTA DE CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO (FCC)

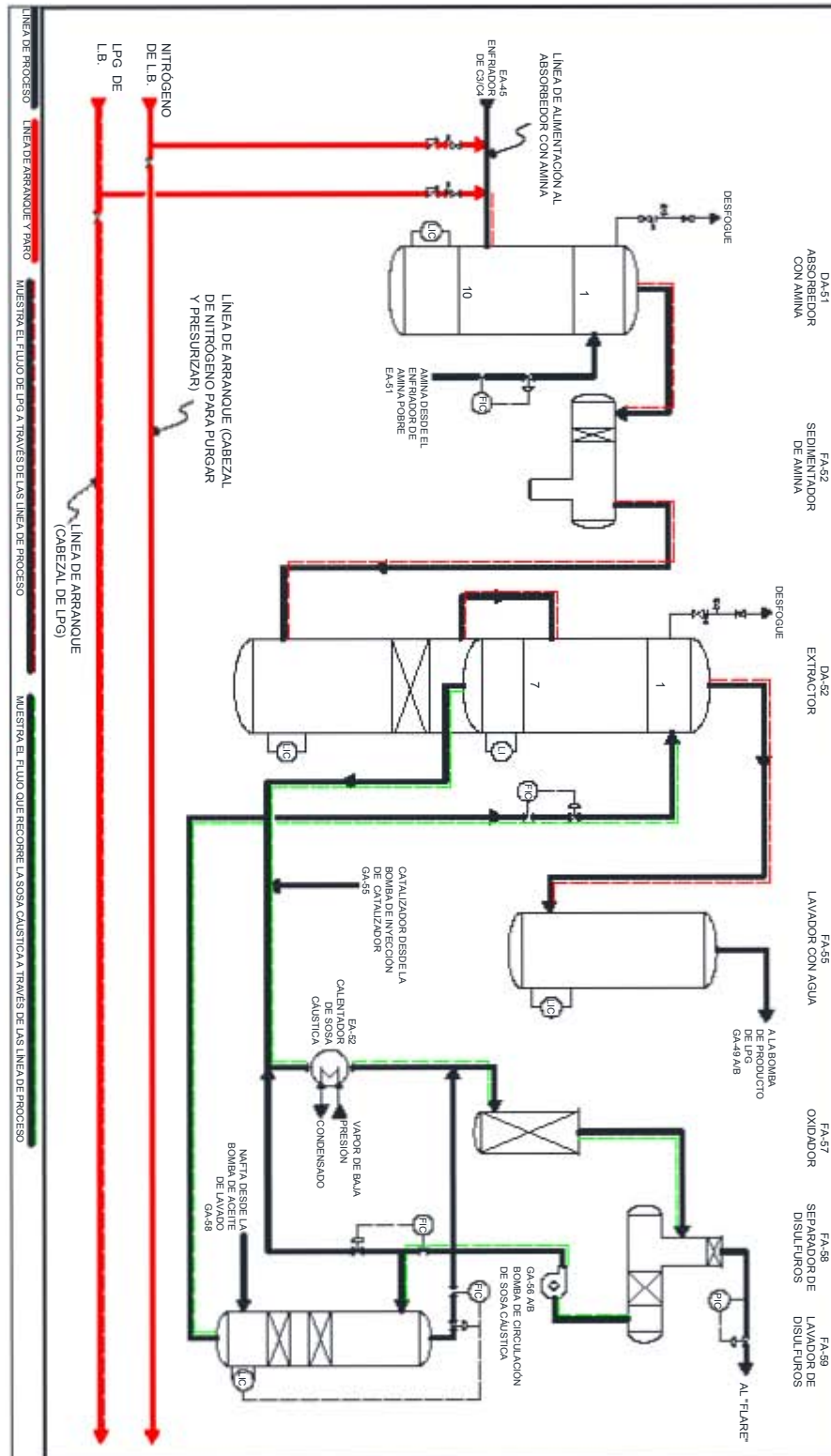


Figura 27 Línea de suministro de nitrógeno y LPG para la sección de Tratamiento Cáustico.



## 6.9 LÍNEA DEL CIRCUITO DE NAFTA DE ARRANQUE

**¿Para qué se utiliza la línea del circuito de nafta de arranque?** Establecer la circulación de nafta entre el acumulador de la columna principal y el debutanizador, formando así el circuito de nafta de arranque.

**¿De dónde sale la línea del circuito de nafta de arranque?** De la descarga de la bomba del debutanizador (GA-37 A/B). [Ver DLA-008.](#)

**¿En dónde se introduce la línea del circuito de nafta de arranque?** Se introduce en la succión de la bomba de gasolina no estabilizada (GA-20 A/B). [Ver DLA-005.](#)

**¿Cuál es el circuito de nafta de arranque?** Se le llama circuito de nafta de arranque a la circulación de nafta a través de los equipos de la sección de concentración de Gases. A continuación se describe brevemente el circuito de nafta de arranque.

La bomba de gasolina no estabilizada envía nafta al absorbedor primario por el primer plato, permitiendo que la nafta fluya por todas las bandejas del absorbedor. Tan pronto como un nivel adecuado se logre en el absorbedor primario se puede iniciar el flujo de nafta al recibidor de alta presión utilizando la bomba de aceite rico, se deberá establecer un buen nivel en el recibidor de alta presión antes de enviar nafta al separador, de igual forma se deberá establecer un buen nivel en el separador antes de circular nafta al debutanizador. Cuando un nivel adecuado se haya establecido en el debutanizador, se podrá empezar a mandar nafta a través de la bomba de producto del debutanizador hacia el acumulador de la columna principal por medio de la línea del circuito de nafta de arranque (ver Figura 28).





## 6.11 LÍNEA DE SUMINISTRO LPG VAPORIZADO

¿Para qué se suministra LPG vaporizado? Para aumentar el peso molecular del gas combustible que se alimenta al compresor de gas húmedo, lo que permite incrementar la presión de descarga en la segunda etapa del compresor.

¿De dónde proviene el LPG vaporizado que se suministra? El LPG proviene de la panta de gases, pero a diferencia del LPG común éste se suministra como vapor y no como líquido (ver Figura 30).

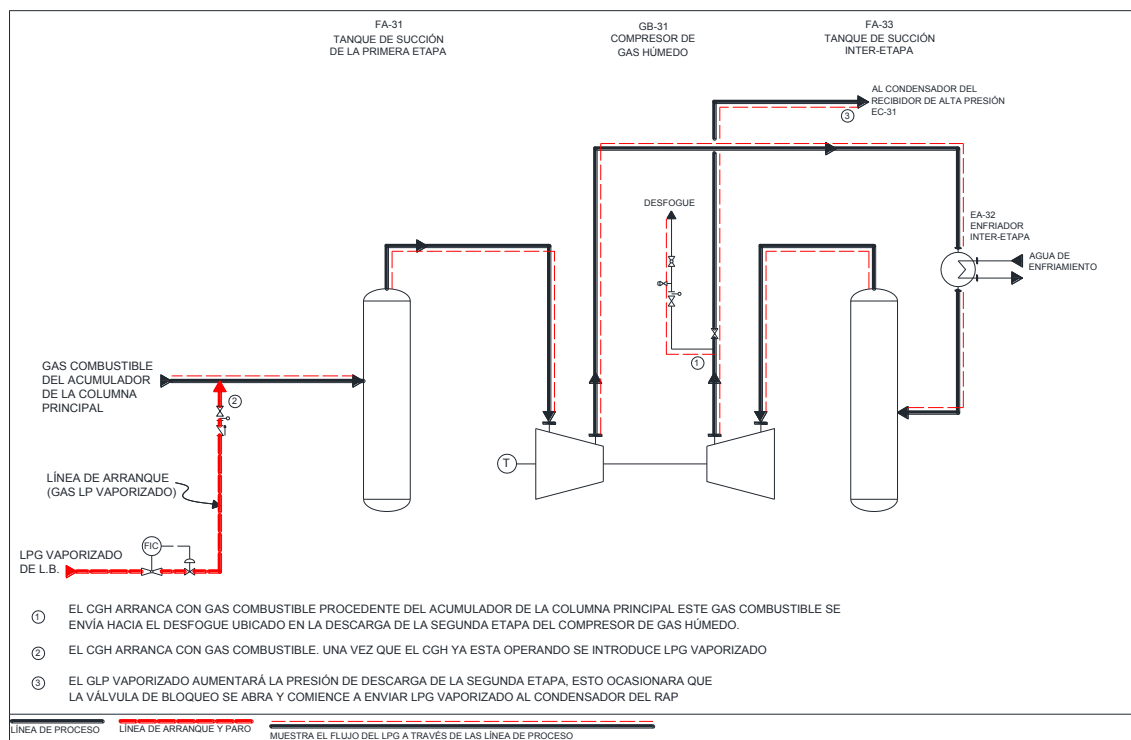


Figura 30 Línea de LPG vaporizado.

¿En dónde se suministra el LPG vaporizado? Se alimenta el LPG al tanque de succión de la primera etapa (FA-31). Ver DLA-006.

¿Qué sucede con el LPG vaporizado que se suministra? A diferencia del gas combustible el LPG no se envía por las líneas de desfogue, sino que éste se mantiene recirculándose dentro de los equipos.



**¿Por qué se utiliza LPG vaporizado y no se sigue utilizando sólo gas combustible en el compresor de gas húmedo?** Para el arranque inicial del compresor se utilizó únicamente gas combustible como fluido de trabajo, sin embargo para aumentar la presión en la descarga del compresor no se puede seguir trabajando solamente con gas combustible, ya que su peso molecular no cumple con las exigencias requeridas por el compresor.

## 6.12 LÍNEA DE SUMINISTRO DE LPG

**¿Para qué se utiliza la línea de suministro de LPG?** Provee alimentación a las secciones de Tratamiento Cáustico y Recuperación de Propileno para comenzar su operación.

**¿De dónde proviene el LPG que se suministra?** El LPG proviene de la panta de gases. La carga preferentemente debería ser enviada sin tratar (endulzamiento), no obstante también puede utilizarse una carga tratada.

**¿En dónde se suministra LPG?** La planta cuenta con dos líneas de suministro de LPG, cada una cumple diferentes propósitos en distintas secciones de la planta (ver Figura 27 y Figura 31).

	<b>Lugar donde se encuentran las líneas de suministro de LPG</b>	<b>Propósito que tiene instalar la línea de LPG en ese lugar</b>
<b>1</b>	Línea de alimentación del absorbedor con amina (DA-51). <b>Ver DLA-009.</b>	Llevar carga desde el absorbedor con amina hasta el extractor (DA-52).
<b>2</b>	Línea de alimentación al separador de C <sub>3</sub> /C <sub>4</sub> (DA-61). <b>Ver DLA-011.</b>	Llevar carga al separador de C <sub>3</sub> /C <sub>4</sub> y al separador de C <sub>3</sub> 's (DA-62).

Tabla L Ubicación y propósito de las líneas de suministro de LPG.



ANÁLISIS DE LAS LÍNEAS DE ARRANQUE Y PARO DE LA PLANTA DE CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO (FCC)

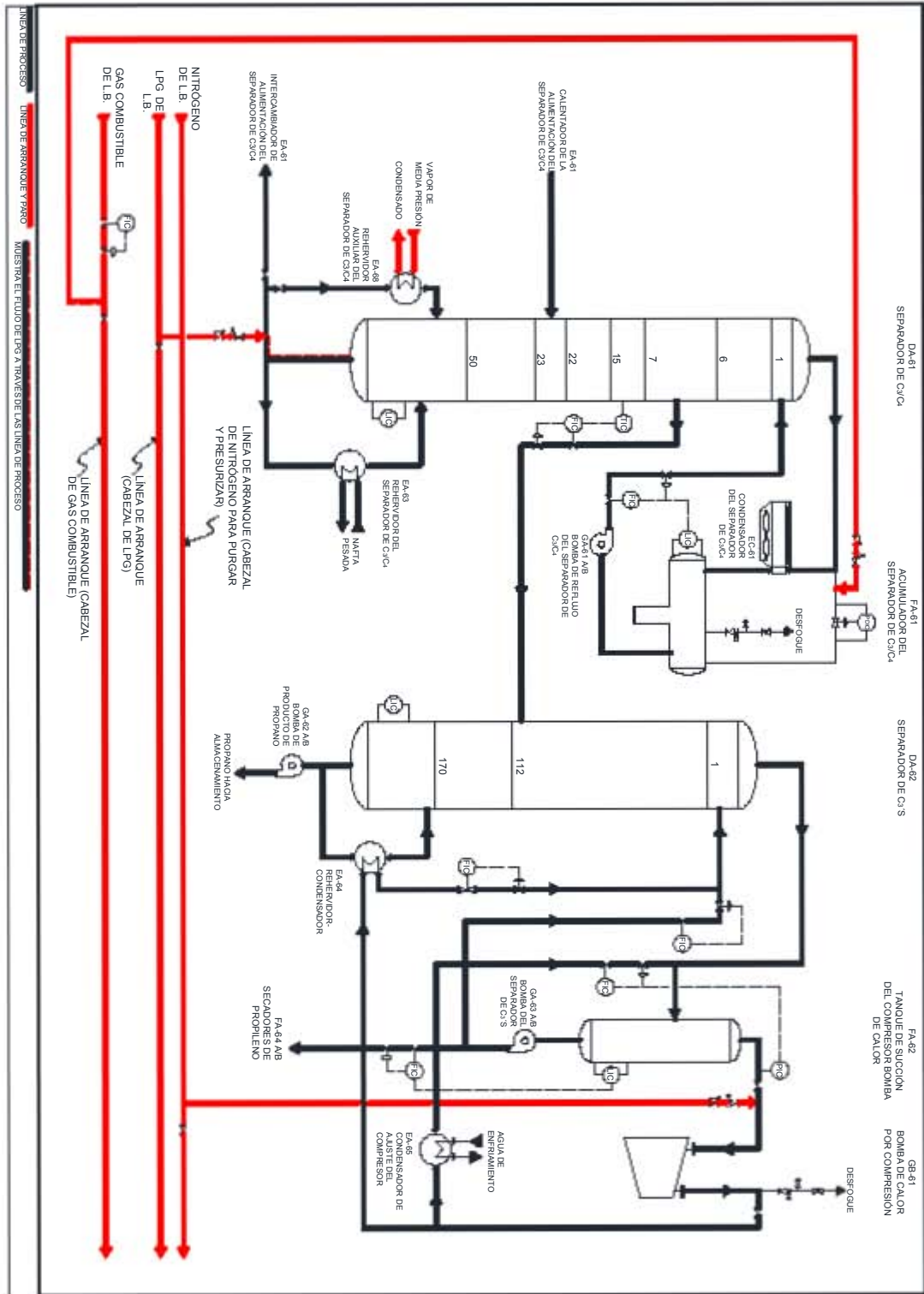


Figura 31 Línea de suministro de nitrógeno, gas combustible y LPG para la sección de Recuperación de Propileno.



**¿Qué sucede con el LPG que se suministra?** Mientras la operación en la sección de Tratamiento Cáustico se normaliza, el LPG se retira por la línea de producto fuera de especificación de LPG (ver DLA-009), una vez normalizada la operación el LPG se puede mandar a almacenamiento o a la siguiente sección si ya está operando. Cuando la carga de LPG en la sección de Recuperación de Propileno comience a mandarse desde la sección de Tratamiento Cáustico, el LPG debe retirarse por las líneas de producto fuera de especificación (ver DLA-011) hasta que la operación se normalice.

**¿Por qué se utiliza LPG y no otro fluido en las secciones de Tratamiento Cáustico y Recuperación de Propileno?** Se utiliza LPG porque es la carga que procesan en operación normal estas secciones.

### **6.13 LÍNEA DE VAPOR AL REHERVIDOR AUXILIAR DEL SEPARADOR DE C<sub>3</sub>/C<sub>4</sub>**

**¿Para qué se utiliza el rehervidor auxiliar del Separador de C<sub>3</sub>/C<sub>4</sub>?** Este rehervidor auxiliar se utiliza para vaporizar la alimentación de LPG que circula por el separador de C<sub>3</sub>/C<sub>4</sub>, con esto se provee carga al acumulador del separador de C<sub>3</sub>/C<sub>4</sub> (FA-61) para comenzar la operación de reflujo en el separador de C<sub>3</sub>/C<sub>4</sub> (ver Figura 32).

**¿Hasta qué temperatura se calienta el LPG en el rehervidor auxiliar del Separador C<sub>3</sub>/C<sub>4</sub>?** La temperatura del LPG debe aumentarse tanto como sea necesario para lograr la tasa normal de reflujo en el separador de C<sub>3</sub>/C<sub>4</sub>.



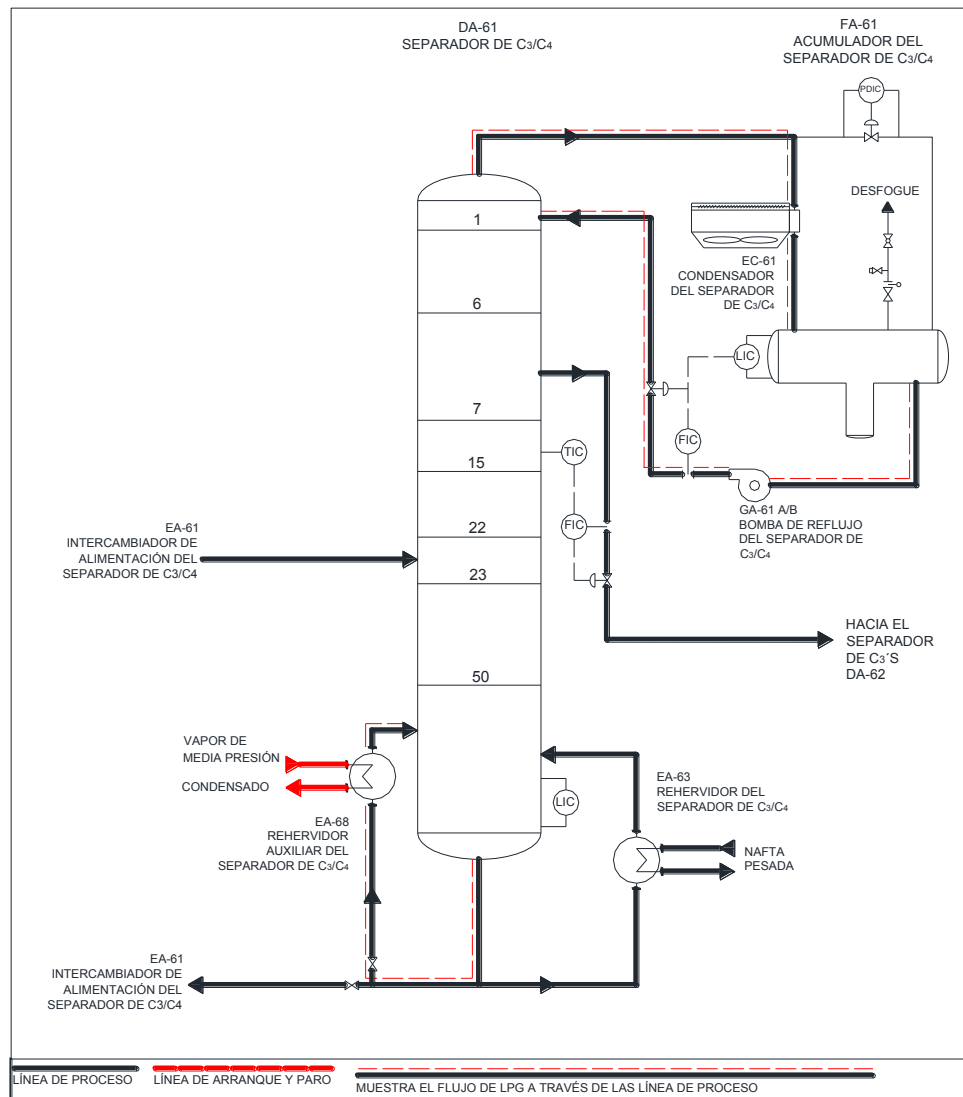


Figura 32 Línea de vapor de media presión al rehervidor auxiliar del separador de  $C_3/C_4$ .

## 6.14 LÍNEAS DE LLENADO

¿Para qué se utilizan las líneas de llenado? Proporciona carga a la bomba de calor por compresión (GB-61) para su operación, permitiendo comenzar el calentamiento del LPG en el separador de  $C_3$ 's (DA-61) por medio del rehervidor condensador (EA-64). Ver Figura 33.

¿De dónde sale la línea de llenado? Esta sale de la línea de alimentación al separador de  $C_3$ 's.

¿En dónde se introduce las líneas de llenado? Las líneas de llenado están colocadas en la línea de entrada al rehervidor-condensador y en la línea de succión de la bomba del separador de C<sub>3</sub>'s (GA-63 A/B). Ver DLA-011

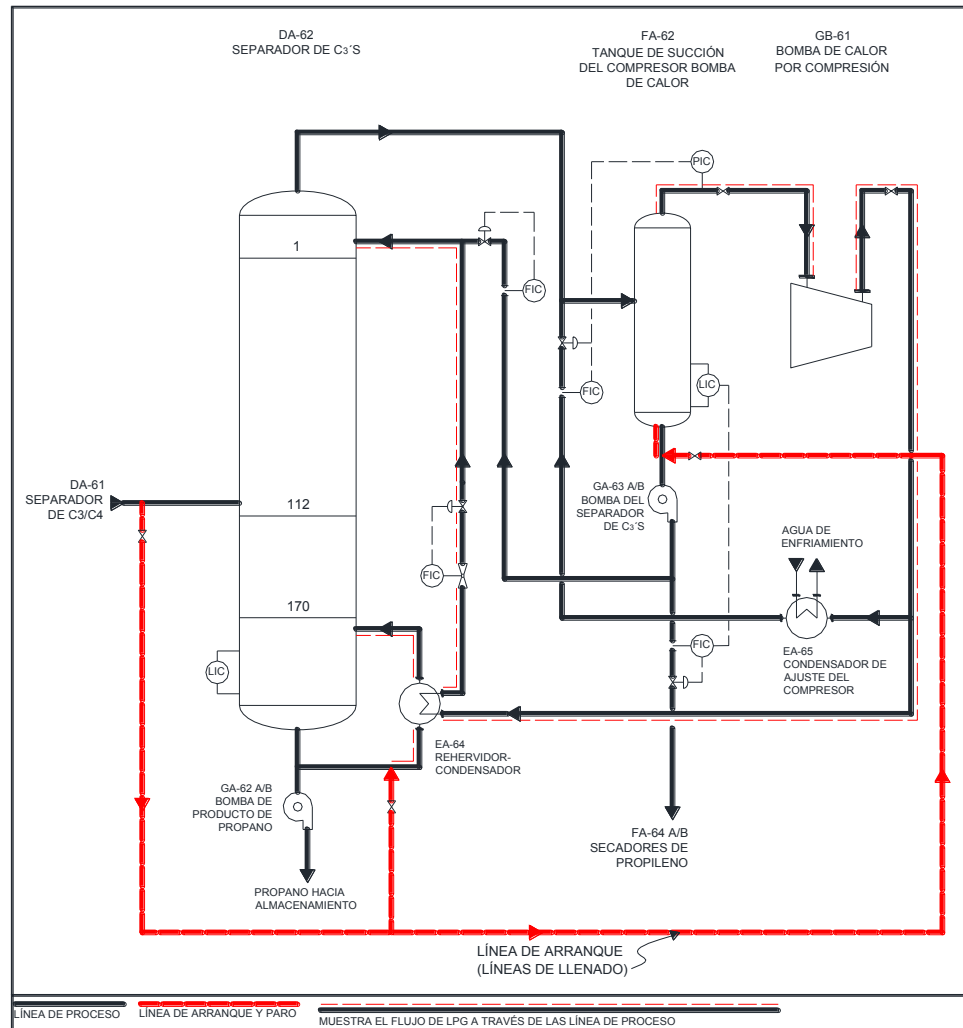


Figura 33 Líneas de llenado.

## 6.15 LÍNEA DE NAFTA AL "RISER"

¿Para qué se alimenta nafta al "Riser"? Los vapores como resultado del craqueo de la nafta ayudan a calentar la columna principal y las corrientes que circulan dentro de ella, esto permite que el gasóleo se caliente hasta su temperatura de precalentamiento (246°C).



**¿Por qué no se alimenta gasóleo al “Riser” desde un principio?** Porque el craqueo de la nafta permite aproximarse más a las condiciones de presión y temperatura con las que se trabaja en operación normal.

**¿De dónde proviene la nafta que se alimenta?** La nafta que se alimenta al “Riser” proviene de la descarga de la bomba de gasolina no estabilizada (GA-21 A/B). Ver DLA-005 y DLA-001

**¿Qué sucede con la nafta que se alimenta al “Riser”?** La nafta que se alimenta al “Riser” se craquea, obteniéndose principalmente LPG y gas combustible.

**¿Por qué se alimenta nafta al “Riser” y no otro fluido?** De las alimentaciones que se suministran a la FCC (exceptuando el gasóleo), la mejor opción es la nafta porque esta se introduce hidrotratada en comparación con las otras alimentaciones (ver Tabla M).

	<b>Desventajas</b>	<b>Ventajas</b>
<b>LPG sin hidrotratar</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Contaminación severa del catalizador.</li> <li>- Mayor producción de coque.</li> <li>- El producto principal sería gas combustible.</li> <li>- Mayor cantidad de impurezas en los productos.</li> </ul>	Ninguna.
<b>Nafta hidrotratada</b>	Ninguna.	<ul style="list-style-type: none"> <li>- El craqueo produce LPG lo que permite cerrar la línea de suministro de LPG.</li> <li>- Permite calentar el gasóleo hasta su temperatura de precalentamiento.</li> </ul>
<b>Diesel sin hidrotratar</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Contaminación severa del catalizador.</li> <li>- Mayor cantidad de impurezas en los productos.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Habría producción de nafta ligera y nafta pesada.</li> </ul>

Tabla M Ventajas y desventajas de alimentar nafta al “Riser”.

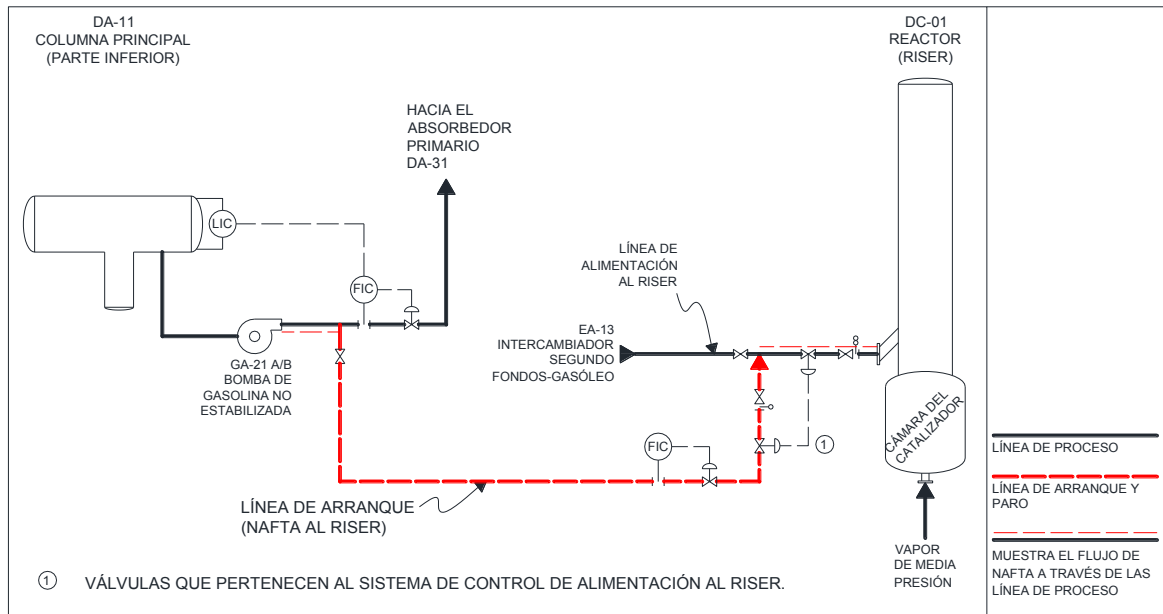


Figura 34 Línea de nafta al "Riser".

¿Cuándo se deja de suministrar nafta al "Riser"? El flujo de nafta al "Riser" se reduce conforme la temperatura del catalizador y del Reactor va aumentando hasta los 685°C y 485°C, respectivamente. Cuando se hayan alcanzado estas temperaturas la carga de nafta debe suspenderse y cambiar la alimentación al "Riser" por gasóleo.

## 6.16 LÍNEA DE GASÓLEO AL "RISER"

¿Para qué se utiliza la línea de Gasóleo al "Riser"? El propósito de esta línea es enviar al "Riser" la carga (gasóleo) más caliente que se tenga disponible dentro de la unidad (ver Figura 35).

¿De dónde sale la línea de gasóleo al "Riser"? Esta línea sale de la descarga de la bomba de circulación de fondos (GA-12 A/B/C). Ver DLA-003.

¿En dónde se introduce la línea de gasóleo al "Riser"? Se introduce en la línea de alimentación al "Riser". Ver DLA-001.

¿Cuándo se interrumpe el flujo de gasóleo a través de esta línea? El flujo por la línea de gasóleo al “Riser” se interrumpe cuando el nivel en el fondo de la columna principal aumente, lo cual será indicativo de un cambio de inventario dentro de la columna (de gasóleo a “slurry”). Cuando el flujo por la línea de gasóleo al “Riser” se suspenda, se deberá empezar a alimentar gasóleo al “Riser” como en operación normal.

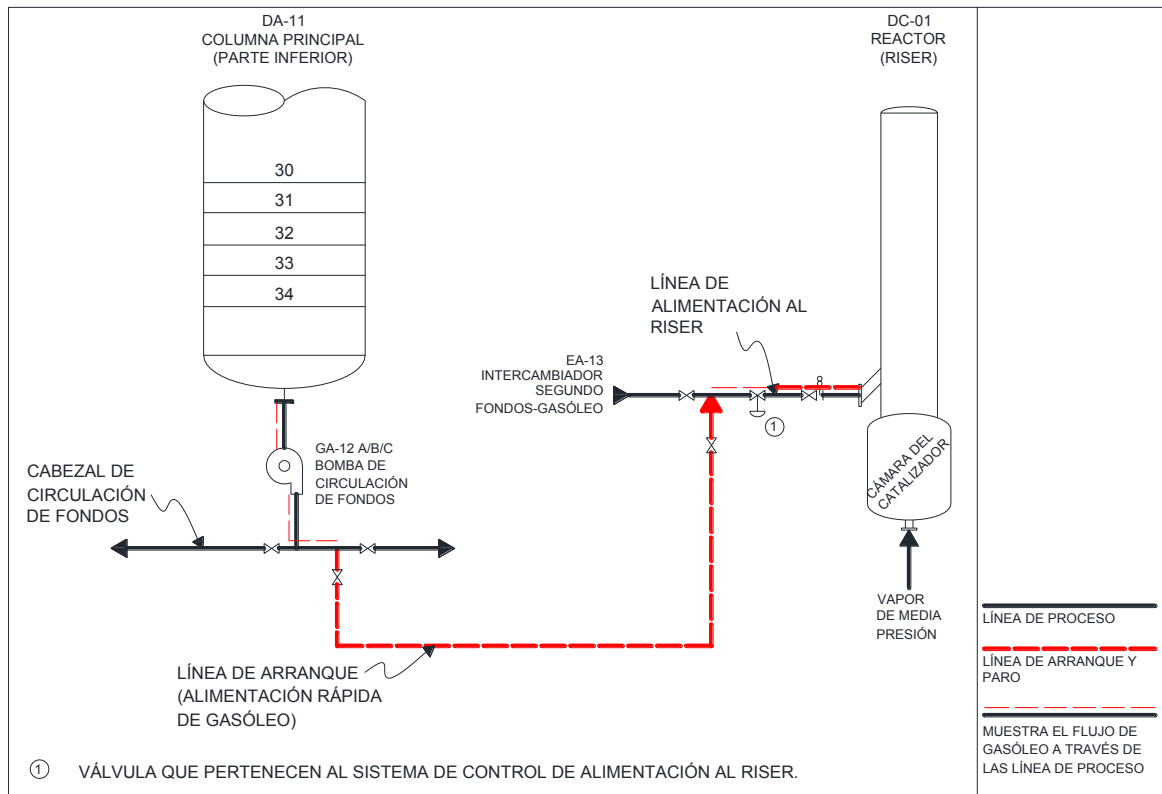


Figura 35 Línea de alimentación rápida al “Riser”.



## CAPITULO 7 - CONCLUSIONES

Las líneas de arranque y paro no solo son utilizadas en la puesta en marcha y paro normal de planta, sino también pueden usarse durante los procedimientos de emergencia (paro por emergencia) o incluso en la operación normal de planta. Un ejemplo claro del uso de estas líneas durante la operación normal son: las líneas de vapor a los rehervidores auxiliares, las cuales pueden operarse sí disminuye la temperatura en los fondos de los separadores.

Salvo algunas líneas de arranque y paro, por ejemplo: el bypass que va del “Riser” a la columna principal que es indispensable para llevar a cabo las actividades de arranque y paro, la planta FCC puede operar sin el uso o instalación de la mayoría de estas líneas. Esto nos lleva a la siguiente pregunta ¿Por qué usar estas líneas, cuál es el beneficio que se obtiene? Con base al análisis del capítulo seis, puedo decir que con el uso de las líneas de arranque y paro se obtienen tres beneficios, que se enlistan a continuación:

- 1.- Disminuye los tiempos en las actividades de puesta en marcha y paro normal de planta, ya que permiten simular las condiciones de proceso (presión y temperatura).
- 2.- Al reducir los tiempos de puesta en marcha también reduce la cantidad de productos enviados a través de las líneas de producto fuera de especificación. Como consecuencia permite la generación de productos de alto valor económico en menor tiempo.
- 3.- Proporciona flexibilidad a la planta al permitir operar por secciones; por ejemplo las secciones de Tratamiento Cáustico y Recuperación de Propileno podrían estar trabajando normalmente sin la necesidad de que comience el craqueo en el “Riser”.



Es importante señalar que los beneficios de instalar las líneas de arranque y paro aplican para cualquier planta, independientemente del tipo de industria al que pertenezca.

Por último, presento una clasificación de las líneas de arranque y paro que genere a partir del análisis realizado, en donde clasifico e indico la función general de cada tipo de línea (ver Tabla N).

Tipo de línea de arranque y paro	Función
<b>Líneas de presurización</b>	Sirven para aumentar la presión en columnas, recipientes y tuberías.
<b>Líneas de calentamiento</b>	Suministran vapor en equipos de intercambio térmico para calentar las corrientes de proceso.
<b>Líneas de alimentación</b>	Sustituyen alimentaciones que aún no se generan en el proceso, permitiendo comenzar a circular carga por los equipos.
<b>Bypass</b>	Desvían la circulación de un fluido de un equipo a otro.
<b>Líneas de circulación</b>	Proporcionan un flujo de alimentación en un equipo, por el cual normalmente esta alimentación no circularía.

Tabla N Tipos de líneas de arranque y paro.



## GLOSARIO

**Betún:** También conocido como bitumen. Es la fracción más pesada y con mayor punto de ebullición del petróleo.

**LPG:** Se traduce como Gas Licuado de Petróleo. Es una mezcla líquida a alta presión que se compone principalmente de propano y algunos butanos.

**Queroseno:** Es un combustible más ligero que el diésel pero más pesado que la gasolina y se utiliza como combustible de aviación.

**Diésel:** Combustible líquido derivado de la destilación de petróleo, de mayor peso molecular que la gasolina.

**Asfalto:** Mezcla sólida de hidrocarburos y minerales, utilizada mayormente para la construcción de pavimento.

**BTX:** Abreviatura utilizada para simplificar al Benceno, Tolueno y Xileno.

**MTBE:** Siglas utilizadas para abreviar al Metil-Ter-Butil-Éter. Se utiliza en la mezcla de gasolinas para mejorar su octanaje, este compuesto se obtiene de la reacción entre el iso-butileno y metanol.

**Octanaje:** Es una escala que permite medir la cantidad de octanos presentes en la gasolina. Este valor permite calificar el poder antidetonante de la gasolina.

**Coque:** Se le llama así al carbón en su forma elemental.

**Slurry:** Es el producto más pesado que se obtiene de la planta FCC, el cual sirve como alimentación a la planta de coquización.

**Gas seco:** Mezcla compuesta principalmente por gas natural ( $\text{CH}_4$ ), con poco o nulo contenido de hidrocarburos licuables.





**Gas húmedo:** Se le llama así al gas que contiene hidrocarburos licuables a presión y temperatura ambiente, como por ejemplo pentanos y hexanos.

**Gasolina no estabilizada:** Se refiere a la gasolina que contiene hidrocarburos incondensables, como los butanos. Esta gasolina se caracteriza por ser más volátil e inestable.

**C<sub>3</sub><sup>(+)</sup>:** Son compuestos que contiene tres o más átomos de carbono.

**C<sub>6</sub><sup>(+)</sup>:** Son compuestos que contiene seis o más de átomos de carbono.

**Ácido de Bronsted:** Se define como cualquier sustancia que tenga la capacidad de perder o donar un protón [H<sup>+</sup>].

**Ácido de Lewis:** Se define como la sustancia capaz de compartir o aceptar un par de electrones.

**Surge:** Es una operación anormal en el compresor, que ocurre cuando el flujo de entrada baja lo suficiente como para cambiar el sentido de flujo.

Sí el flujo de succión disminuye, la presión desarrollada en el proceso de compresión también lo hace. Sí esto continua, la presión podría disminuir tanto hasta llegar al punto en que la presión sea menor a la ya existente, generando una inversión momentánea en el sentido del flujo.



## BIBLIOGRAFÍA

- [1] INEGI, «*El Petróleo*,» [En línea]. sitio web: <http://cuentame.inegi.org.mx/impresion/economia/petroleo.asp>. [Último acceso: 7 Septiembre 2015].
- [2] Integrated Service Solutions International, «*Commissioning & Start-Up Directory*,» [En línea]. sitio web: <http://www.iss-international.it/site/en/services/commissioning-a-start-up>. [Último acceso: 3 Agosto 2015].
- [3] Olsen Tim, «*An Oil Refinery Walk-Through*,» [Revista]. Chemical Engineering Progress, pp. 34-40, Mayo 2014.
- [4] Jones J. David; Pujadó R. Peter, "*Handbook of Petroleum Processing*", Holanda: Springer, 2006.
- [5] Wauquier J. P., "*El Refino del Petróleo*", Paris: Diaz de Santos, 1994.
- [6] H. Gary James; E. Handwerk Glenn, "*Petroleum Refining Technology and Economics*", cuarta ed., New York: Marcel Dekker Inc., 2001.
- [7] Al.-Sahhaf T. A.; Elkilani S. A.; Fahim A. M., "*Fundamentals of Petroleum Refining*", Amsterdam: Elsevier, 2010.
- [8] Krans S. Richard, "*Enciclopedia de Salud y Seguridad en el Trabajo*", vol. III, Madrid: Ministerio de trabajo y asuntos sociales, subdirección general de publicaciones, 1998.
- [9] Parkash Surinder, "*Refining Process Handbook*", E.U.A.: Elsevier, 2003.



- [10] Grace Davison, *"Guía para Craqueo Catalítico Fluidizado"*, E.U.A.: W.R. Grace & Co.-Conn., 1993.
- [11] Sadeghbeigi Reza, *"Fluid Catalytic Cracking Handbook"*, tercera ed., Massachusetts: Elsevier, 2012.
- [12] Joseph W. Wilson, *"Fluid Catalytic Cracking Technology and Operation"*, Oklahoma: PennWell Books, 1997.
- [13] de la Mora Medina René, *"Apuntes de Ingeniería de Servicios"*, México: FES Zaragoza, UNAM, 1987.
- [14] Project Management Institute, *"Guía de los Fundamentos de la Dirección de Proyectos (Guía del PMBOK)"*, cuarta ed., E.U.A.: Project Management Institute Inc., 2008.
- [15] Speight G. James, *"The Chemistry and Technology of Petroleum"*, cuarta ed., New York: CRC Press, 2007.
- [16] Kimmons Robert, *"Project Management Basics"*, New York: Marcel Dekker Inc., 1990.
- [17] Baasel D. William, *"Preliminary Chemical Engineering Plant Design"*, segunda ed., E.U.A.: Elsevier, 1990.



## ÍNDICE DE TABLAS Y FIGURAS

Tabla A Cortes típicos del petróleo. ....	10
Tabla B Acontecimientos más relevantes que influyeron en el craqueo catalítico fluidizado. ....	21
Tabla C Composición de las alimentaciones introducidas a las unidades de FCC. [12] .....	24
Tabla D Características típicas de la alimentación a la unidad de FCC. [12] .....	25
Tabla E Productos FCC. [7] .....	26
Tabla F Fases de un proyecto para una planta de proceso. La fase final del proyecto comprende las etapas de comisionamiento y arranque. ....	46
Tabla G Diagramas de Líneas de arranque y paro .....	51
Tabla H Ubicación y propósito de las líneas de suministro de gas combustible. ...	92
Tabla I. Ventajas y desventajas del uso de gas combustible. ....	93
Tabla J Ventajas y desventajas del uso de gasóleo en la línea de lavado. ....	94
Tabla K Ubicación y propósito de las líneas de suministro de nitrógeno. ....	102
Tabla L Ubicación y propósito de las líneas de suministro de LPG. ....	109
Tabla M Ventajas y desventajas de alimentar nafta al “Riser”. ....	114
Tabla N Tipos de líneas de arranque y paro. ....	118
Figura 1 Yacimiento petrolero. [1] .....	9
Figura 2 Productos del petróleo. [3] .....	11
Figura 3 Esquema general de refinación. ....	12
Figura 4 Unidad de destilación atmosférica. [4] .....	13
Figura 5 Diagrama de flujo de una planta de isomerización. [6] .....	14
Figura 6 Diagrama de flujo de una planta de alquilación con ácido fluorhídrico como catalizador. [4] .....	15
Figura 7 Proceso catalítico de desulfuración con hidrógeno. [6] .....	16
Figura 8 Proceso de reformado catalítico semi-regenerativo. [6] .....	17
Figura 9 Proceso de hidrocraqueo en dos etapas. [6] .....	18



Figura 10 Unidad de coquización retardada. [9].....	19
Figura 11 Unidad de craqueo catalítico de lecho fijo de Houdry. [10] .....	21
Figura 12 Unidad de FCC diseño lado a lado. [11] .....	22
Figura 13 Corrientes de entrada y salida del extractor. ....	35
Figura 14 Iones carbenio. [12].....	41
Figura 15 $\beta$ -escisión del ion carbenio. ....	42
Figura 16 Reacción de isomerización. [12] .....	43
Figura 17 Principales reacciones del craqueo catalítico fluidizado. [10].....	44
Figura 18 Ciclo de vida de un proyecto. [14] .....	45
Figura 19 Línea de suministro de gas combustible.....	91
Figura 20 Línea de lavado y cabezal de distribución hacia diferentes requerimientos. ....	95
Figura 21 Bypass “Riser”-columna principal. ....	95
Figura 22 Línea de suministro de vapor de media presión. ....	97
Figura 23 Línea de reciclo al “Riser”. ....	98
Figura 24 Línea de suministro de diesel. ....	99
Figura 25 Circuitos de ACL y ACP.....	100
Figura 26 Líneas de suministro de nitrógeno y gas combustible para la sección de Concentración de Gases.....	103
Figura 27 Línea de suministro de nitrógeno y LPG para la sección de Tratamiento Cáustico.....	104
Figura 28 Línea de suministro de nafta y línea del circuito de nafta de arranque.....	106
Figura 29 Línea de vapor de media presión al rehervidor auxiliar del separador.....	107
Figura 30 Línea de LPG vaporizado. ....	108
Figura 31 Línea de suministro de nitrógeno, gas combustible y LPG para la sección de Recuperación de Propileno.....	110



Figura 32 Línea de vapor de media presión al rehervidor auxiliar del separador de C <sub>3</sub> /C <sub>4</sub> .....	112
Figura 33 Líneas de llenado.....	113
Figura 34 Línea de nafta al “Riser”.....	115
Figura 35 Línea de alimentación rápida al “Riser”.....	116