



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN

Evaluación técnica y propuesta de mejora del splitter
propano-propileno de la refinería Gral. Lázaro Cárdenas
usando la metodología de superficie de respuesta

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:

INGENIERO QUÍMICO

PRESENTA:

MIGUEL ÁNGEL MARTÍNEZ ARCINIEGA

ASESOR: IQ. Ismael Núñez Barrón

CUAUTITLÁN IZCALLI, ESTADO DE MÉXICO, 2018



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.



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE
MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN
UNIDAD DE ADMINISTRACIÓN ESCOLAR
DEPARTAMENTO DE EXÁMENES PROFESIONALES

U.N.A.M.
FACULTAD DE ESTUDIOS
SUPERIORES CUAUTITLÁN

ASUNTO: VOTO APROBATORIO

M. en C. JORGE ALFREDO CUÉLLAR ORDAZ
DIRECTOR DE LA FES CUAUTITLÁN
PRESENTE

ATN: I.A. LAURA MARGARITA CORTAZAR FIGUEROA
Jefa del Departamento de Exámenes Profesionales
de la FES Cuautitlán.

Con base en el Reglamento General de Exámenes, y la Dirección de la Facultad, nos permitimos comunicar a usted que revisamos el: Trabajo de Tesis

Evaluación Técnica y Propuesta de Mejora del Splitter Propano-Propileno de la Refinería Gral. Lázaro Cárdenas Usando la Metodología de Superficie de Respuesta.

Que presenta el pasante: Miguel Ángel Martínez Arciniega
Con número de cuenta: 412002250 para obtener el Título de la carrera: Ingeniería Química

Considerando que dicho trabajo reúne los requisitos necesarios para ser discutido en el EXAMEN PROFESIONAL correspondiente, otorgamos nuestro **VOTO APROBATORIO**.

ATENTAMENTE
"POR MI RAZA HABLARÁ EL ESPÍRITU"
Cuautitlán Izcalli, Méx. a 04 de Mayo de 2018.

PROFESORES QUE INTEGRAN EL JURADO

	NOMBRE	FIRMA
PRESIDENTE	I.Q. Margarita Castillo Agreda	
VOCAL	I.Q. María Elena Quiroz Macías	
SECRETARIO	I.Q. Ismael Núñez Barrón	
1er. SUPLENTE	Dra. Abigail Martínez Estrada	
2do. SUPLENTE	M.E. María Teresa Ylizaliturri Gómez Palacio	

NOTA: los sinodales suplentes están obligados a presentarse el día y hora del Examen Profesional (art. 127).

Agradecimientos

Este trabajo representa el cierre de un ciclo lleno de aprendizajes, sacrificios y esfuerzos personales.

Agradezco a mi mamá, Estela Arciniega Maldonado, y a mi papá, Ángel Martínez Alcántara por el cariño, amor y enseñanza me demuestran todos los días. Porque siempre han estado para mí en los buenos y difíciles momentos. ¡Los amo!

Agradezco a mi asesor, el Ing. Ismael Núñez Barrón por su apoyo y enseñanza en el terreno de la Ingeniería Química. Porque siempre me ha dicho que en el camino del éxito no hay límite. Todo mi respeto, agradecimiento y admiración.

A mis hermanas, Ariadna y Nancy, por todo su cariño y apoyo. A mis sobrinos, por sacarme una sonrisa y demostrarme su cariño infinito

A mis amigos por demostrar su amistad durante esta etapa. Sin duda son una parte importante para mí. Gracias y mucho éxito en el camino que han decidido seguir.

A la UNAM-FESC y los profesores de la Carrera de Ingeniería Química, por lo mucho aprendí de Ustedes y por volver la Ingeniería Química mi pasión. ¡Gracias!

“La mente es igual que un paracaídas, solo funciona si se abre”

Albert Einstein

Contenido

Capítulo I. Generalidades	4
Situación mundial del petróleo	4
Reservas de petróleo crudo: Top 5 – Países.....	6
El petróleo	6
Evolución del sistema de refinación.....	9
La industria petroquímica	12
El craqueo catalítico fluidizado (FCC).....	14
Propano y propileno: usos, logística y mercado actual.....	20
Propileno	20
Propano	24
Propiedades fisicoquímicas del propano y propileno	26
Equilibrio líquido-vapor	28
Optimización de procesos utilizando diseño de experimentos (Análisis de superficie de respuesta).....	32
Metodología de superficie de respuesta como herramienta para la optimización	32
La naturaleza secuencial de una investigación de superficie de respuesta.....	34
Capítulo II. Fundamentos técnicos y de proceso para la separación propano-propileno	36
Mezcla propano-propileno y el splitter propano-propileno (C3).....	36
Sistema a alta presión	37
Sistema con bomba de calor	38
Selección del mejor esquema de proceso para el splitter C3	39
Selección del modelo termodinámico para el equilibrio L-V de la mezcla C3	40
Capítulo III. Presentación del caso de estudio	42
Unidad de craqueo catalítico. Splitter C3. Refinería General Lázaro Cárdenas. Minatitlán, Veracruz.	42
Generalidades	42
Capacidad, rendimiento y flexibilidad.....	44
Diagrama de flujo de proceso	44
Balance de materia y energía.....	46
Lista y hojas de datos de equipo de proceso	47
Capítulo IV. Análisis técnico del splitter C3 de la Refinería Lázaro Cárdenas	50
Análisis Técnico e implementación de RSM en el splitter C3	50
Recopilación de Información del caso de Estudio.....	50

Determinación de condiciones de simulación en diseño original.....	51
Simulación del caso de estudio a diseño original.....	51
Verificación de variables de diseño.....	53
Análisis de sensibilidad sobre variables de operación	54
Optimización de variables de operación usando la metodología de superficie de respuesta .	56
Simulación de proceso a condiciones óptimas de operación	65
Capítulo V. Análisis de resultados y propuesta de mejora	70
Análisis de resultados de la metodología de superficie de respuesta sobre la optimización del splitter C3	70
Regresiones de la metodología de superficie de respuesta en la optimización del splitter C3	70
Diferencias en requerimientos energéticos del diseño original y la optimización	72
Análisis de sensibilidad sobre la temperatura de la corriente de alimentación	73
Análisis de resultados del estudio del efecto de la temperatura de la corriente de alimentación.....	74
Capítulo VI. Propuesta de mejora a la separación de la mezcla propano-propileno	78
Propuesta de mejora del splitter C3	78
Diagrama de flujo de proceso de la propuesta de mejora	78
Tablas comparativas del diseño original y la propuesta de mejora del splitter C3	78
Conclusiones	84
Bibliografía.....	85
Anexo A	87

Introducción

El petróleo es la sustancia más consumida en nuestra sociedad moderna. Este provee no solamente de combustibles para obtener energía en campos de la industria y transportes sino también materia prima para plásticos y otros productos. La palabra petróleo deriva del latín *petra* y *óleum*, que significan literalmente aceite de piedra y que hace referencia a los hidrocarburos que se almacenan en las rocas sedimentarias en forma de gases, líquidos o sólidos. Los productos del petróleo son materia prima usada para la fabricación de fibras sintéticas para ropa, plásticos, pinturas, fertilizantes, insecticidas, detergentes y gomas sintéticas entre muchos otros más.

Desde el punto de vista químico, el petróleo es una mezcla extremadamente compleja de hidrocarburos usualmente con poca cantidad de nitrógeno, oxígeno y azufre en su contenido y trazas de compuestos metálicos.

Los combustibles que son derivados del petróleo proporcionan más de la mitad del total de la energía mundial. Gasolina, keroseno y diésel proporcionan combustible para automóviles, tractores, camionetas, aeronaves y barcos. Aceite combustible y gas natural son usados en calefacciones de los hogares y edificios comerciales, así como para la generación de energía eléctrica.

A lo largo de la historia, los procesos de refinación se han visto en transformaciones continuas con el fin de mejorar la calidad de los productos, recién descubierto el petróleo, las primeras refinerías eran capaces de producir destilados ligeros, pesados y keroseno, años más tarde fue posible la obtención de combustibles específicos como el combustóleo, gasolina, turbosina entre otros, hoy en día la obtención de los productos del petróleo es mucho más selectiva, además de que se ha visto en la necesidad de mejorar su calidad, como son, lo que hoy en día conocemos como gasolina o diésel ultra bajo azufre.

Al pasar de los años, el aumento en la demanda de productos petroquímicos, así como los mayores requerimientos en cuanto a su calidad, han obligado al desarrollo y mejora en la tecnología existente tanto en la refinación como en las plantas petroquímicas. Debido a esta sinergia, un nuevo concepto se ha establecido a lo largo de plantas de refinación conocido como la integración refinería-petroquímica. Esta nueva adopción surge de la necesidad de reducir la logística entre estas dos industrias, para optimizar los procesos de producción teniendo soluciones integradas.

Es entonces cuando surge la producción de petroquímicos de alto impacto a nivel industrial como los son el etileno, el propileno, poliestireno, entre otros.

Al pasar de los años, la mejora en las investigaciones tecnológicas y su implementación en la industria, causadas por la demanda de productos petroquímicos y a su vez mayor calidad en los productos, ha permitido desarrollar nuevas tecnologías para la transformación de las sustancias petroquímicas. Sin embargo, la mejora continua de dichas tecnologías es una constante que mueve la industria de la transformación.

Como resultado de dicha constante transformación y la inquietud de aplicar la optimización de procesos, en este trabajo de tesis se hizo el análisis técnico de una unidad de separación de la

mezcla propano-propileno provenientes de una unidad de craqueo catalítico fluidizado y que forma parte del tren de producción de recuperación de olefinas, también conocido como splitter C3¹, en su diseño original para la refinería Lázaro Cárdenas ubicada en Minatitlán, México. Como resultado del análisis técnico se obtuvo un esquema de mejora basado en la optimización de variables de operación. Dicha optimización se ejecutó siguiendo los procesos establecidos en la metodología de superficie de respuesta.

La metodología de superficie de respuesta es una técnica de análisis estadístico multivariable que permite obtener una imagen general de la influencia de variables manipuladas sobre respuestas de operación. Un análisis de la influencia de la temperatura de la alimentación también fue incluido en el presente.

¹ Splitter C3 – Término empleado a la columna de destilación para la separación de la mezcla Propano – Propileno

Objetivos

Objetivo general

Evaluar técnicamente el proceso de separación de la mezcla propano-propeno proveniente de una unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado (FCC) de la Refinería Lázaro Cárdenas localizada en Minatitlán, México para definir las condiciones óptimas de operación y justificar una propuesta de mejora implementando la metodología de superficie de respuesta.

Objetivos particulares

- I. Analizar los esquemas de los procesos existentes para la separación de mezcla propano-propileno en refinerías.
- II. Emplear un simulador de procesos especializado para la ejecución de estudios de sensibilidad y búsqueda de las condiciones óptimas de operación, así como de verificación de balances de materia y energía.
- III. Entender la Metodología de Superficie de Respuesta para el análisis multivariable de las variables de operación del splitter C3 y su aplicación a la optimización de procesos.
- IV. Aplicar los conocimientos obtenidos para proponer un esquema proceso mejorado.
- V. Desarrollar documentos técnicos de ingeniería de proceso.
- VI. Verificar las secciones de los procesos, así como el diseño de los equipos.
- VII. Justificar las variables de proceso indicadas para el caso de estudio.
- VIII. Obtener un panorama general de los procesos y técnicas empleadas para la separación de la mezcla propano-propileno así como su importancia a nivel mundial.

Capítulo I. Generalidades

Situación mundial del petróleo

El desarrollo humano está altamente ligado al consumo de energía. Los humanos, desde el principio de los tiempos, han sido capaces de manejar diferentes formas de energía y transformarla para mejorar su calidad de vida. Nuestros ancestros tuvieron que confiar en recursos energéticos limitados como energía muscular, la madera o las caídas de agua (World, 2013). Hoy en día, la mezcla de diferentes formas de energía y el intercambio entre múltiples fuentes hace que mientras nosotros seamos capaces de manejarlas, se podrá suministrar energía a las sociedades altamente consumidoras de la actualidad (Farnoosh, 2015).

Si observamos lo que ha pasado durante el último siglo, la población, la economía y el consumo de energía crecieron sin ninguna interrupción, influenciándose entre sí (World, 2013). Como se muestra en la *figura 1* la población mundial ha incrementado exponencialmente en los últimos cien años de la mano con el consumo de energía a nivel mundial, la cual ha crecido desde menos de 1 billón de toneladas equivalentes de petróleo en 1900, a casi 12 billones de toneladas hoy en día (Farnoosh, 2015).



Figura 1. Población mundial en el último siglo (Farnoosh, 2015).

A lo largo de la historia, ha habido muchas revoluciones de energía. Tan solo en los últimos cien años, como se muestra en la *figura 2*, el carbón reemplazó a la madera como fuente de energía más eficiente para las máquinas de vapor. Posteriormente el petróleo se convirtió en el combustible líder cuando el boom del automóvil, pero después de la primera crisis en 1973 y la segunda en 1979, que multiplicaron el precio del petróleo por diez, el gas natural y la electricidad incrementaron su aporte en la mezcla global de energía (Farnoosh, 2015). Sin embargo, los sistemas energéticos requieren de gran infraestructura, por tanto, se requiere tiempo para que evolucionen. Debido a esa inercia, la mezcla no va a cambiar rápidamente y los recursos fósiles seguirán dominando en la mezcla global de energía para los años por venir (ExxonMobil, 2015).

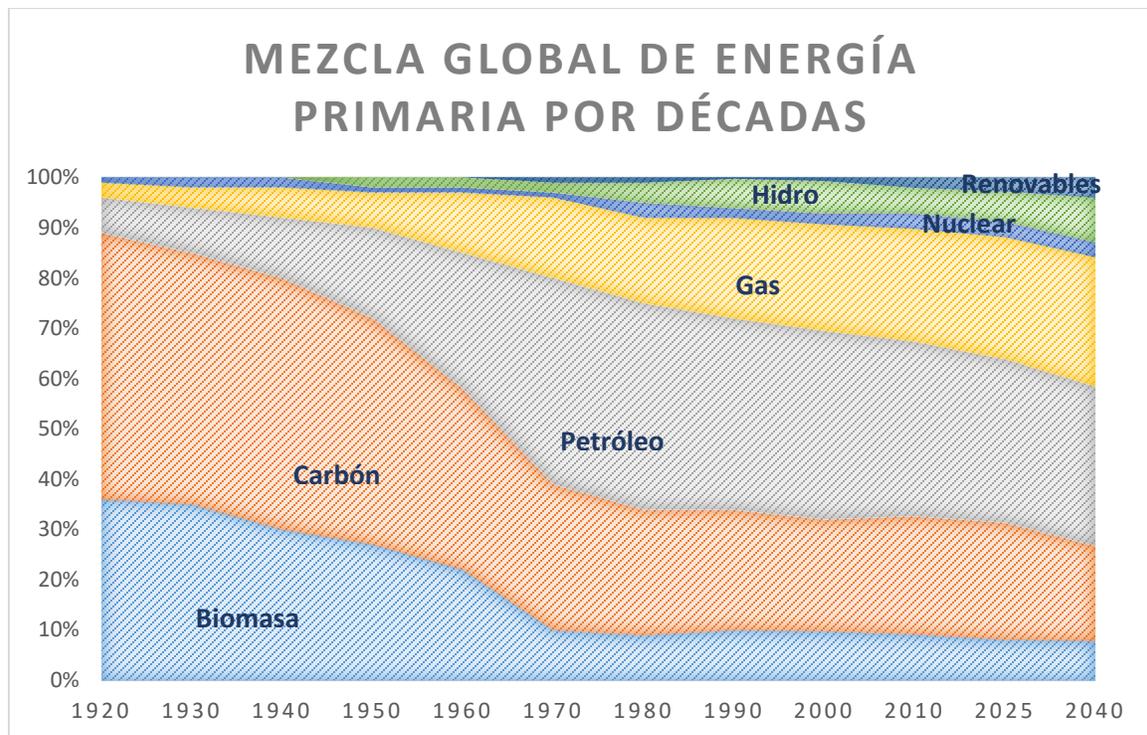


Figura 2. Mezcla global de energía por décadas (ExxonMobil, 2015)

El petróleo juega un papel muy importante en el balance global de energía, representando el 32% de la energía consumida en el 2010. Esta proporción ha cambiado un poco en los últimos 20 años, puesto que en 1990 fue del 37%, a pesar del hecho que la cantidad total de energía consumida a lo largo del mundo ha aumentado por más del 50% en el mismo periodo (World, 2013).

La crisis del petróleo en 1973 y en 1979 resultó en largas filas en las gasolineras y el alza de los precios del crudo. En los años siguientes, grandes discusiones acerca del apogeo del petróleo fueron basadas en la expectativa de que las reservas de petróleo se acabarían en las décadas consecuentes. Para el 2013, el abasto de petróleo crudo ya no era una preocupación, sin embargo, al ser este un recurso no renovable, lo será en el futuro. Las reservas globales de petróleo son, hoy en día, 60% más grandes que hace 20 años, y la producción de petróleo ha aumentado en 25%.

Si las fuentes no convencionales de petróleo como lo son oil shale², oil sands³ y el petróleo extra pesado y el bitumen, son tomadas en cuenta, las reservas globales de petróleo serán cuatro veces más grandes que las reservas actuales. El petróleo es y seguirá siendo la fuente primaria de energía con amplias posibilidades de aplicación. De cualquier modo, su principal uso seguirá siendo el transporte y el sector petroquímico. En el futuro, la posición del petróleo en la punta de la escalera de la energía se enfrentará a grandes retos contra otros combustibles (World, 2013). La tabla 1 muestra cómo están concentradas las reservas de petróleo a lo largo del mundo, siendo Venezuela el país con mayores reservas probadas. Por su parte México se ubica dentro de los 18 países con mayores volúmenes de reservas de petróleo, las cuales sumaron 9.7mmmb (miles de millones de

² Oil Shale - Roca sedimentaria rica en compuestos orgánicos de la cual se extraen hidrocarburos líquidos

³ Oil Sand - Arena suelta o parcialmente consolidada que contiene mezcla de arena y agua, saturada con petróleo extremadamente viscoso.

barriles) en el 2014 (SENER, 2015). Por otro lado, resulta que de los países con mayores reservas de petróleo no se ubican entre los mayores productores, a excepción de Arabia Saudita; En el 2014, Estados Unidos se convirtió en el primer productor de petróleo a nivel mundial, con 11,644 mbd (miles de barriles al día), 15.9% más que un año anterior. Su producción se ubicó por encima de Arabia Saudita y Rusia gracias a la tecnología y a la inversión realizada en perforaciones hidráulicas de gas y petróleo (SENER, 2015).

Para México, las reservas remanentes totales (Reservas Probadas, Probables y Posibles) se integraron por 34.8% de reservas probadas, 26.6% de reservas probables y 38.6% de reservas posibles, es decir;

- Reservas Probadas(3P): 13,017 mmb (Millones de Bariles)
- Reservas Probables (2P): 9,966 mmb
- Reservas Posibles(1P): 14,421 mmb

Por lo que para el 2014 la relación reservas-producción de petróleo crudo equivalente 3P alcanzó un valor de 29 años; 18 años para la reserva 2P y 10 años para la reserva 1P (SENER, 2015).

Reservas de petróleo crudo: Top 5 – Países

El petróleo es una industria global madura que ofrece a los participantes del mercado oportunidades económicas en retorno. Sin embargo, el balance entre el retorno de capital y los intereses de los principales países es un tema complicado. Varios países, por razones políticas, tienen acceso limitado a las grandes compañías internacionales (World, 2013).

País	Reservas (Mt)		Producción (Mt)		R/P Años
	2011	1993	2011	1993	
Venezuela	40 450	9 842	155	129	> 100
Arabia Saudita	36 500	35 620	526	422	69
Canadá	23 598	758	170	91	> 100
Irán	21 359	12 700	222	171	96
Irak	19 300	13 417	134	29	> 100
Resto del Mundo	82 247	68 339	2 766	2 338	30
Total global	223 454	140 676	3 973	3 179	56

Tabla 1. Reservas de crudo en millones de toneladas, 5 principales países (World, 2013)

El petróleo

El petróleo contiene un amplio rango de compuestos que consisten en mezclas de hidrocarburos y otros que contiene diferentes cantidades de azufre, nitrógeno, y oxígeno. Los cuales pueden variar de gran manera en volatilidad, gravedad específica y viscosidad (Speight, The refinery of the future, 2011). En estado *crudo* el petróleo tiene un valor mínimo, pero una vez que es refinado se obtienen combustibles líquidos, solventes, lubricantes, entre otros productos con alto valor comercial. Los combustibles derivados del petróleo aportan entre una tercera a una mitad del total del consumido a nivel mundial (Speight, Petroleum Refining Processes, 2002).

Los hidrocarburos son los mayores componentes del petróleo, los cuales están constituidos principalmente de carbono e hidrógeno; estos se muestran en varias estructuras moleculares

(Speight, Petroleum Refining Processes, 2002). El aislamiento de compuestos puros del petróleo es extremadamente complicado y la abrumadora complejidad de los hidrocarburos constituyentes de mayor peso molecular, así como la presencia de compuestos de azufre, oxígeno y nitrógeno, hacen que esta tarea sea prácticamente imposible (Speight, The chemistry and technology of petroleum, 2007). Se ha establecido que los hidrocarburos componentes del petróleo están localizados en tres grupos, cuya relación se muestra en la *figura 3*;

1. **Parafinas:** son hidrocarburos saturados con cadenas lineales o ramificadas, pero sin ninguna estructura de anillo.
2. **Naftenos (Cicloparafinas):** son hidrocarburos saturados que contienen uno o más anillos, los cuales pueden contener una o más cadenas lineales (conocidos también como hidrocarburos alicíclicos).
3. **Aromáticos:** son hidrocarburos que contiene uno o más núcleos aromáticos. Tales como benceno, naftaleno, y fenantreno, los cuales pueden estar unidos con naftenos o parafinas.

Las olefinas no son comúnmente encontradas en petróleo y los hidrocarburos acetilénicos son raros (Speight, The chemistry and technology of petroleum, 2007).

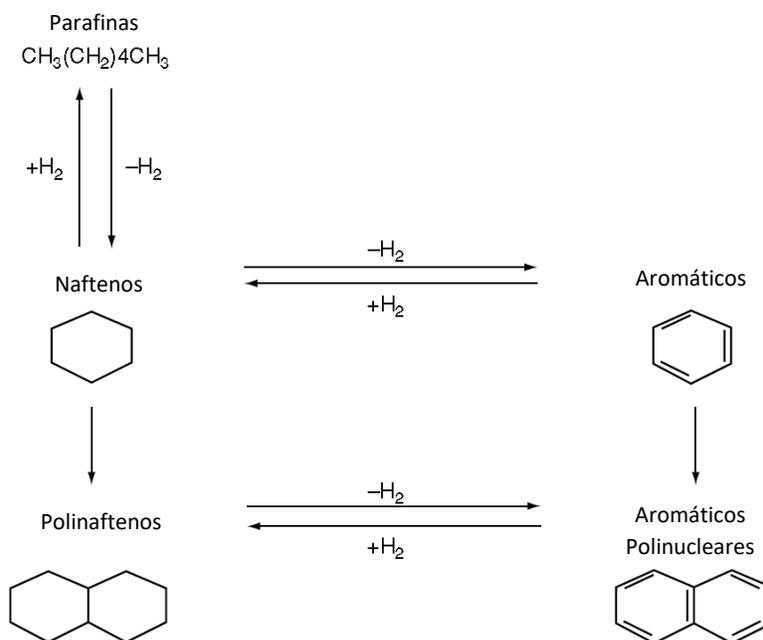


Figura 3. Interrelación en los tipos de hidrocarburos del petróleo (Speight, The chemistry and technology of petroleum, 2007).

Debido a la gran variedad de compuestos que el crudo contiene, los cuales ebullen a diferentes temperaturas, estos pueden separarse en diferentes fracciones genéricas mediante destilación. La terminología empleada para dichas fracciones suele estar relacionada con su composición (Speight, The chemistry and technology of petroleum, 2007). Por tanto, algunos crudos tienen altas proporciones de componentes de bajo punto de ebullición y otros como el aceite pesado y el bitumen, tienen altas proporciones de componentes de alto punto de ebullición como los componentes asfálticos y residuos.

Los gases de hidrocarburo como el metano, etano, propano y butano están presentes en el petróleo crudo disueltos. El metano tiene una alta presión de vapor y este escapa de la mezcla a menos de que esta se encuentre a una presión debajo de la presión de vapor del metano. Este, usualmente, es separado en el pozo y colectado como gas natural y este se pueden encontrar trazas cuando el petróleo se encuentra debajo de presión atmosférica. Debido a que el etano tiene una presión de vapor más alta, este se encuentra en trazas en el petróleo crudo. Propano y butano están presentes en estado líquido aun por encima de presión atmosférica. Esta mezcla es separada y es usada como gas Licuado de Petróleo (LPG por sus siglas en inglés). Los hidrocarburos líquidos que quedan presentes pueden ser separados como fracciones de acuerdo con su temperatura de ebullición:

- i. Corte de Naftas – hasta 170 °C
- ii. Corte de Keroseno – de 170 °C a 300 °C
- iii. Corte de Gasóleo o Diesel – de 180 °C a 365 °C

La composición del petróleo varía de pozo a pozo y de región en región, por lo que resulta esencial tener un análisis de temperaturas de ebullición (TBP - true boiling point) de cada lote antes de ser refinado. Por lo tanto, la producción de ligeros y fracciones pesadas varía de crudo a crudo (Mohamed, 2010). Ver figura 4.

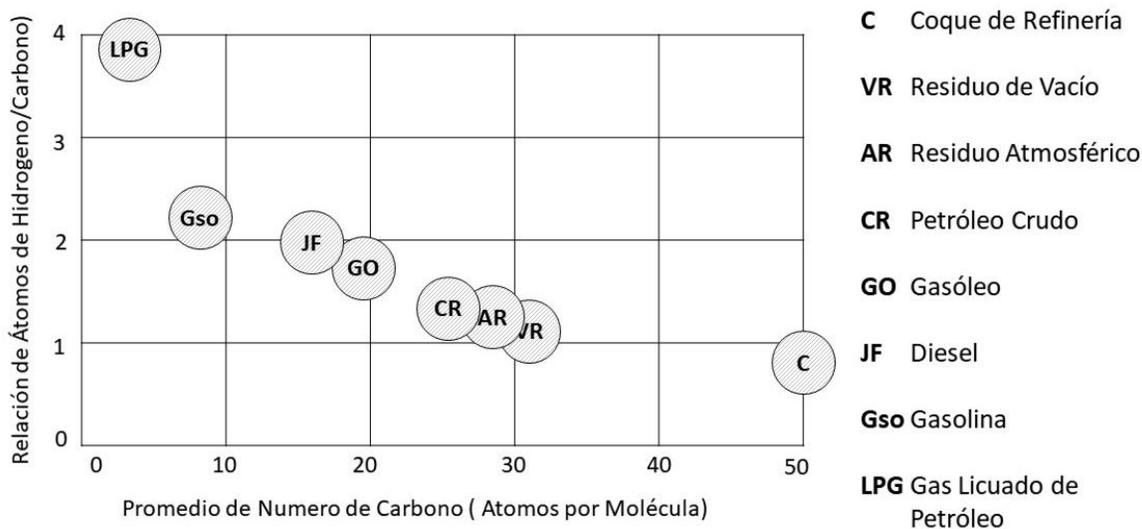


Figura 4. Productos del petróleo (Mohamed, 2010).

La composición del petróleo, en base elemental, puede ser clasificada en ciertos rangos de acuerdo con su origen. Una composición generalizada se puede observar en la tabla 2.

Los productos derivados del petróleo son los materiales básicos usados para la manufactura de fibras sintéticas para ropa y en plásticos, pinturas, fertilizantes, insecticidas, jabones y gomas sintéticas. Los usos del petróleo como fuente de materia prima en la manufactura son vitales para el funcionamiento de la industria moderna (Speight, The chemistry and technology of petroleum, 2007).

Elemento	Composición (%peso)
<i>Carbono</i>	83.0 – 87.0
<i>Hidrogeno</i>	10.0 - 14.0
<i>Azufre</i>	0.05 – 6.0
<i>Nitrógeno</i>	0.1 – 0.2
<i>Oxígeno</i>	0.05 – 0.2
<i>Níquel</i>	< 120 ppm
<i>Vanadio</i>	< 1200 ppm

Tabla 2. Composición elemental de petróleos (Mohamed, 2010)

Evolución del sistema de refinación

Desde el descubrimiento del petróleo, la utilización racional de las diferentes fracciones que lo componen ha influido fuertemente en el desarrollo de los diversos procesos, así como su inclusión en el esquema de refino. A partir de los años setenta el refino del petróleo ha sufrido importantes transformaciones ligadas al continuo incremento de las necesidades de productos ligeros como gasolinas o gasóleos, en detrimento de los productos pesados. Este comportamiento se puede observar en la *figura 5* (Wauquier, 2004);

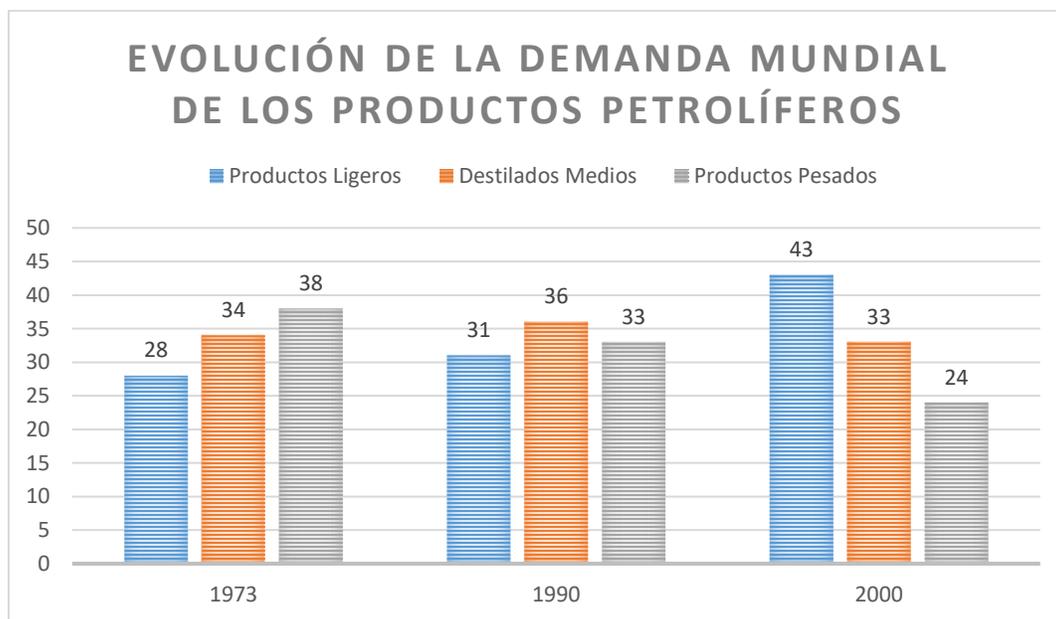


Figura 5. Evolución de la demanda mundial de los productos petrolíferos (% pesos) (Wauquier, 2004)

La evolución de la demanda va igualmente acompañada de un aumento en la calidad de los productos, por ejemplo, el aumento del número de octano de las gasolinas, el índice de cetano de los gasóleos o la disminución de la cantidad de azufre en el diésel.

Con la implantación de nuevas normas anticontaminación, así como las limitaciones previstas en los compuestos químicos que constituyen los productos terminados, el esquema de refino, y sobre todo después del 2000, se ha adaptado a nuevas especificaciones con la puesta en

funcionamiento de nuevos procesos. Gracias a su flexibilidad, el refino puede responder a esta evolución de la demanda de la calidad.

Para adaptarse a esta evolución, el refino recurre a una gran variedad de procesos que han sido desarropados a lo largo del tiempo, de los cuales se distinguen los siguientes grupos. Un esquema completo se puede observas en la *figura 6* (Wauquier, 2004):

- ✓ **Proceso de separación:** Dividen la carga en fracciones más simples o más estrechas.
- ✓ **Procesos de transformación:** genera nuevos compuestos, con características apropiadas a la utilización del producto.
- ✓ **Procesos de acabado:** eliminan (normalmente por hidrogenación) los compuestos indeseables.
- ✓ **Procesos de protección del medio ambiente:** tratan los gases de refinería (fuel gas), los humos y las aguas residuales.

En su estado natural, el petróleo es de valor y uso limitado. La refinación es requerida para obtener los productos que son requeridos por el mercado moderno actual. Por lo tanto, la refinación del petróleo son una serie de etapas por la cuales el petróleo es convertido en productos estables con las calidades requeridas y las cantidades demandadas por el mercado (Speight, Petroleum Refining Processes, 2002). Refinerías de petróleo modernas son mucho más complejas en su operación que las refinerías de 1900. Las primeras refinerías fueron principalmente unidades de destilación con unidades auxiliares para la remoción de olores de los productos. La refinería de 1930 fue de alguna manera más compleja, sin embargo, fue esencialmente una unidad de destilación. En ese momento, las unidades de craqueo y coquizadoras comenzaron a aparecer. Estas unidades no eran como lo son hoy en día sin embargo fueron quienes las precedieron. En ese mismo tiempo, el asfalto fue reconocido como producto del petróleo. Finalmente, las refinerías actuales son el resultado de grandes avances en tecnología y la innovación, así como la tendencia de evolución. En la industria del petróleo y, al igual que otras, el suministro y la demanda son factores clave en una operación económica eficiente (Speight, Petroleum Refining Processes, 2002).

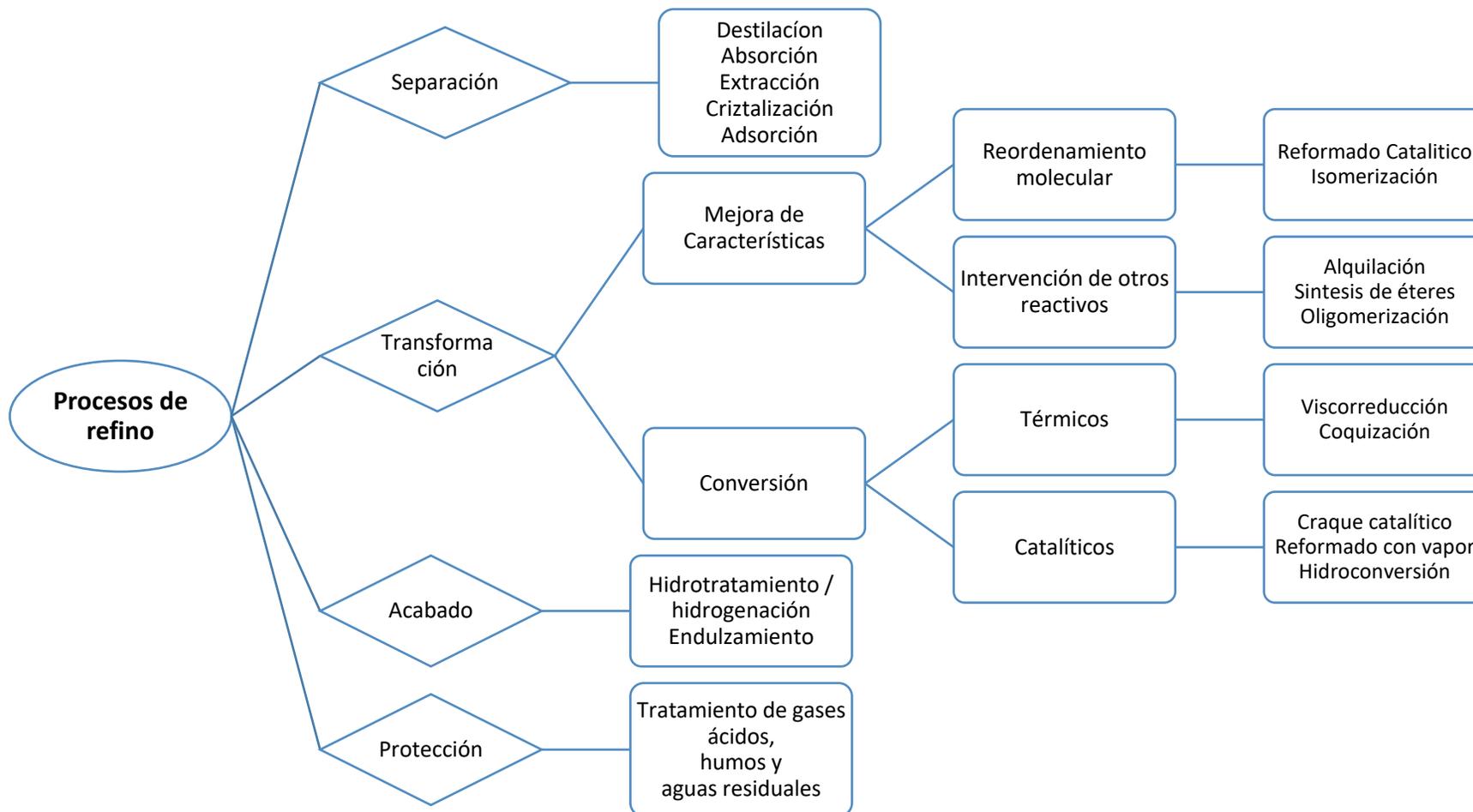


Figura 6. Esquema general de procesos para el refinamiento del petróleo (Speight, *The refinery of the future*, 2011)

La industria petroquímica

La industria petroquímica inició en 1920, cuando fue que, gracias a las mejoras en los procesos de refinación, se obtuvieron productos más específicos. Un compuesto petroquímico es cualquier sustancia química (desde combustibles hasta productos del petróleo) manufacturados del petróleo (y gas natural) y usado para una gran variedad de propósitos comerciales. La definición ha sido ampliada para incluir todo el rango de compuestos orgánicos alifáticos, aromáticos, y naftenicos, así como compuestos inorgánicos como azufre y amoniaco, tal como se muestra en la *tabla 3*.

Número de Carbono	Tipo de Hidrocarburo		
	Saturado	Insaturado	Aromático
1	Metano		
2	Etano	Etileno Acetileno	
3	Propano	Propileno	
4	Butanos	n-Butenos iso-Butenos Butadieno	
5	Pentanos	Iso-Pentenos Iso-preno	
6	Hexanos Ciclohexano	Metilpentenos	Benceno
7		Heptenos Mezclados	Tolueno
8		Di-iso-butileo	Xileno Etilbenceno Estireno Cumeno
9		Propileno tetramer	
12		Tri-iso-butileno	
18			Dodecibenceno
6-18		n-Olefinas	
11-18	n-parafinas		

Tabla 3. Intermediarios de hidrocarburos usados en la industria petroquímica (Speight, The chemistry and technology of petroleum, 2007).

Realmente, mediante una amplia variedad de compuesto químicos intermediarios, el petróleo y gas son las principales fuentes de materias primas debido a que son menos costosos, tienen mayor disponibilidad y pueden ser procesados más fácilmente a petroquímicos primarios. Los petroquímicos se pueden clasificar de manera general en cuatro grupos como se muestra en la *figura 7*;

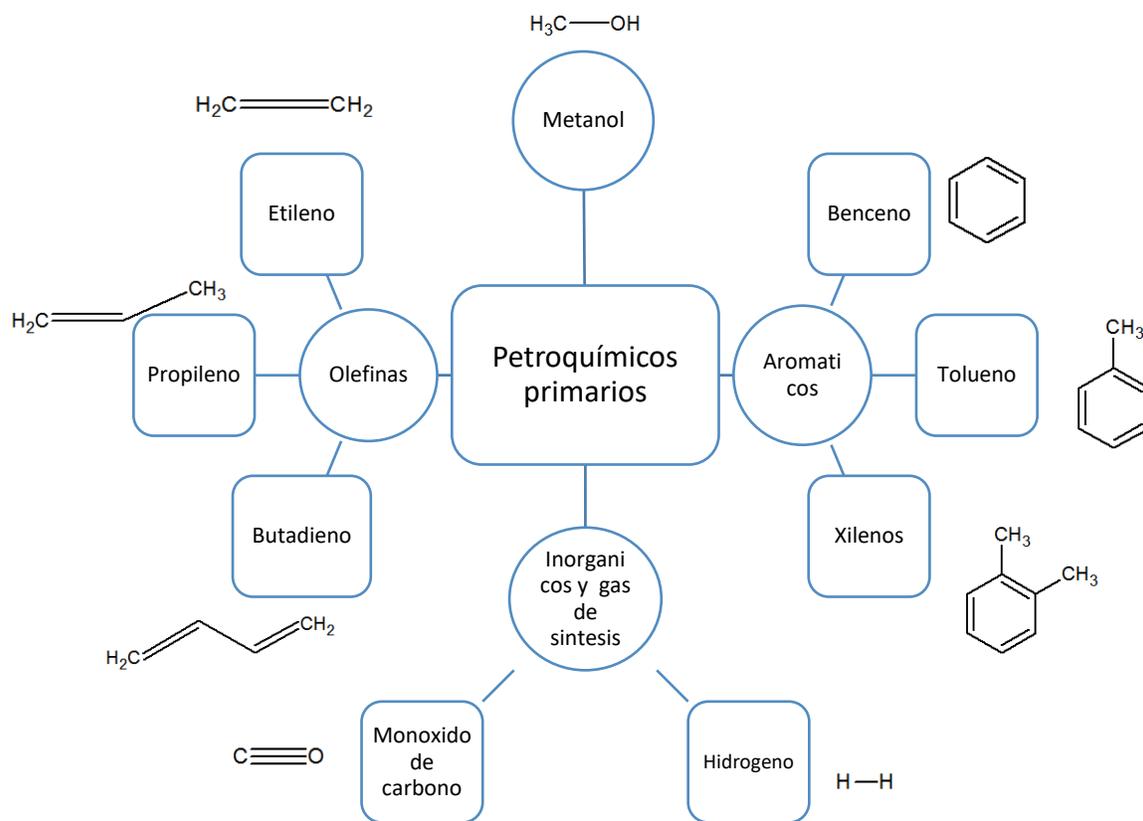


Figura 7. Petroquímicos primarios. Adaptado de (Speight, *The chemistry and technology of petroleum*, 2007).

En varios casos, un compuesto químico específico incluido en los petroquímicos primarios, puede ser obtenido a partir de otra fuente, como carbón, coque o productos vegetales, por ejemplo, materiales como el benceno y el naftaleno pueden ser obtenidos, ya sea del petróleo o el carbón, mientras que el etanol puede ser obtenido ya sea por petroquímicos o de origen vegetal (Speight, *The chemistry and technology of petroleum*, 2007).

Los petroquímicos intermediarios son generalmente producidos por reacciones químicas de petroquímicos primarios para así formar productos derivados más complicados. Los productos derivados pueden ser obtenidos mediante formas diferentes directamente de petroquímicos primarios ya sea;

- Mediante compuestos intermediarios que contienen sólo carbono e hidrógeno
- Mediante compuestos intermediarios que incorporan cloro, nitrógeno u oxígeno en el derivado final.

En algunos casos, ya son productos terminados, o en otros, se requieren más pasos para llegar al producto deseado (Wauquier, 2004). La *figura 8* muestra las principales fuentes de productos petroquímicos primarios dentro de una refinería. El propileno principalmente se obtiene del proceso de craqueo catalítico al igual que el etileno, los cuales son las dos olefinas más importantes de los petroquímicos primarios (Speight, *The chemistry and technology of petroleum*, 2007).

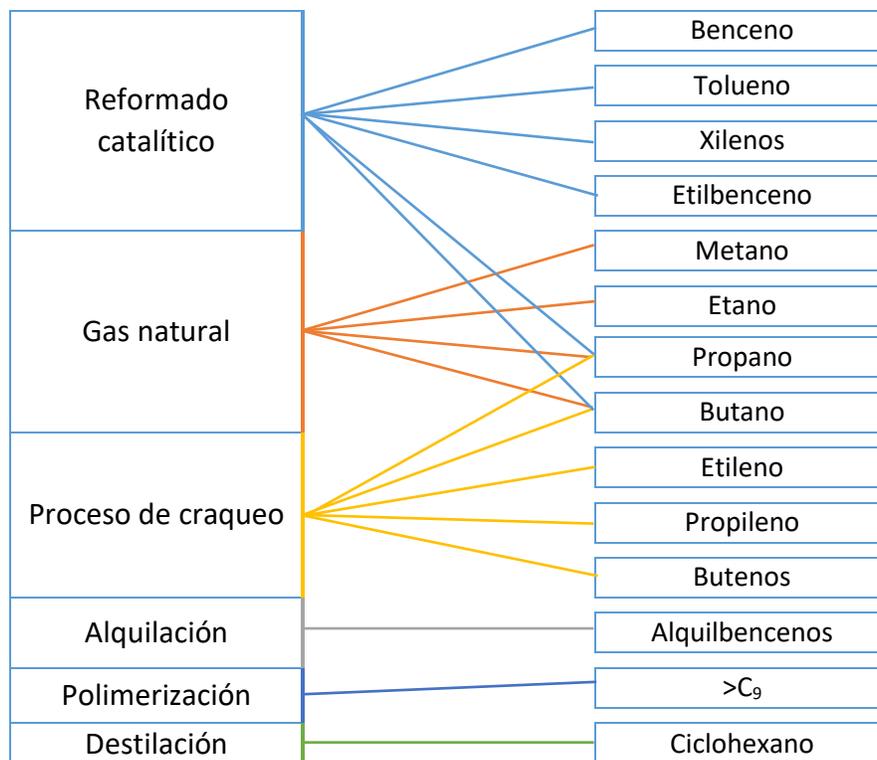


Figura 8. Fuentes de petroquímicos intermedios. Adaptado de (Speight, Petroleum Refining Processes, 2002)

El craqueo catalítico fluidizado (FCC)

El craqueo catalítico es un proceso de conversión que puede ser aplicado a una gran variedad de corrientes desde el gasóleo hasta las fracciones pesadas. Este es uno de los procesos altamente utilizados que usa un catalizador para mejorar la eficiencia del proceso. La idea original de desarrollar los procesos de craqueo surgió de la necesidad de aumentar la producción de gasolinas y debido a que el craqueo virtualmente podría doblar el volumen de gasolina por barril de petróleo crudo. Por lo que su uso fue totalmente justificado (Speight, Petroleum Refining Processes, 2002).

Este proceso es un elemento clave del refino junto con el reformado catalítico y la alquilación en la línea de producción de gasolinas. Operando en fase gaseosa y baja presión, se utiliza el catalizador como un sólido portador de calor. La temperatura de reacción es de 500-540 °C y el tiempo de residencia del orden de segundos. Las cargas en este proceso tan flexible son generalmente los destilados de vacío, los aceites desalfaltados, los residuos hidrotratados o no, así como subproductos de otros procesos, tales como: extractos, destilados de viscorreducción y coquización, residuos de hidro craqueo, mezclados con la carga principal. La *tabla 4* resume las propiedades típicas de las alimentaciones a una unidad de craqueo catalítico fluidizado (Wauquier, 2004).

Propiedades de alimentación típica a la unidad de FCC		
Propiedad	Gasóleo de Vacío Desulfurizado	Residuo Atmosférico
Gravedad Específica (15/4 °C)	0.896	0.889
API	26.3	27.5
Fracción de Gasóleo (GO), % masa (punto de ebullición < 343 °C)	7	4
Fracción de GO de vacío (VGO), % masa (punto de ebullición 343 - 538 °C)	88.5	52.5
Fracción de residuo de vacío (VR), % masa (punto de ebullición > 538 °C)	4.5	43.5
Residuo de Carbón (CCR,) % masa	0.2	4.
Azufre, % masa	0.4	0.11
Nitrógeno, % masa	0.064	0.19
Níquel, W ppm	0.26	17
Vanadio, W ppm	0.15	0.5

Tabla 4. Propiedades de la alimentación típica a una unidad de craqueo catalítico fluidizado (Mohamed, 2010).

Los productos de conversión del craqueo catalítico son altamente olefinicos en las fracciones ligeras y altamente aromáticos en las pesadas. Las reacciones del craqueo son endotérmicas; el balance de calor se obtiene por la combustión en el regenerador del coque producido y depositado sobre el catalizador. La *tabla 5* muestra los valores generalizados de los productos de una unidad FCC (Wauquier, 2004).

Los principales productos son:

- **Gases licuados (propano, propileno, butanos, butenos)** que pueden ser a su vez cargas a las unidades de MTBE, ETBE, alquilación, dimerización, polimerización tras el endulzamiento y/o hidrogenación selectiva.
- **Gasolinas** de buen índice de octano (RON 91-93, MON 79-81) que se envían, tras el endulzamiento, al *pool* de gasolinas. La fracción ligera de C5 puede ser esterificada (TAME), la fracción central (75-125°C), de peor calidad, puede enviarse al reformado catalítico, mientras la más pesada (125-210 °C), fuertemente aromática y alto número de octano, se envía al *pool* de gasolinas.
- **Corte de destilado ligero (light cycle oil- LCO)** parecido al gasóleo, pero de alta aromaticidad y bajo número de cetano.

Los subproductos de la FCC son:

- **Gases de refinería.**
- **Residuos (Slurry) o aceite decantado**, utilizado como combustible de refinería o como base de fabricación de negro de humo.
- **El coque** depositado sobre el catalizador que se quema en el regenerado produce energía (electricidad, vapor) y el calor necesario, del SO_x y NO_x, así como de las partículas de catalizador que arrastran.

Propiedades de productos típicos de una unidad de FCC		
<i>Producto</i>	Característica	Rendimiento %masa
Gas seco + H₂S (C₁ + C₂ + C₃ + H₂) H₂S	H ₂ S debe ser removido	3-5
LPG: C₃, C₃⁺, C₄, C₄⁺	Petroquímicos primarios	8-20
Gasolina	Producto Principal, alto octanaje	35-60
Productos Ligeros	Rico en aromáticos, alto en contenido de azufre	12-20
Productos Pesados	Muy rico en aromáticos, lodo de solidos	10-15
Coque	Consumido en regenerador	3-5

Tabla 5. Propiedades del producto típico de la unidad de FCC (Mohamed, 2010)

El craqueo catalítico tiene un gran número de ventajas sobre el craqueo térmico. La gasolina producida por craqueo catalítico tiene un mayor número de octanaje y consiste mayormente de isoparafinas y aromáticos (Speight, Petroleum Refining Processes, 2002). La alimentación a la unidad de craqueo catalítico puede ser cualquiera, o mezcla, de las siguientes:

- ✓ Cargas desulfuradas
- ✓ Cargas amargas
- ✓ Gasóleo pesado atmosférico
- ✓ Gasóleo ligero o pesado de vacío
- ✓ Gasóleos hidratados de coquización

Los procesos actualmente usados en el craqueo catalítico defieren principalmente del método en el manejo del catalizador, a pesar de que coinciden con el tipo de catalizador y la naturaleza de los productos. El catalizador, puede ser de un compuesto natural o sintético activado, en forma de perla, pellet, micro esférico y puede ser en un lecho fijo o fixed-bed, lecho móvil o *moving-bed* y lecho fluidizado o *fluid-bed*. Refierase a la *tabla 6* (Speight, The refinery of the future, 2011).

- ✓ **El lecho fijo** fue el primero que se usó comercialmente, el cual usa un lecho estático de catalizador en varios reactores, lo que permite que flujos constantes de alimentación sean mantenidos. Por tanto, el ciclo de operación consiste en
 1. Flujo de alimentación a través del lecho de catalizador.
 2. Se discontinua el flujo de alimentación y se remueve el coque quemándolo.
 3. Puesta en marcha del reactor.
- ✓ **El proceso de lecho móvil** usa un tanque de reacción en donde el craqueo ocurre y en un horno donde el catalizador inactivo es regenerado. El movimiento del catalizador al tanque es realizado mediante varios métodos.
- ✓ **El proceso de lecho fluidizado** difiere de los otros dos, principalmente en que el catalizador en polvo es circulado como un fluido con la alimentación. Una configuración de reactor y generador en paralelo o una en donde el reactor está ya sea arriba o abajo del regenerador son las principales variaciones mecánicas.

Condiciones del proceso de craqueo catalítico

Condiciones	Catalizador ácido sólido (silica-alumina, zeolita, otros) 900 -1000°F 10-20psig
Alimentaciones	De naftas vírgenes a residuos atmosféricos
Productos	Componentes de bajo peso molecular (C3-C4> C2 gases) Isoparafinas Coque
Variaciones	Lecho Fijo (<i>Fixed-Bed</i>) Lecho Móvil (<i>Moving-Bed</i>) Lecho Fluidizado (<i>Fluid-Bed</i>)

Tabla 6. Resumen de las condiciones del proceso de craqueo catalítico (Speight, Petroleum Refining Processes, 2002)

Después de la crisis de los años 70, se introdujo por primera vez en los años 80, el craqueo catalítico permitiendo asegurar la creciente demanda de gasolinas y destilados, minimizando así la importación de crudo y reduciendo la producción del gasoleo industrial de demanda decreciente al ser sustituido por otras energías como la nuclear o el carbón (Wauquier, 2004). En los años 70 el esquema general de refinación era más reducido a como se ve hoy, como se muestra en la figura 9. Para la introducción del craqueo catalítico el esquema de refino aumentó unidades significativamente, adicionándose la destilación secundaria o al vacío y la viscorreducción (Mohamed, 2010). El diagrama típico de una refinería actual, como el observado en la figura 10, muestra como la unidad de craqueo catalítico fluidizado juega un papel central cuando las alimentaciones como el gasoleo hidrotratado de la destilación al vacío o el residuo atmosférico desulfurizado están presentes en el proceso de refinación (Mohamed, 2010).

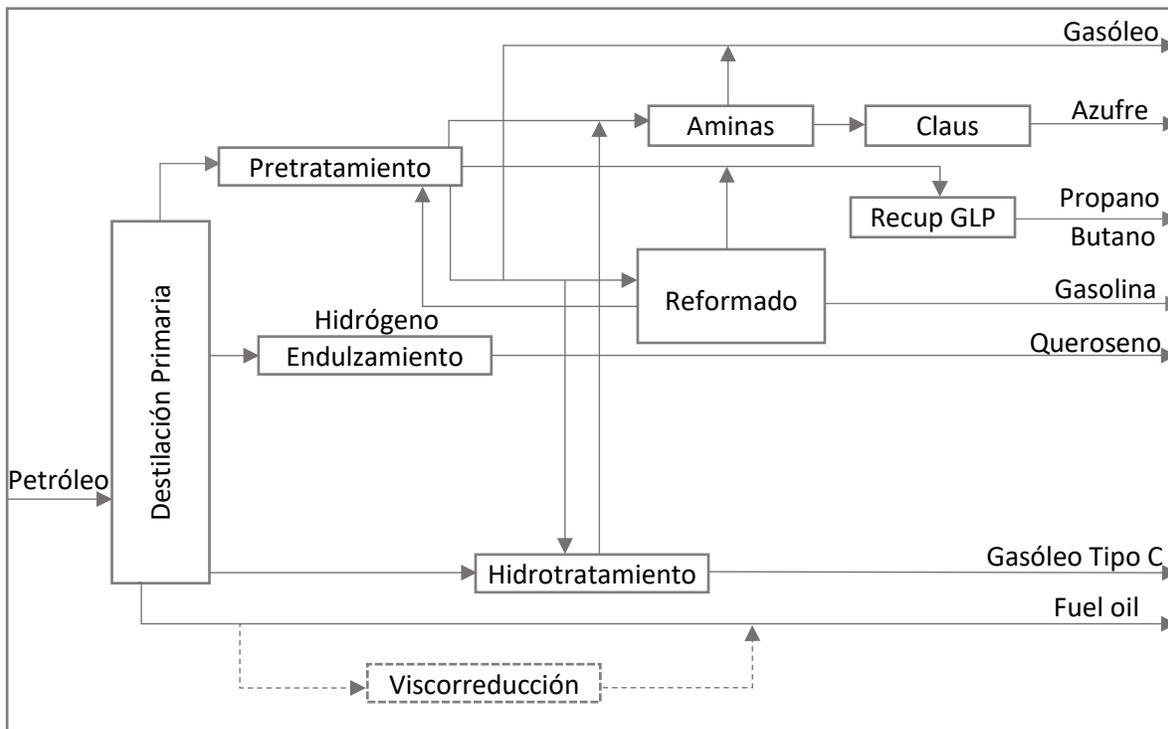


Figura 9. Esquema de refino de los años 50-70 (Wauquier, 2004).

Recientemente, los residuos de la destilación al vacío son desulfurados y usados como alimentación a las unidades FCC. En estos casos, la unidad es llamada FCC de residuo (RFCC), sin embargo, los principios del proceso son los mismos en ambas unidades (Mohamed, 2010). El crecimiento de la industria petroquímica a forzado a las refinerías ahaumentar la producción de compuestos aromáticos y gases, ya sea que cambiando su configuración o las condiciones de operación. La FCC ha sido modificada a petro-FCC la cual produce altas cantidades de gases. La adición de las unidades de gasificación para procesar el residuo de la destilación al vacío ha abierto el camino para adicionar una gran variedad de petroquímicos. Tal como la configuración de la *figura 10* (Mohamed, 2010).

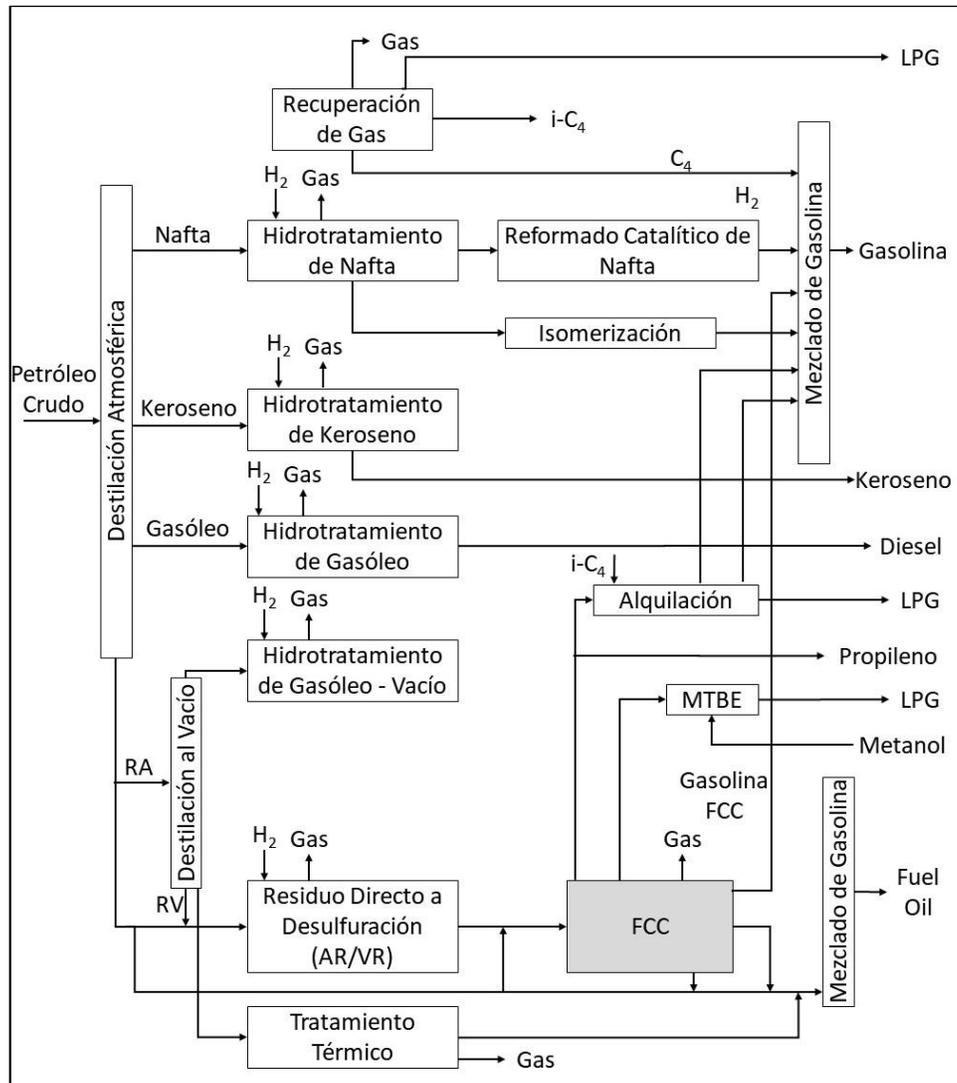


Figura 10. Esquema de refino actual, importancia de la FCC (Mohamed, 2010).

Por tanto, la complejidad de las refinerías ha ido en aumento, adaptando unidades petroquímicas, conduciendo a la integración **Refinería – Complejo petroquímico**. En la *figura 12* se muestran en color gris las unidades correspondientes a unidades petroquímicas. Aguas abajo de la unidad FCC, existen una serie de unidades de separación cuyo propósito es la obtención de

compuestos con mayor pureza y especificaciones, como lo es el propileno. Hoy en día existen firmas de ingeniería, tal como UOP que licencia la petro-FCC, los cuales han desarrollado procesos que aumentan la obtención de propileno, olefinas ligeras y aromáticos para operaciones petroquímicas, con las alimentaciones convencionales de una FCC. El producto obtenido de este proceso contiene (porcentaje en volumen) un 18 %V propileno, 7 %V etileno, 10 %V butileno y 20 %V de benceno y *p*-xileno. En la *figura 11* se muestra una comparación entre los productos de la configuración licenciada por UOP y la desarrollada habitualmente, donde se observa como la petro-FCC está orientada a la producción de fracciones ligeras, que incluyen una gran cantidad de propileno.

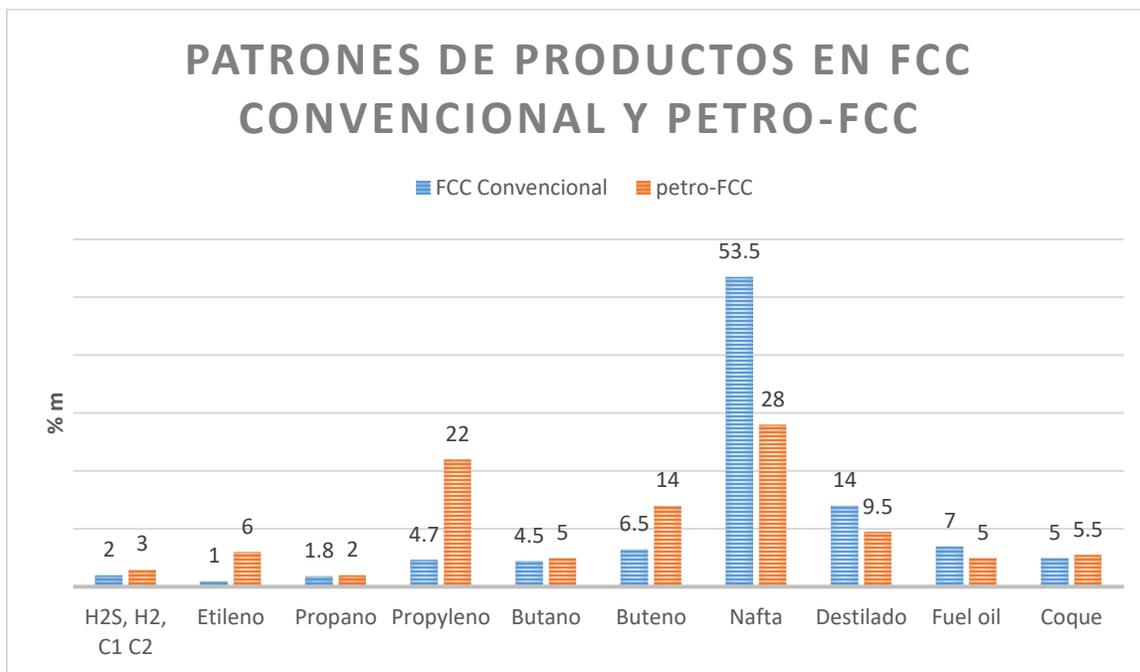


Figura 11. Patrones de productos en una FCC convencional y petro-FCC

Históricamente, las FCC ha operado en modo de la máxima obtención de gasolina y de destilados, dependiendo de la demanda de productos de acuerdo con el periodo del año y la localización de la refinería. Recientemente, con la llegada de los requerimientos para el reformulado de las gasolinas, la operación de las unidades de FCC ha sido adaptada para la obtención máxima de olefinas. Isoolefinas ligeras, isobutileno e isoamileno, como productos de la FCC, son necesarios para MTBE y TAME como productos para la mezcla de las nuevas reformulaciones de gasolinas. Es decir, que para cumplir con las nuevas especificaciones de gasolinas es necesario el aumento de las olefinas ligeras.

Al mismo tiempo que estos cambios están ocurriendo en la industria del refino, la industria petroquímica esta experimentado un aumento en la demanda de propileno para la manufactura de polipropileno. Cerca de la mitad del propileno usado en la industria química es obtenido de refinerías, y el resto viene del hidrocraqueo. Como resultado, la demanda de propileno tanto de FCC como de hidrocraqueo va en aumento. Ya que el hidrocraqueo produce etileno como su producto principal, el craqueo catalítico es la mejor opción para producir propilenos y butilenos. La demanda

de propileno, tanto como para alimentación en la unidad de alquilación como para la producción de polipropileno, se espera siga creciendo en el siglo XXI (Robert, 2010).

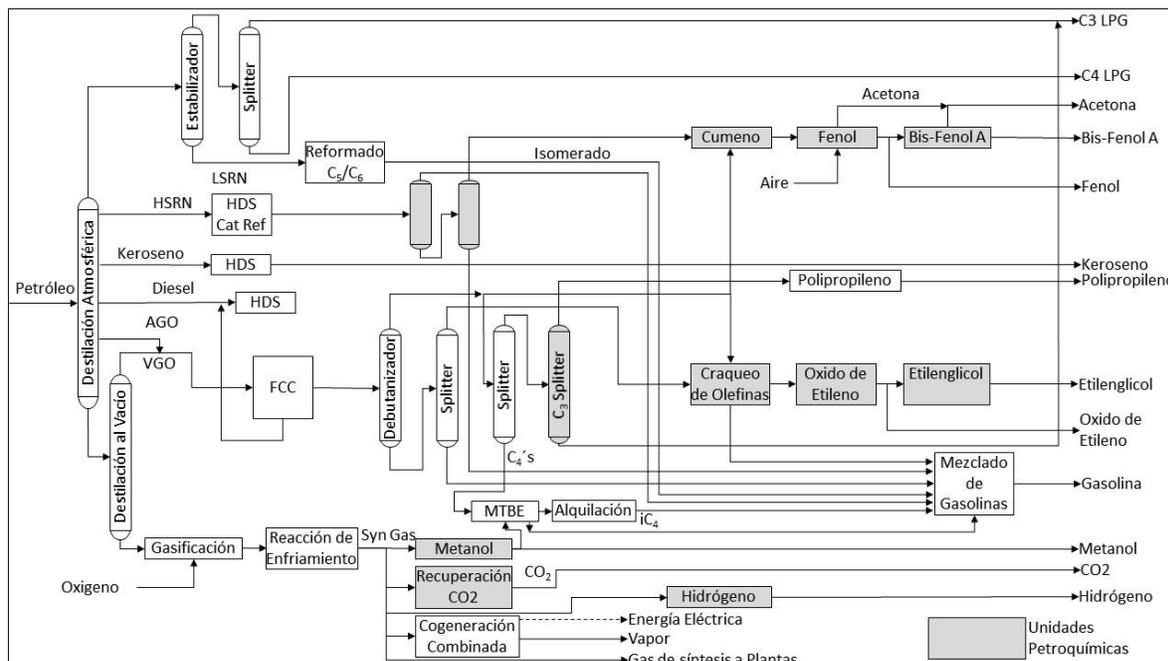


Figura 12. Integración refinería - petroquímica (Mohamed, 2010).

Propano y propileno: usos, logística y mercado actual

Propileno

Propileno es un gas, que a temperatura ambiente no tiene color. Es un gas inflamable como el LPG y puede ser usado como suplemento o sustituto del LPG, sin embargo, tiende a formar grumos en las válvulas es por lo que no es comúnmente usado. Sin embargo, la industria petroquímica paga un precio más alto por el que los usuarios de gas LPG pagarían.

El propileno es vendido comercialmente en tres grados diferentes: grado refinería, químico y polímero. La diferencia radica casi en su totalidad en la relación de propano y propileno en la mezcla. Un esquema de los grados de propileno disponibles se muestra en la figura 13.

La mezcla de refinería, la cual viene generalmente de la unidad de craqueo catalítico y coquizadora, es usualmente entre 50-60% de propileno.

El propileno grado químico, el cual proviene de los líquidos pesados del craqueo va de 90-95%, mientras que el propileno grado polímero tienen al menos un 99% de propileno. Llegar al grado refinería y químico sólo requiere de destilación. Generalmente, para llegar al grado polímero se requiere de un proceso más, el cual, actualmente, ya existen varios proveedores de tecnología que lo pueden hacer (Burdick, 2010).

La mayoría de las aplicaciones en las que se requiere propileno usan el grado químico, sin embargo, la producción de polipropileno requiere de alta pureza, es decir, grado polímero.

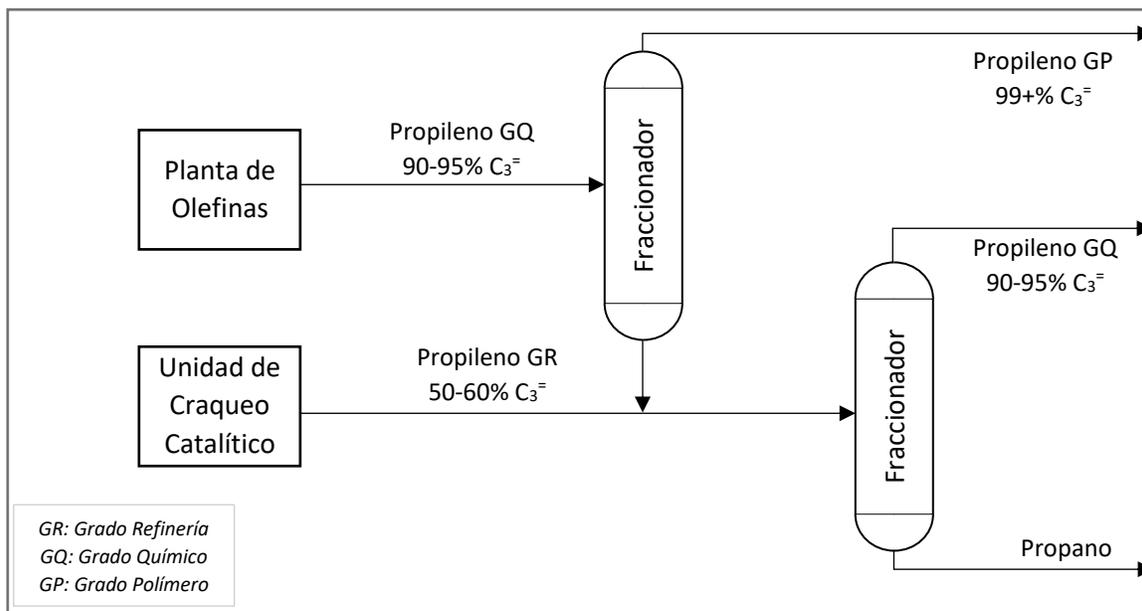


Figura 13. Etapas de producción de propileno. Adaptado de (Burdick, 2010)

Logística

Mover el propileno es como mover LPG, ya sea mediante tuberías, cambiones, carros tanque. Todos, por supuesto a presión alrededor de 200 psi para mantener el propileno líquido. Para almacenamiento se usan tanques (alrededor de 2,000 libras) o esferas (20000 libras, o bien para grandes cantidades (arriba de 20 millones de libras).

La mayor parte del propileno producido en refinerías y plantas químicas es requerido para la obtención de petroquímicos y lo que la industria petroquímica no consume es generalmente usando para producir gasolina de alto octanaje, para lo cual en una planta de alquilación en refinería el propileno se hace reaccionar con isobutano para formar isoheptano, el cual tiene un octanaje cercano a 96.

Usos

Cerca de la mitad del propileno obtenido es usado para la obtención de propileno. Las otras grandes aplicaciones es la obtención de óxido de propileno, alcohol isopropílico, cumeno, oxo alcoholes, ácido acrílico, y acrilonitrilo. Los productos finales resultan ser carpetas, cuerdas, ropa, plásticos en automóviles, juguetes, muebles y resina epoxica.

Etileno y propileno son los más pequeños y los más importantes petroquímicos. Estos dos son los petroquímicos más grandes en volumen y que tiene una estructura muy simple. Su más importante característica es la doble ligadura entre dos carbonos, lo cual las hace químicamente muy reactivas.

El craqueo de grandes hidrocarburos generalmente resulta en olefinas, moléculas con doble ligadura. Es por lo que las plantas de craqueo catalítico y coquizadoras son las fuentes de etileno y propileno. Sin embargo, la fuente más grande son las plantas de olefinas, donde el etileno y

propileno son los productos principales del craqueo o bien algunos otros, como etano, propano, butano, nafta o gasóleo. La decisión de la alimentación depende tanto, del diseño de la planta de olefinas como del precio en el mercado de la alimentación.

En una planta de olefinas, la alimentación es sometida a altas temperaturas en calentadores de craqueo por un momento corto, y después son enfriadas rápidamente para parar el craqueo. Posteriormente, se usa un proceso de separación muy elaborado para separar las olefinas de otros productos que se forman el proceso de craqueo.

Algunas nuevas tecnologías involucran el uso de un catalizador para reducir el costo, estas se han vuelto populares, sin embargo, tradicionalmente el craqueo con vapor es el que domina el mercado de la producción de olefinas.

El etileno y propileno son gases a temperatura ambiente y son manejados en sistemas a presión. La lista de los derivados de estos dos petroquímicos es realmente impresionante como se observa en la *figura 14* (Burdick, 2010).

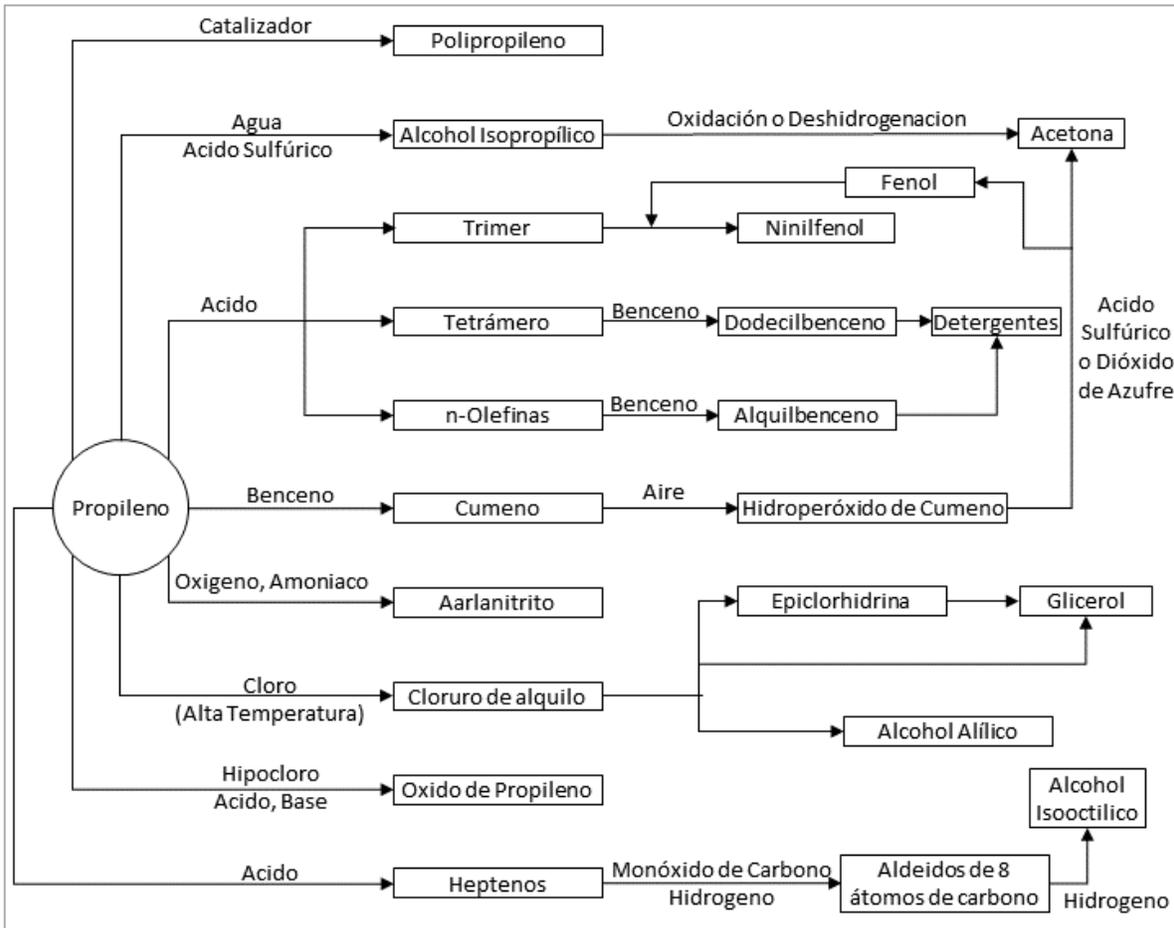


Figura 14. Petroquímicos intermediarios y productos finales a partir de propileno. Adaptado de (Speight, *The chemistry and technology of petroleum*, 2007)

Recientemente, después de mayor procesamiento hacia derivados y después en productos finales, el propileno es encontrado principalmente en productos durables (carros y

electrodomésticos), empaquetamiento e infraestructura (edificios y casas), por lo tanto, su demanda está ligada a la economía general (IHS, IHS Markit - Propylene, 2017)

Mercado global

En 2016, cerca del 65% del total de propileno producido para uso químico en todo el mundo fue dirigido a la manufactura de resinas de polipropileno. Cercal del 8% del propileno mundial es usado para la producción de óxido de propileno mientras que la producción de acrilonitrilo usa alrededor del 6% de lo producido mundialmente. El resto está destinado a la manufactura de petroquímicos intermediarios como el ácido acrílico, cumeno y axo alcoholes.

Los mayores mercados del propileno (*figura 15*) son el Noroeste de Asia (China), América del Norte (principalmente Estados Unidos de América) y Europa occidental, los cuales suman el 74% del consumo global de propileno en el 2016. Los Estados Unidos y especialmente el mercado chino mostrarán un crecimiento significativo y consumirá la mayor parte del incremento en la demanda del propileno durante 2016–2021. A pesar de que el mercado en Europa Occidental está proyectado para que permanezca lo mismo, el periodo estimado, este se mantendrá como el tercer consumidor y productor de propileno a nivel mundial. (IHS, IHS Markit - Propylene, 2017).

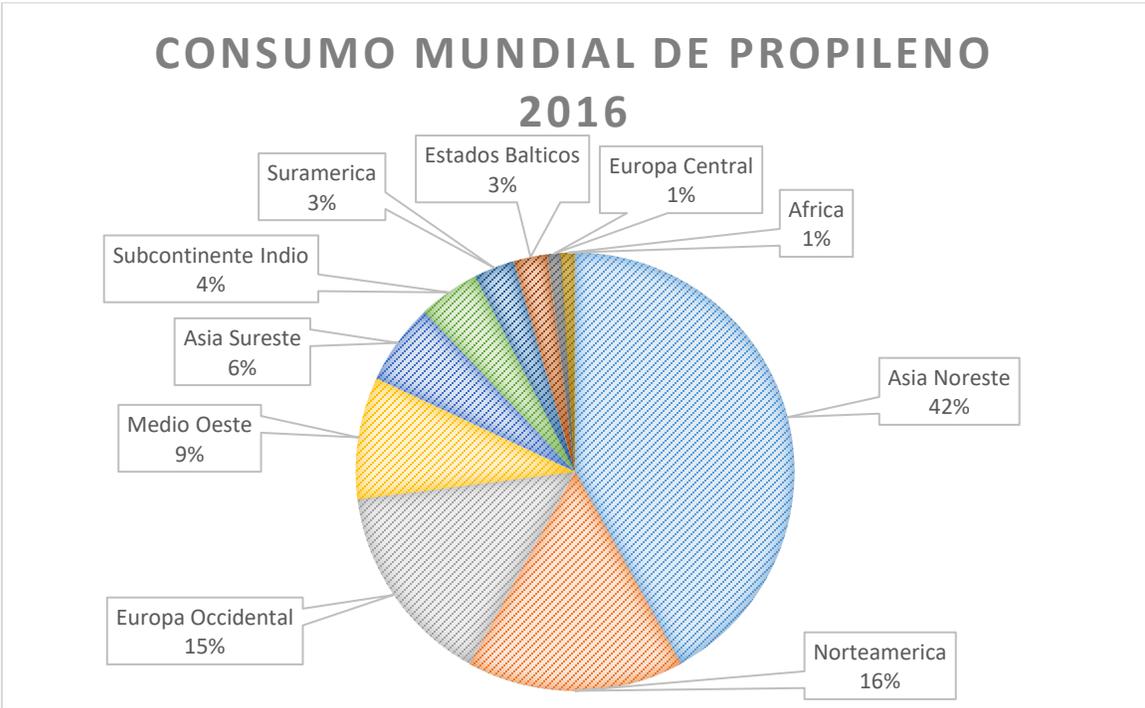


Figura 15. Consumo mundial de propileno 2016 (IHS, IHS Markit - Propylene, 2017)

El consumo de propileno ha ido en aumento, este crecimiento está ligado a los mercados emergentes (China en particular), donde el mejoramiento en los niveles de vivienda y la creciente urbanización están conduciendo a un incremento en el uso de polímeros y químicos del extranjero. Desde hace 5 años, el crecimiento en la demanda de propileno ha sido mantenida en 4% por año, con el noreste de Asia teniendo el 67% del aumento.

La nueva demanda de propileno está planeada a ser producida principalmente en las regiones donde el crecimiento de la demanda ocurrirá – Noroeste de Asia y Norte de América. En

Norteamérica, el mejoramiento de la extracción de propano ha aumentado la inversión en nuevas unidades de deshidrogenación. Mundialmente, grandes inversiones para el desarrollo de plantas de propileno “on-Purpose” resultará en tecnologías no convencionales para la obtención de propileno doméstico, sumando el 52% de la producción para el 2021, como se observa en la *figura 16*.

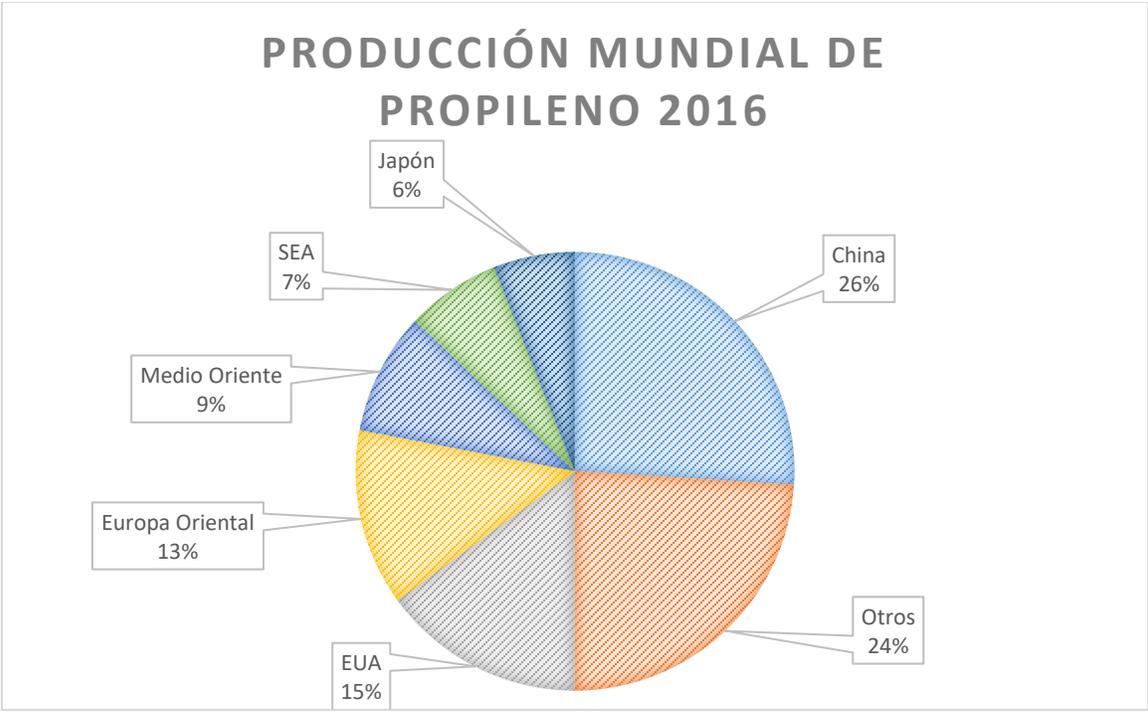


Figura 16. Producción mundial de propileno -2016. Adaptado de (IHS, IHS Markit - Propylene, 2017))

Las regiones que se espera el mayor crecimiento en la demanda será China, Estados Unidos de América, el medio oriente y los estados Bálticos. De los consumidores regionales actuales, Japón y Europa Occidental están proyectados para mantenerse estables o ver un declive ya que su consumo aguas abajo va en decremento (IHS, IHS Markit - Propylene, 2017).

Propano

Usos

La mayoría de los usos finales del propano incluyen su consumo en calentadores y equipos de cocción residenciales y comerciales, producción de etileno y propileno, combustible industrial, combustible de motores, y como combustible en granjas, pequeños poblados y refinerías.

Las dos aplicaciones líderes son el calentamiento residencial y comercial y la producción química. En el 2016, el calentamiento residencial y comercial aportaron cerca del 47% y la producción química alrededor del 34%. El propano como combustible industrial y de motores aportaron aproximadamente 8% cada uno. El resto de las aplicaciones el 3%.

El consumo químico es principalmente en la producción de etileno y propileno. La mayor parte del crecimiento en la producción química está relacionada con el uso de la deshidrogenación de propano en la obtención de etileno, lo cual ha sido posible gracias al bajo costo y disponibilidad de gas natural como resultado del shale oil/gas, oil sands, y perforación horizontal. La

deshidrogenación de propano ha estado creciendo rápidamente desde 2011, como se muestra en la figura 17.

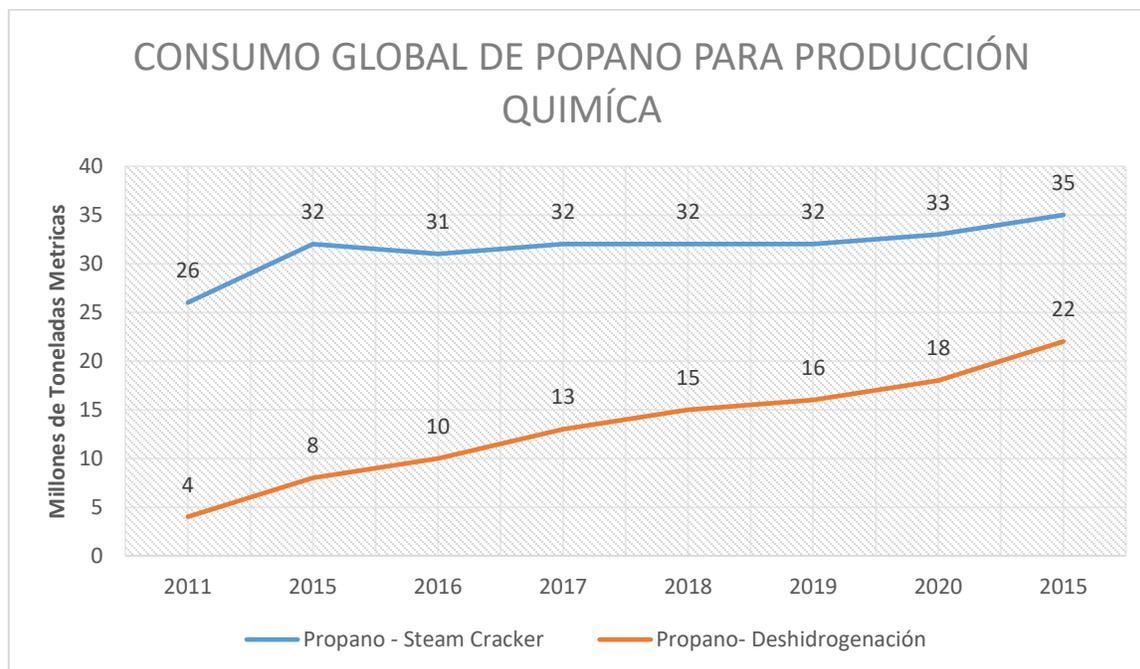


Figura 17. Consumo global de propano por producción química (Adaptado de (Mitsubishi Chemical, 2017))

Globalmente, un crecimiento promedio en el uso de propano para deshidrogenación fue del 20% por año durante el periodo 2011-2016 y un crecimiento esperado del 12.5% por año durante el periodo 2016-2021 y del 9.5% durante 2016-2026. El noreste de Asia, liderado por China, es el mayor consumidor de propano para la deshidrogenación, con un crecimiento en su consumo de 58% por año en el periodo 2011-2016 y se prevé que crezca al menos 14% del 2016-2021. Estados Unidos de América es el segundo con un crecimiento en su consumo del 25% en 2011-2016 y se espera un crecimiento del 25% para 2016-2021. Como resultado de que más etano está siendo usado en los procesos de craqueo con vapor en EUA, la producción de propileno de etano ha disminuido, mientras que la producción desde propano ha aumentado. Etano produce muy poco propileno, mientras que materias primas más pesadas como el propano produce más.

Mercado global

El negocio global del propano es operado por las compañías de petróleo y las de los sectores públicos y privados. El gas natural aporta cerca del 70% de la producción global de propano, siendo las refinerías las que aportan con el 30% restante. Históricamente, el propano del gas natural ha crecido más rápido y se tiene previsto que continúe creciendo entre 2016 a 2021, ya que las refinerías están limitadas en capacidad de producción mientras que el gas natural, propano y butano están siendo usadas como fuente del shale oils y gas, y la perforación horizontal.

La figura 18 muestra el consumo mundial de propano en el año 2016. El noreste de Asia y los Estados Unidos de América con los principales consumidores de propano. Para el Noreste de Asia se espera que sea el mercado con mayor crecimiento en el periodo 2016-2021 con un 5%.

La demanda global de propano se predice que crezca en un 2.7% anual durante el periodo 2016-2021. La producción de propileno mediante la deshidrogenación de propano es una de las aplicaciones que apartara a dicho crecimiento.

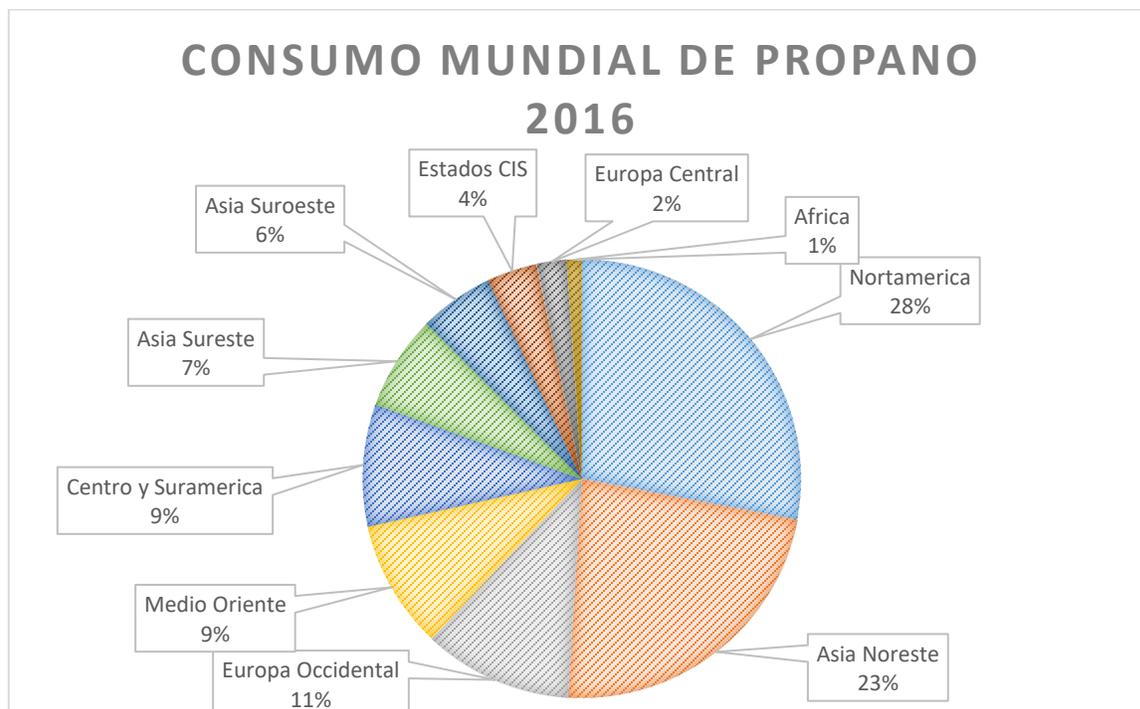


Figura 18. Consumo mundial de propano 2016 (Adaptado de (IHS, IHS Markit - Propane, 2017))

Propiedades fisicoquímicas del propano y propileno

Existen fuentes de datos de origen científico que contienen un sin fin de datos de las propiedades fisicoquímicas de compuestos químicos, así como propiedades dependientes de la temperatura. Los datos fisicoquímicos para ambas mezclas fueron consultados de la página web del proyecto Design Institute for Physical Properties DIPPR 801 de la universidad Brigham Young bajo la supervisión de la Asociación Americana de Ingenieros Químicos (AIChE, por sus siglas en inglés). Esta base de datos esta contrastada con procedimientos experimentales publicados en artículos de investigación científica.

La *tabla 7* muestra la comparación de las principales propiedades fisicoquímicas del propileno y propano. Es de notarse la similitud en la estructura molecular de los compuestos, así como en sus propiedades, dos hidrógenos de carbono son la diferencia entre ambos compuestos. La diferencia de la temperatura de ebullición y temperatura critica es de 6 y 5 grados respectivamente.

PROPIEDADES FISICOQUÍMICAS DEL PROPENO Y PROPANO

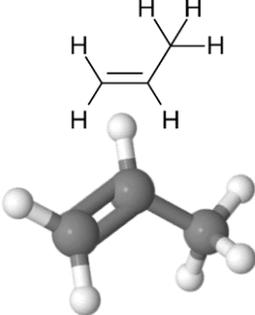
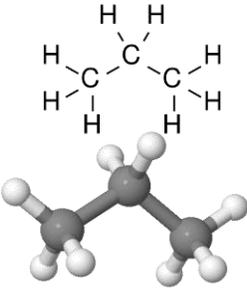
Nombre Químico	1-PROPENO	PROPANO	
Nombre IUPAC	PROP-1-ENO	PROPANO	
CAS	115-07-1	74-98-6	
Formula Molecular	C ₃ H ₆	C ₃ H ₈	
Formula Estructural	CH ₂ CHCH ₃	C ₃ H ₃ CH ₂ CH ₃	
Familia	1-Alquenos	n-Alquenos	
Sinónimos	1-Propileno, Propileno, Refrigerante 1270	Refrigerante 290, Hidruro de Propilo	
Estructura Molecular 2D y 3D			
Propiedad	Valor	Valor	Unidades
Masa Molecular	42.07974	44.09562	kg/kmol
Temperatura Crítica	364.85	369.83	K
Presión Crítica	4600000	4248000	Pa
Volumen Crítico	0.185	0.2	m ³ /kmol
Factor de Compresibilidad Crítica	0.281	0.276	
Factor Acéntrico	0.137588	0.152291	
Punto Normal de Ebullición	225.45	231.11	K
Punto de Fusión	87.9	85.47	K
Temperatura de Punto Triple	87.89	85.47	K
Presión de Punto Triple	0.00117	0.0001685	Pa
Volumen Molar de Líquido	0.0832412	0.0898	m ³ /kmol
Entalpia de Formación de Gas Ideal	20230000	-104680000	J/kmol
Energía de Gibbs de Formación de Gas Ideal	62640000	-24390000	J/kmol
Entropía Absoluta de Gas Ideal	267000	270200	J/kmol·K
Calor de Fusión a Punto de Fusión	2936000	3524000	J/kmol
Punto Flash	169	171	K
Límite Inferior de Flamabilidad	2.15	2.1	Vol% in air
Temperatura inferior	166	171.15	K
Límite Superior de Flamabilidad	11.2	9.5	Vol% in air
Temperatura Superior	187	188.8	K
Temperatura de Auto ignición	728.15	723	K
Parámetro de Solubilidad	11890	11716	(J/m ³) ^{0.5}
Índice de Refracción	1.305	1.28614	

Tabla 7. Propiedades fisicoquímicas del propeno y propano. (AIChE, 2018)

Las figuras 19 y 20 muestran la tendencia de la presión de vapor del propileno y propano respectivamente. Los datos experimentales de múltiples fuentes son considerados para hacer una regresión y obtener una correlación apropiada para describir el comportamiento. La figura 21,

muestra una comparación de ambas, es ahí donde se puede ver la relación cercana del comportamiento de ambos compuestos químicos.

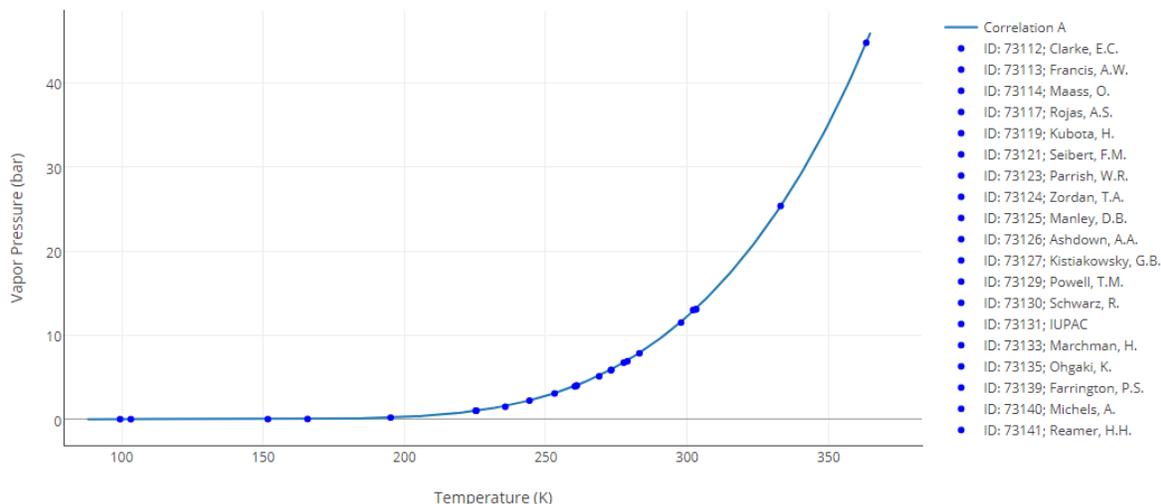


Figura 19. Presión de Vapor de Propileno (AIChE, 2018).

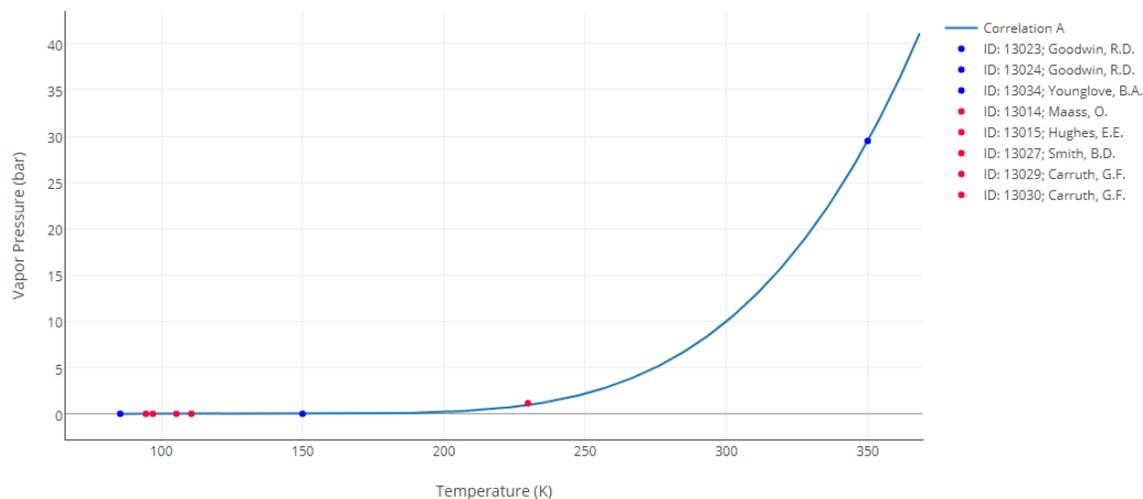


Figura 20. Presión de vapor de propano (AIChE, 2018)

Equilibrio líquido-vapor

La literatura actual sobre el equilibrio líquido-vapor del propano-propileno muestra escenarios muy localizados, por lo que la búsqueda de datos experimentales que cumplan con las condiciones a las cuales se llevan a cabo las evaluaciones a fin de verificar las condiciones, es necesaria. Debido a la importancia del sistema y sus pequeñas volatilidades relativas, es necesario contar con datos confiables. En primera instancia, se pueden graficar las presiones de vapor de ambos compuestos simultáneamente basados en los datos reportados anteriormente. En la *figura 21* se puede observar la similitud en los valores de la presión de vapor para los compuestos. Esto muestra la magnitud de los requerimientos energéticos y físicos para la separación de dicha mezcla.

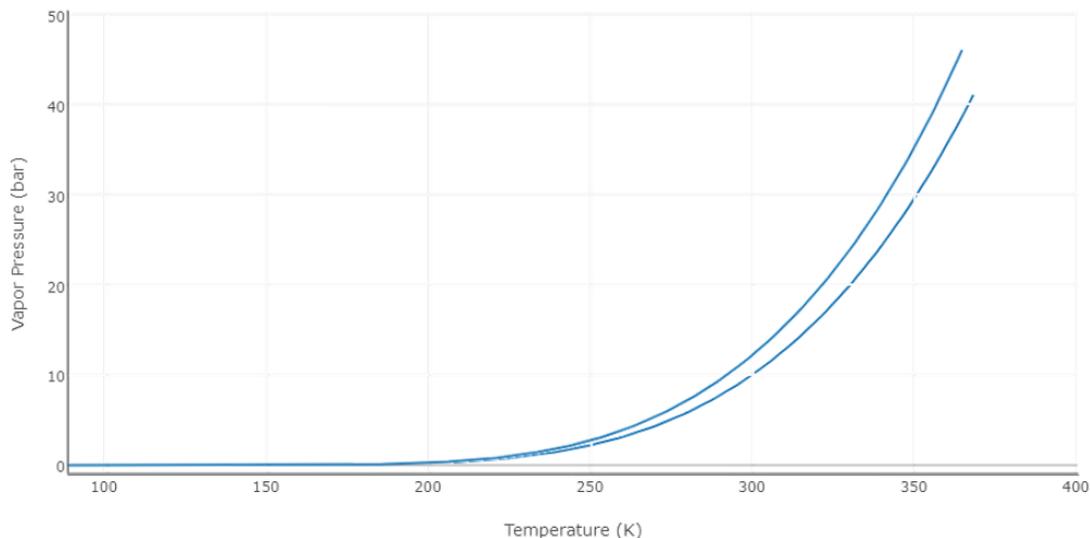


Figura 21. Comparación de las presiones de vapor propano-propileno (AIChE, 2018)

Como se mencionó anteriormente, existen dos aproximaciones cuando se diseña una columna de destilación para la separación de la mezcla propano propileno. El primero es un sistema en el que se desea usar agua de enfriamiento en el domo de la columna y la temperatura estará alrededor de 320 K. Alternativamente al sistema alta presión, se puede operar a menor temperatura con el objetivo de tener volatilidades relativas más grandes, en este caso el límite inferior es de 230 K, en donde la presión de la columna se volvería subatmosférica. Las condiciones críticas para la mezcla establecen un límite de 350 K (Harnes A. , 1985).

Datos experimentales de la volatilidad relativa de a mezcla propano propileno han sido reportados en el artículo *Volumetric and Phase Behavior of the Propene-Propane System* (Reamer H. S., 1951). La figura 22 muestra las volatilidades relativas a diferentes temperaturas experimentales con referencia en propileno. La volatilidad relativa se obtiene mediante la relación de las constantes experimentales de equilibrio.

$$\alpha_{ij} = \frac{K_i}{K_j} = \frac{x_i y_j}{y_i x_j}$$

Donde i , Propileno

j , Propano

La figura 22 muestra las volatilidades relativas obtenidas experimentalmente reportadas por (Reamer H. S., 1951). En ella se muestran las relaciones de las constantes de equilibrio líquido-vapor para el propano propileno.

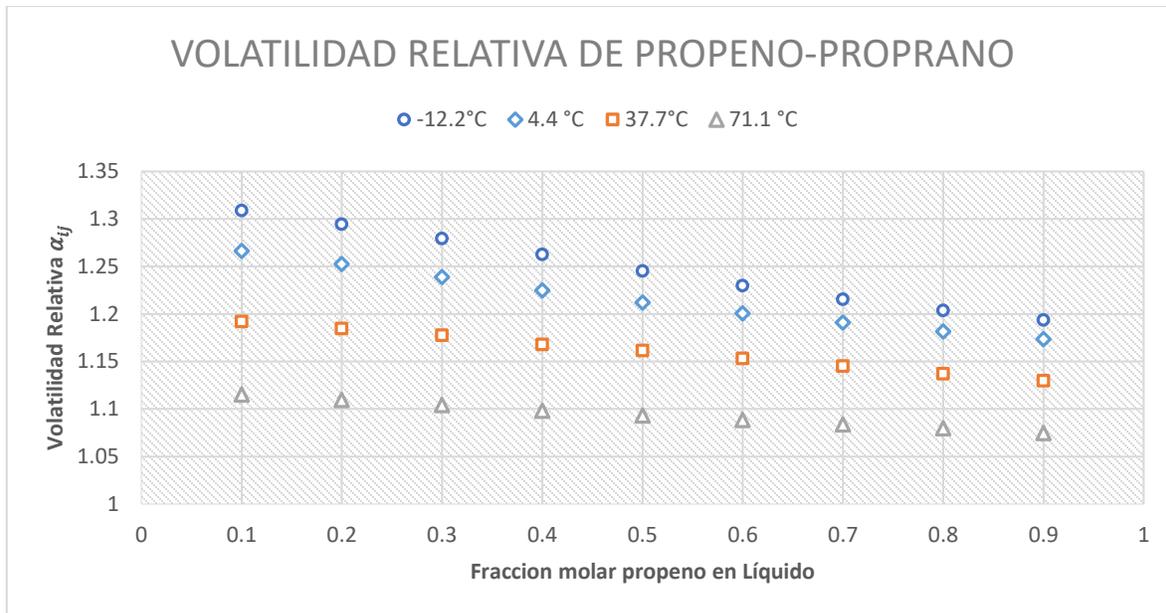


Figura 22. Volatilidad relativa de propeno-propano a diferentes temperaturas. Adaptado de (Reamer H. S., 1951)

De la figura 26 se puede observar como la volatilidad relativa tiende a 1 cuando aumenta la temperatura de la mezcla. De este comportamiento se puede deducir que a mayor temperatura de operación en el splitter C3, mayor será el número de etapas de equilibrio para lograr una mayor separación en la mezcla. Esto va en relación con los dos diseños presentados para el diseño de la columna. A menor presión suelen ser columnas más pequeñas mientras a mayor presión son columnas con mayor cantidad de platos.

Cuando se aumenta la presión de un equilibrio líquido-vapor, la separación se vuelve más difícil ya que la volatilidad relativa disminuye, por lo que más platos y reflujo son necesarios para cumplir con la separación deseada. El calor latente de vaporización disminuye, reduciendo las cargas del rehervidor y del condensador. La densidad del vapor disminuye, resultando en un diámetro de columna más pequeño y ambas temperatura y carga del condensador y rehervidor aumentan.

Los valores experimentales de una mezcla, siempre y cuando sean confiables, es la mejor opción para la selección del conjunto de ecuaciones termodinámicas que describan adecuadamente el equilibrio Líquido vapor de la mezcla a las condiciones en las cuales se llevara a cabo el diseño. En la literatura se encuentran reportados los siguientes datos experimentales P-x-y para el equilibrio Líquido- Vapor para la mezcla Propano – Propileno (Tabla 8).

Artículo	Rango en Presión	Rango en Temperatura	Referencia
Propylene-Propane Phase Equilibrium from 230 to 350 K Measurement of Vapor Liquid equilibria for the binary mixture of propylene (R-1270) + propane (R-290)	0.97 – 35.1 bar abs 0.98 – 35.8 kg/cm² a	230 - 350 K -43.15 – 76.85 °C	(Harmes A., 1985)
	0.3247 – 1.6522 MPa a 3.3 – 16.82 kg/cm² a	273.15 – 293.15 K 0.0 – 20.0 °C	(Quang Nhu Ho, 2006)

Tabla 8. Artículos científicos que reportan datos experimentales del equilibrio L-V de la mezcla C3

El caso de estudio del presente trabajo es un diseño a alta presión. La presión en el domo de la torre de destilación es de 20.1 kg/cm² abs con una caída de presión considerada de 0.8 kg/cm². Esto nos da una temperatura en el domo de 45 °C mientras que en fondo de la columna de 60°C.

De los dos artículos en la literatura, el primero listado en la *tabla 8* cumple los rangos a los cuales se tiene el diseño de la columna por lo que de ellos se extrajeron los datos reportados de equilibrio líquido-vapor de la mezcla. La *figura 23* es una representación de los datos reportados en la *tabla 9*.

<i>P, bar</i>	<i>P, kg/cm²</i>	<i>x_{propileno}</i>	<i>y_{Propileno}</i>
19.87	20.2618	0.0000	0.0000
20.32	20.7206	0.1000	0.1122
20.76	21.1693	0.2000	0.2205
21.18	21.5976	0.3000	0.3255
21.59	22.0157	0.4000	0.4276
21.99	22.4236	0.5000	0.5271
22.38	22.8212	0.6000	0.6245
22.75	23.1985	0.7000	0.7202
23.10	23.5554	0.8000	0.8145
23.44	23.9021	0.9000	0.9076
23.77	24.2387	1.0000	1.0000

Tabla 9. Datos P-x-y de la mezcla C3 a T= 56.85 °C. (Harmes A. , 1985)

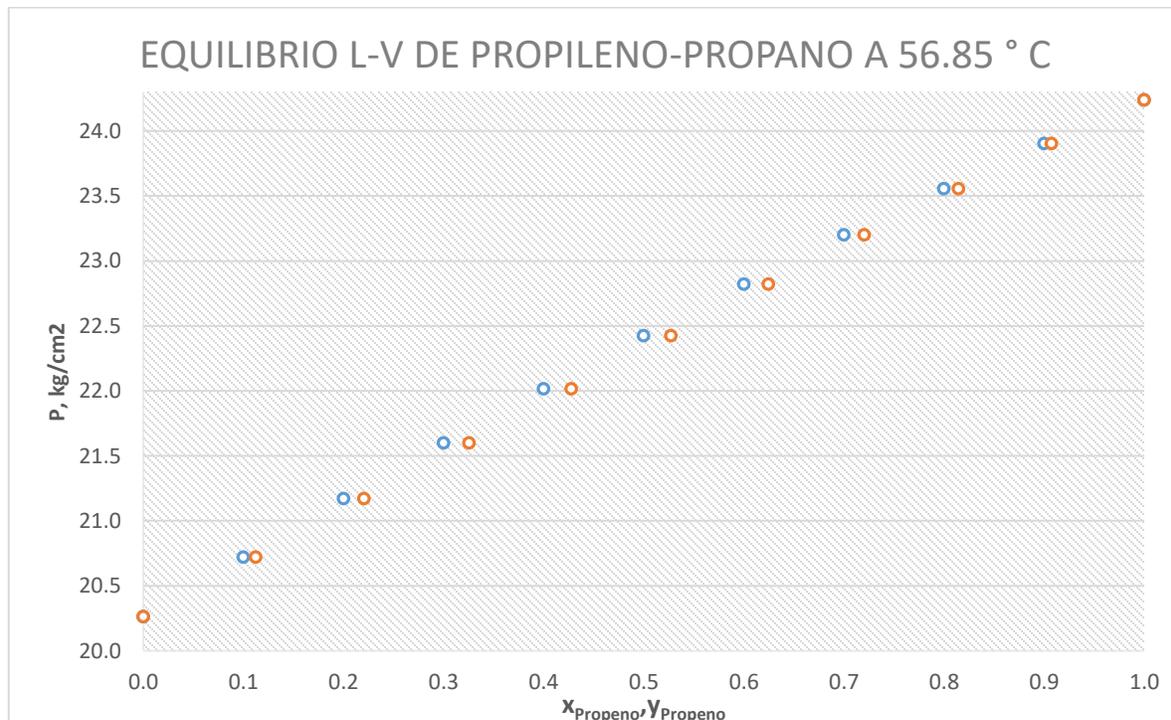


Figura 23. Equilibrio Líquido-Vapor de propeno-propano a 56.85°C (Harmes A. , 1985)

Optimización de procesos utilizando diseño de experimentos (Análisis de superficie de respuesta)

La optimización es usada para determinar el valor apropiado a variables bajo condiciones dadas. El principal enfoque del uso de técnicas de optimización es la medición de los valores máximos y mínimos de una función dependiendo de sus circunstancias (Pontes, 2011). Cualquier disciplina de la ingeniería que involucre el diseño, mantenimiento y manufactura requiere de decisiones técnicas a ser tomadas en determinadas estaciones. El principal resultado de la toma de decisiones es maximizar el beneficio, minimizando la utilización de recursos (Dutta, 2016).

Cuando se intenta optimizar un proceso, identificar las funciones objetivo y las restricciones es de suma importancia ya que esto soporta la obtención de resultados óptimos para el análisis y permite la adquisición de conocimiento del proceso a optimizar. Esto es especialmente aplicable para procesos multi-variables y procesos altamente no lineares, como por ejemplo la polimerización de etileno, donde los efectos de interacción están presentes (Pontes, 2011).

Para procesos multi-variables que comprenden un gran número de variables que potencialmente influyen, acertar en las más relevantes no es obvio pues las variables de procesos pueden presentar interacciones significativas las cuales deben ser tomadas en cuenta para la toma de decisiones en el proceso de selección de variables. Cuando se optimizan tales sistemas, la determinación de los grados de libertad es usualmente basado en conocimientos previos o en experimentos de uno a la vez, provocando complejidad innecesaria a la optimización pues variables no significantes pueden ser tomadas en cuenta como grados de libertad (Dutta, 2016).

El uso de Diseño de Experimentos (DoE por sus siglas en inglés) ha aumentado su popularidad puesto que este evalúa todas las variables de procesos al mismo tiempo, determinando que factores realmente ejercen un efecto significativo en la respuesta final (Oehlert, 2010).

Metodología de superficie de respuesta como herramienta para la optimización

Muchos experimentos tienen el objetivo de describir como la respuesta varía como función de los tratamientos y la determinación de los tratamientos que dan las respuestas óptimas, tal vez la mínima o la máxima. Estructuras de tratamientos factoriales pueden ser usados para este tipo de experimentos, sin embargo, cuando el tratamiento de los factores puede variar a lo largo de rangos continuos de valores, otros diseños pueden ser más eficientes. Los métodos de superficie de respuesta son diseños y modelos para trabajar con tratamientos continuos cuando encontrar el óptimo o describir la respuesta es el objetivo (Oehlert, 2010).

La Metodología de Superficie de Respuesta (RSM por sus siglas en inglés) es una colección de técnicas matemáticas y estadísticas para la construcción de un modelo empírico mediante un cuidadoso diseño del experimento. El objetivo es optimizar una o varias respuestas (Variable de Salida) está influenciada por varias variables independientes (Variables de Entrada) (Khuri, 1996).

Es bien común cuando se trabaja con datos de superficie de respuesta es encontrar la configuración para las variables de diseño que optimizan (máximo o mínimo) la respuesta (Dutta,

2016). Dentro de la superficie de respuesta puede haber ciertas complicaciones, por ejemplo, puede haber varias respuestas, y se deben de buscar un óptimo común que haga las respuestas buenas, pero no optimice ninguna de ellas exactamente, o bien, pudiera existir algunos límites en el diseño de las variables, por lo que el objetivo es optimizar una respuesta, sujeta a el diseño de las variables debe cumplir algunas restricciones. Otro objetivo importante de las superficies de respuesta es entender cómo se comporta la respuesta. ¿Dónde están los valles y las montañas de manera que podamos hacer una topografía de las respuestas? En algún punto dado del diseño, ¿Cómo la respuesta cambiará si se alteran algunas de las variables de diseño en alguna dirección? (Oehlert, 2010).

Gráficos y técnicas de visualización son algunas de nuestras mejores herramientas para entender las superficies de respuestas (Khuri, 1996). Desafortunadamente, las superficies de respuesta son difíciles de visualizar cuando hay tres variables de diseño (Variables de Entrada) e imposible cuando hay más de tres. Por lo tanto, se trabaja con modelos de respuesta en función de las variables independientes (Oehlert, 2010).

La metodología de superficie de respuesta, según Khuri y Cornell engloba los tres puntos siguientes (Khuri, 1996):

- I. Elegir un diseño experimental que por resultado medidas adecuadas y confiables de la respuesta de interés.
- II. Determinar un modelo matemático que se ajuste adecuadamente a los datos obtenidos en el paso anterior.
- III. Una vez que se obtiene el modelo adecuado se puede proceder a encontrar los niveles de los factores de entrada que producen la respuesta óptima (generalmente un máximo o un mínimo).

El mayor de los problemas en donde se utilizará la metodología de superficie de respuesta, la forma de la relación entre la respuesta y las variables independientes es desconocida. Por lo tanto, el primer paso de la RSM es encontrar una aproximación adecuada de la verdadera relación funcional entre la respuesta (Y) y el conjunto de variables independientes (x_1, x_2, \dots, x_k). Por lo general se emplea un polinomio de orden inferior en alguna región de las variables independientes, entonces la función de aproximación es el **modelo de primer orden**:

$$Y = \beta_0 + \beta_1 x_1 + \beta_2 x_2 + \dots + \beta_k x_k + \varepsilon$$

Donde ε representa el ruido o error observado en la respuesta Y .

Si hay curvatura en la superficie de respuesta, entonces debe usarse un polinomio de orden superior, tal como un **modelo de segundo orden**:

$$Y = \beta_0 + \sum_{i=1}^k \beta_i x_i + \sum_{i=1}^k \beta_{ii} x_i^2 + \sum_{i=1}^k \sum_{i \neq j=1}^k \beta_{ij} x_i x_j + \varepsilon$$

Donde β_0 representa una constante de proporcionalidad, β_i es la pendiente o efecto lineal del factor x_i , β_{ii} es el efecto cuadrático del factor x_i , β_{ij} representa el efecto de interacción de los factores x_i y x_j .

Los modelos de primer orden son inadecuados para representar la relación funcional real con las variables independientes. El modelo de segundo orden es más adecuado, mejor estructurado, flexible y diversificado para poder encontrar el punto óptimo. Un diagrama de flujo de proceso generalizado para los pasos en los cuales se lleva a cabo la optimización mediante el modelo de superficie de respuesta se muestra en la *figura 25* (Box, 1987).

La naturaleza secuencial de una investigación de superficie de respuesta

La mayoría de las investigaciones de superficie de respuesta son secuenciales. El inicio se tiene al menos una idea o conjetura de cuáles son los factores más importantes en términos de influencia para una respuesta en particular.

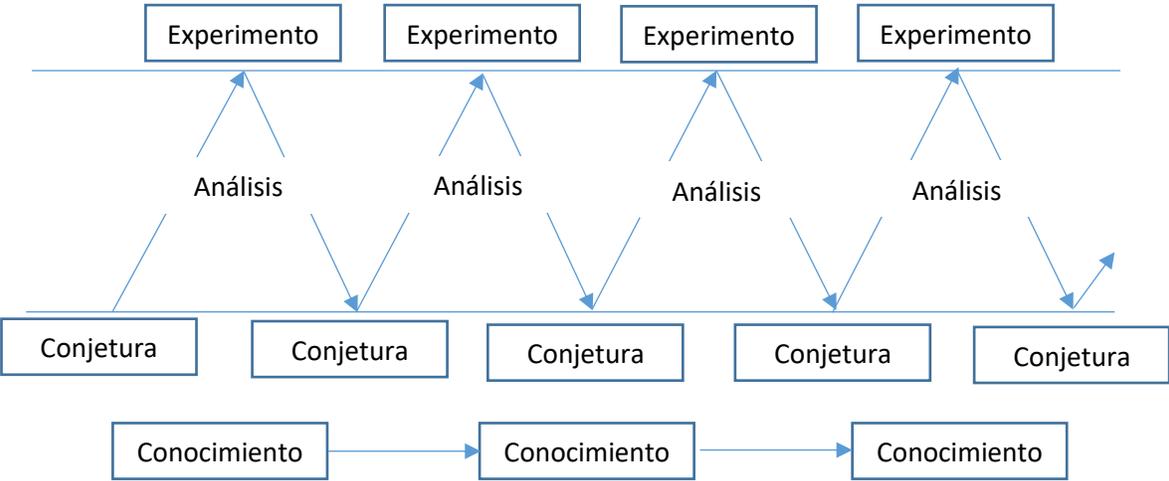


Figura 24. La naturaleza secuencial de la obtención del conocimiento de un sistema mediante experimentación. Adaptado de (Khuri, 1996)

Todo el proceso de Conjetura-Experimentación-Análisis se repite como la *Figura 24*. En el segundo set de experimentos, conocimiento adicional es adquirido sobre la relación entre la respuesta y los factores importantes mediante el aprendizaje de **como** los factores influyen la repuesta. En la tercera y final etapa, un entendimiento más claro del sistema en general es obtenido al preguntarse **porque** los factores son importantes (Khuri, 1996).

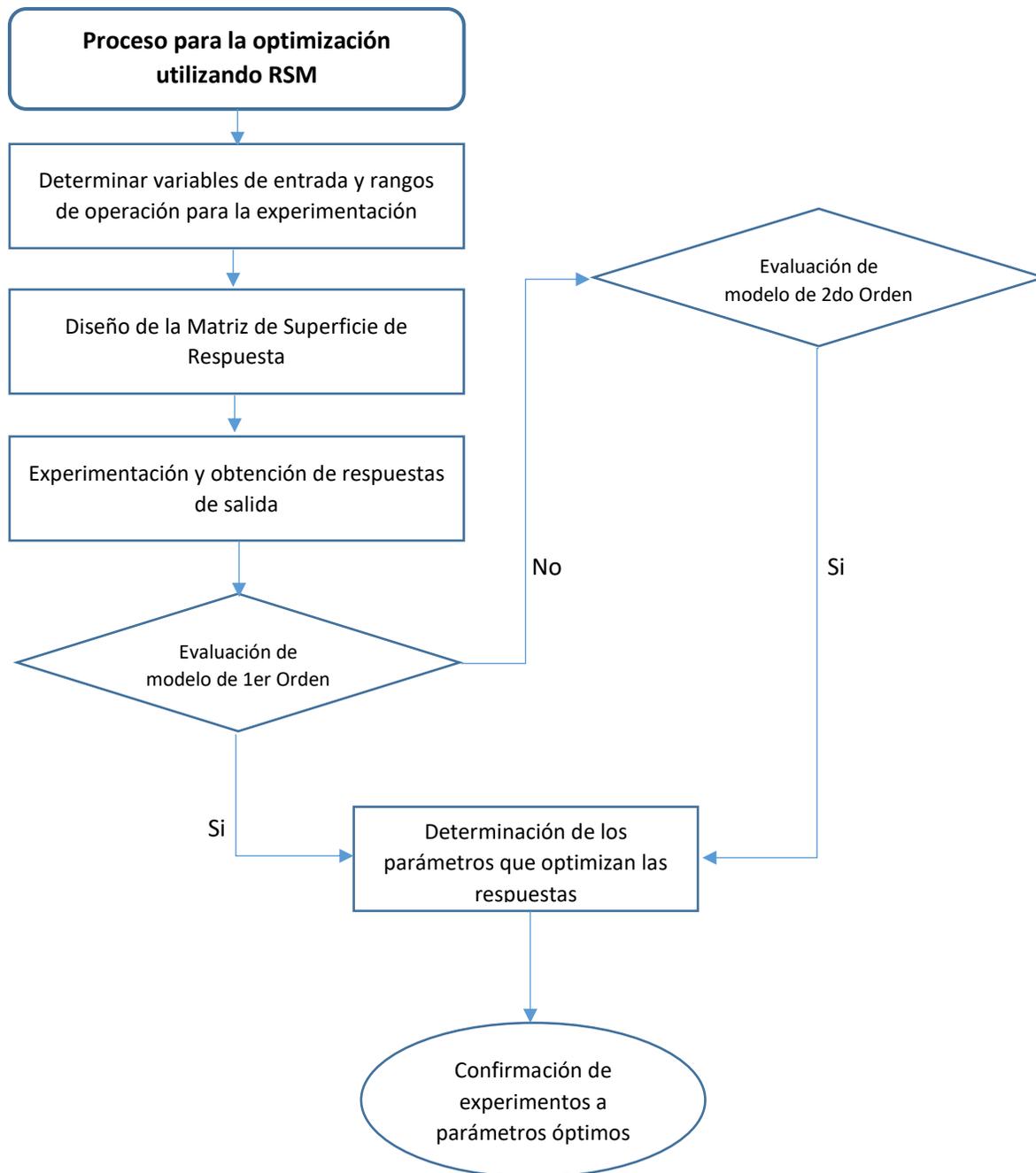


Figura 25. Diagrama de proceso de optimización utilizado RSM. Adaptado de (Box, 1987)

El alto precio del petróleo crudo en los años recientes ha hecho necesario a los productores buscar mejorar los procesos de producción buscando nuevos óptimos de operación. El objetivo de cualquier planta de producción es mejorar la ganancia minimizando el costo de producción. El costo de la energía también tiene que ser considerado. La Metodología de Superficie de Respuesta ha sido utilizada en trabajos como herramienta de optimización de las condiciones de operación del splitter propano-propileno, mediante el uso de análisis de sensibilidad (Aniediong, 2017).

Capítulo II. Fundamentos técnicos y de proceso para la separación propano-propileno

El procesamiento de productos de petróleo envuelve la separación de propileno y propano mediante fraccionamiento. Un sistema detallado del comportamiento del sistema propano-propileno es necesario para su comprensión.

La información concerniente al comportamiento de fases de la mezcla es necesario para el diseño del equipo y de los procesos en las operaciones de refino (Reamer H. S., 1951). Una simulación de proceso se construye a partir de un conjunto de modelos de operaciones unitarias conectadas por corrientes de masa y de energía (Sinnott, 2009).

Actualmente también se ha puesto mucho esfuerzo para encontrar sustituyentes a los CFC'S y HCHC's debido a sus altas implicaciones ambientales. Es por ello, por lo que recientemente, la utilización de gases hidrocarburos ligeros, como el propano, butano, propileno, entre otros, como refrigerantes efectivos se cree que sea una buena solución debido a que son más baratos y amigables con el medio ambiente, además de que se les conocen muchas propiedades. Sin embargo, debido a su inflamabilidad, se recomiendan donde su cantidad requerida sea baja como refrigeración doméstica o aire acondicionado de los transportes (Quang Nhu Ho, 2006).

La producción de polipropileno requiere una alimentación que tenga una pureza del 99% o mayor. Sin embargo, debido a que la volatilidad relativa del propileno respecto del propano es baja, un alto grado de fraccionamiento es requerido para obtener una buena recuperación de propileno de alta pureza a partir de una corriente de la unidad de craqueo catalítico fluidizado que contienen cerca del 60% de propileno. Es por lo que, tener datos precisos de volatilidad relativa es esencial para determinar los requerimientos para el fraccionamiento.

El primer paso en la preparación de una simulación de un proceso es normalmente establecer las bases químicas para el modelo. Esto consiste en elegir los componentes que se incluirán en el balance de masa y decidir que modelos utilizar para la predicción de las propiedades físicas y el equilibrio de fases (Sinnott, 2009).

El ingeniero de diseño siempre debe contrastar los resultados de simulación con cualquier dato disponible. Si no se tienen datos experimentales, entonces generalmente, será buena idea realizar una estimación por otra la de los parámetros que tenga influencia grande en el diseño, para confirmar que los resultados obtenidos a partir del simulador son creíbles. Si la estimación por otra vía no está de acuerdo con los resultados de la simulación entonces puede ser útil llevar a cabo algunos experimentos para recoger datos reales (Sinnott, 2009).

Mezcla propano-propileno y el splitter propano-propileno (C3)

La separación de la mezcla de propano y propileno requiere alta inversión capital y alto consumo de energía. Este reto es obvio por el hecho de que el propano y propileno tiene propiedades físicas y pesos moleculares muy similares. Por lo tanto, en los últimos años, varios procesos como absorción, adsorción, destilación extractiva y uso de membranas han sido evaluados

como alternativas a la destilación, sin embargo, las investigaciones han demostrado que estas nuevas técnicas no tienen ventajas sobre los procesos de destilación que hasta ahora se emplean (Aniediong, 2017).

Las operaciones unitarias de separación son de las operaciones más utilizadas en la industria química. Se ha estimado que la inversión de capital para el equipo de separación es del 40 al 50% del total de una unidad convencional de procesamiento. De la energía total consumida en promedio en una planta de proceso, los procesos de separación usan entre el 50 al 70% del consumo total. De esa energía que usan los procesos de separación, la destilación usa normalmente más del 80 % de la energía de las unidades de separación.

En general, el diseño inicial de una torre de destilación requiere especificar la separación de una alimentación composición y temperatura conocida. Se requieren restricciones de composición aceptable en la cabeza y fondo de la columna. La separación deseada se puede lograr con relativamente baja energía usando un mayor número de platos, en consecuencia, se tendrá una mayor inversión de capital con la relación de reflujo al valor mínimo. Por el otro lado, al incrementarla relación de reflujo, la composición de la cabeza puede ser cumplida con un menor número de platos y mayores costos de operación.

El diseño típico de un splitter propano-propileno no es complejo y existen dos variaciones generales de diseño. El primero es llamado un sistema de alta presión y el segundo es un sistema de bomba de calor.

Sistema a alta presión

El sistema a alta presión está diseñado para utilizar agua como medio de enfriamiento en los vapores de la cabeza por lo que una presión alta es necesaria para condensar el vapor de propileno a temperaturas ambiente. Una configuración típica de un sistema a alta presión se muestra en la *figura 26*.

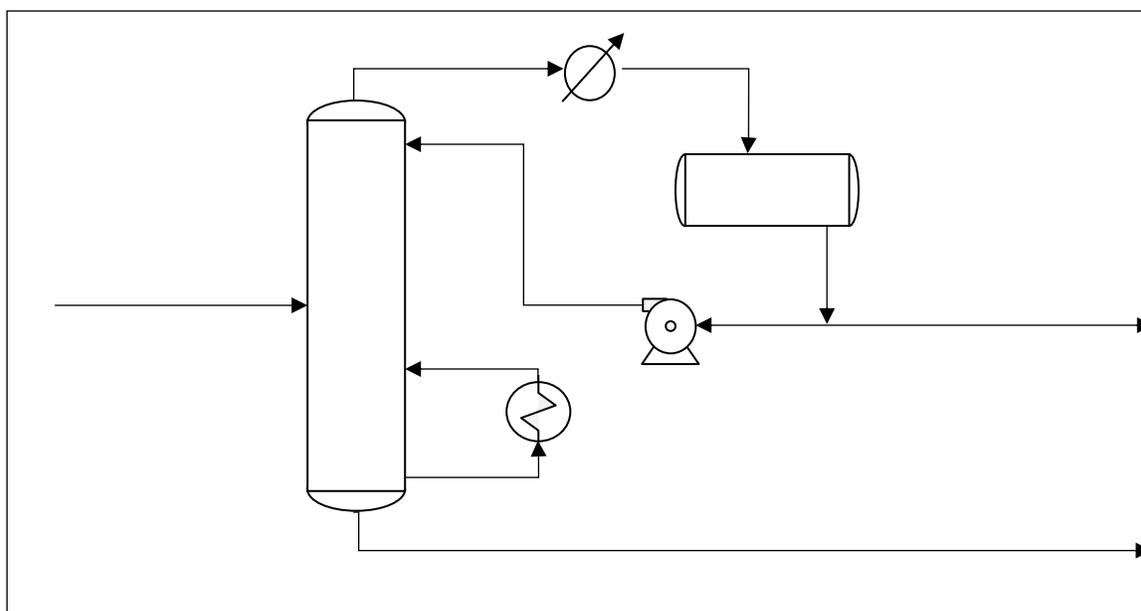


Figura 26. Esquema general de Splitter C3 a alta presión

Una bomba de calor es un esquema para mejorar calor de bajo grado hacia una temperatura en la cual el calor puede ser utilizado. Este sistema bombea el calor desde una fuente de baja temperatura, hacia una de mayor temperatura, usando una pequeña cantidad de energía relativa a la energía recuperada. Un uso típico de este sistema es el uso de calor de bajo grado de un condensador de una columna de destilación para proveer energía a un rehervidor.

La bomba de calor es recomendada en los casos en los que la recuperación de energía es muy grande, y la diferencia de temperatura en el domo y fondo de la columna no es muy distante, no más de 20°C.

El fluido de trabajo, que es usualmente un refrigerante comercial, es alimentado al rehervidor como vapor a alta temperatura y condensa, cediendo su calor para vaporizar el fluido de proceso. El refrigerante líquido del rehervidor es entonces expandido en una válvula de expansión dando como resultado vapor saturado es alimentado al condensador de la columna. En el condensador el vapor saturado es secado, retirando calor del vapor del fluido de proceso. El vapor del refrigerante es entonces comprimido y recirculado hacia el rehervidor, completando el ciclo. Si las condiciones son apropiadas el fluido de proceso puede ser utilizado como refrigerante para la bomba de calor. El líquido de proceso caliente a alta presión es expandido en una válvula de expansión y alimentado al condensador, para proveer el medio de enfriamiento para el vapor de la columna, condensándolo. En el caso del splitter C3 sería el propileno.

Selección del mejor esquema de proceso para el splitter C3

La selección del esquema de proceso es de crucial importancia cuando se desarrolla un nuevo diseño o se plantea una reconfiguración de uno ya existente. Debido a la similitud en propiedades fisicoquímicas que presenta la mezcla propano-propileno hace que el número de etapas requeridas sea elevado resultado en que el splitter C3 suela ser la torre de destilación más alta de las refinerías. La selección del esquema de operación del splitter C3 se basa en los siguientes puntos críticos:

1. Calidad del propileno que se desea obtener.
2. Disponibilidad de medio de enfriamiento.
3. Disponibilidad y calidad del medio de calentamiento.

El primer parámetro que considerar es la calidad de producto que se desea obtener. El propileno, como se mencionó anteriormente, se comercializa en tres calidades, como resultado, entre mayor calidad se desee en el producto mayor será el número de requerimientos tanto energéticos como de diseño.

Siempre que sea posible, la utilización de medios de calentamiento y enfriamiento que sean generados a partir de recursos abundantes es la mejor opción. Es por lo que el sistema a alta presión es preferible para la separación el splitter C3, con la desventaja que a mayor presión más dificultad de separación de la mezcla. Un sistema con bomba de calor requiere menor recursos energéticos que un sistema a alta presión y tiene la posibilidad de tener una mayor separación en el producto debido a que se opera baja presión ocasionando una el aumento de la volatilidad relativa de los compuestos, sin embargo, el incluir un compresor en la unidad, así como la interdependencia de las

corrientes de la torre hacen que la operación de este esquema sea mucho más compleja requiriendo mayor instrumentación, así como control del proceso.

En conclusión, si el splitter C3 está asociado con una planta o recurso en donde hay abundancia de un apropiado medio de calentamiento, entonces un sistema que no incluya una bomba de calor es la mejor alternativa. Si no se tiene la suficiente fuente de energía de calentamiento de bajo grado, por ejemplo, en una FCC o una unidad de deshidrogenación de propano, entonces una bomba de calor es generalmente la opción más económica.

Selección del modelo termodinámico para el equilibrio L-V de la mezcla C3

De acuerdo con la metodología de selección de ecuaciones de estado del simulador PROII V9.4, procesos de hidrocarburos ligeros como el procesamiento de gas natural y el procesamiento de destiladores ligeros es posible usar las ecuaciones de estado:

- ✓ Peng-Robinson (PG)
- ✓ Soave-Redlich-Kwong (SRK)

Con ambas, se comprobó cuál de las ecuaciones representaba de manera más precisa el comportamiento experimental representado en la *figura 23*. Utilizando el simulador de Procesos Pro-II V9.4, se calcularon los datos de equilibrio del propano-propileno a temperatura igual a 56.85°C. Los resultados se muestran en las *figuras 28 y 29*.

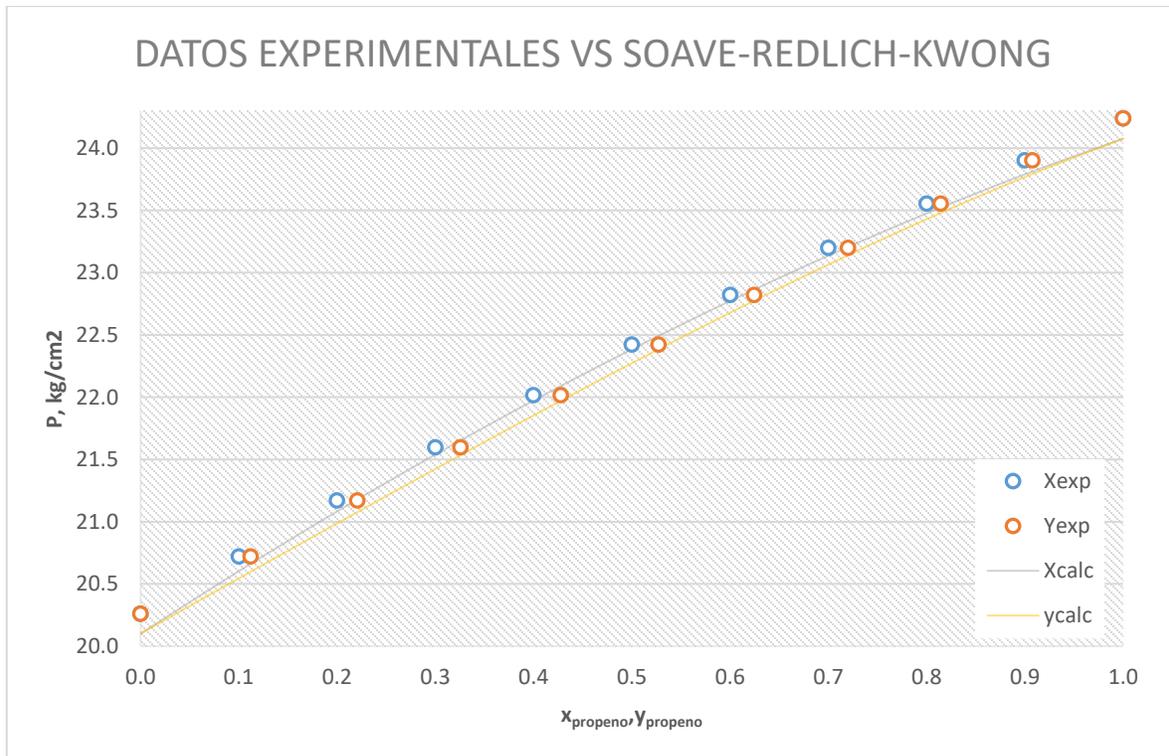


Figura 28. Equilibrio Líquido-Vapor de Propeno-Propano a 56.85°C vs SRK

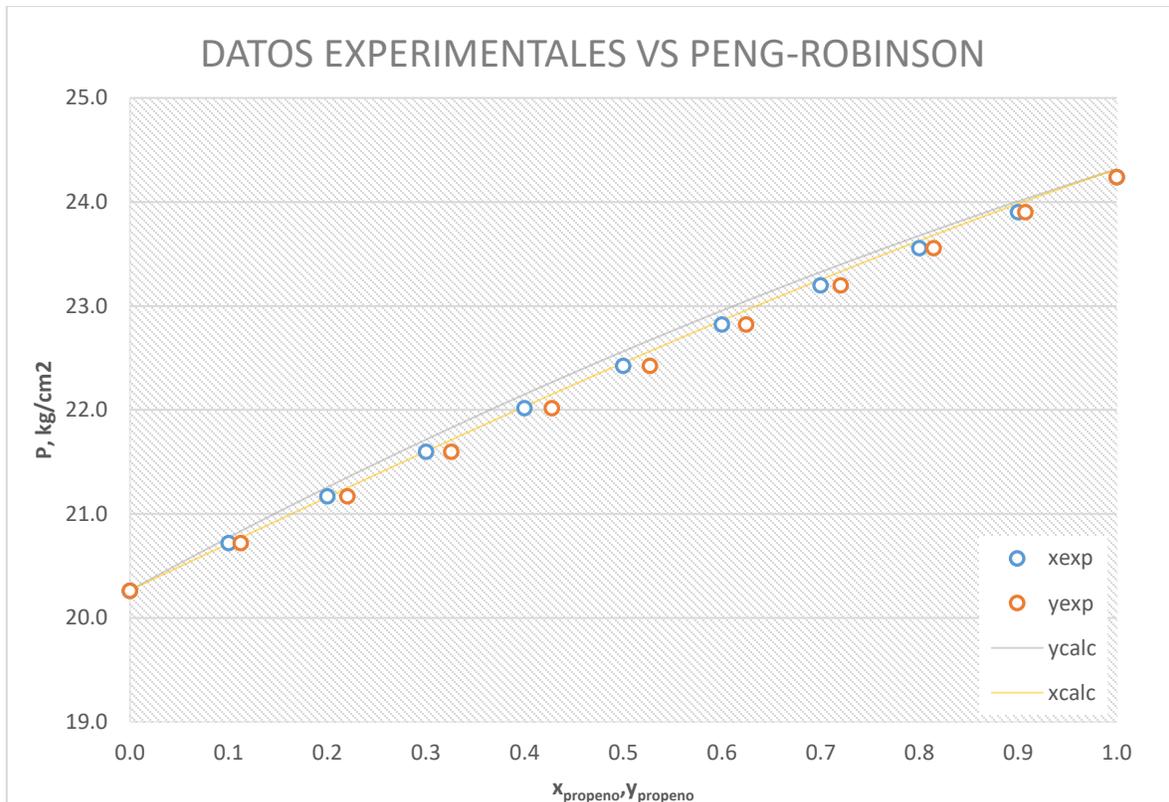


Figura 29. Equilibrio Líquido-Vapor de Propano-Propano a 56.85°C vs Peng-Robinson

Temperatura		56.85	°C	SRK				Peng-Robinson					
P, bar	P, kg/cm²	x ₁	y ₁	P, kg/cm²	x ₁	y ₁	Error	P, kg/cm²	x ₁	y ₁	Error		
19.87	20.262	0.000	0.000	20.101	0.000	0.000	0.026	20.266	0.000	0.000	0.000		
20.32	20.721	0.100	0.112	20.603	0.100	0.110	0.014	20.774	0.100	0.113	0.003		
20.76	21.169	0.200	0.221	21.083	0.200	0.218	0.008	21.257	0.200	0.222	0.008		
21.18	21.598	0.300	0.326	21.539	0.300	0.324	0.003	21.715	0.300	0.326	0.014		
21.59	22.016	0.400	0.428	21.973	0.400	0.426	0.002	22.150	0.400	0.428	0.018		
21.99	22.424	0.500	0.527	22.385	0.500	0.527	0.002	22.563	0.500	0.527	0.020		
22.38	22.821	0.600	0.625	22.773	0.600	0.626	0.002	22.955	0.600	0.624	0.018		
22.75	23.199	0.700	0.720	23.137	0.700	0.722	0.004	23.326	0.700	0.719	0.016		
23.1	23.555	0.800	0.815	23.476	0.800	0.817	0.006	23.676	0.800	0.813	0.015		
23.44	23.902	0.900	0.908	23.789	0.900	0.909	0.013	24.006	0.900	0.907	0.011		
23.77	24.239	1.000	1.000	24.076	1.000	1.000	0.026	24.316	1.000	1.000	0.006		
							Total	0.1053				Total	0.1275

Tabla 11. Cálculo de error para datos experimentales vs las ecuaciones de estado SRK y PG

Basado en los resultados de las figuras 28 y 29 y en el cálculo del error reportado en la tabla 11, se puede mencionar que la ecuación de estado Peng-Robinson es apropiada para describir el comportamiento de la mezcla propano-propileno en las regiones donde la composición de cualquiera de los componentes es mayor, es decir, regiones donde la fracción del componente es de 97 a 100%. Esto nos indica que es adecuada para trabajar con componentes puros y no en regiones centrales de la curva de equilibrio L-V. Por otro lado, la ecuación de Soave-Redlich-Kwong es apropiada para las regiones intermedias del 15 al 95% de composición. Por lo tanto, la ecuación que usaremos para el comportamiento del sistema es la ecuación de estado **Soave-Redlich-Kwong**.

Capítulo III. Presentación del caso de estudio

Unidad de craqueo catalítico. Splitter C3. Refinería General Lázaro Cárdenas. Minatitlán, Veracruz.

Generalidades

La Refinería General Lázaro Cárdenas fue fundada en 1906, siendo la primera gran refinería de Latinoamérica. El área de influencia, donde su producción abastece de combustible al mercado incluye al sureste del país y parte de la demanda de la Ciudad de México. Los estados que reciben energéticos de esta refinería son: Puebla, el sur de Veracruz, Tabasco, Campeche, Yucatán y Quintana Roo.

Se ubica en el municipio de Minatitlán, Veracruz: Latitud 17° 59' norte, longitud 94° 32' oeste a una altitud de 64 metros sobre el nivel del mar (MGNM).

En 1954, la refinería sufrió un proceso de modernización, de manera que se dismantelaron sus antiguas instalaciones y se inició la construcción de nuevas unidades de producción con mayor capacidad y los avances tecnológicos de su tiempo, acorde a la demanda nacional de energéticos de esa época. Como resultado de este proceso de expansión, la refinería quedó integrada con veinticuatro plantas de proceso de operación normal, tres plantas ecológicas, dos turbogeneradores eléctricos, seis generadores de vapor, nueve torres de enfriamiento de agua, una planta de pretratamiento y una de tratamiento, una potabilizadora, una planta neutralizadora (efluentes) de agua y 168 tanques de almacenamiento.

En 1974 cambió su denominación a Refinería General Lázaro Cárdenas en homenaje y reconocimiento al expresidente de México por su intervención en la nacionalización de la industria petrolera nacional.

De 1970 a 1996, la industria petrolera se caracterizó por un gran crecimiento con estabilidad en todos sus sectores, así como en su operación.

El 29 de noviembre de 1999 el proyecto de reconfiguración de la Refinería Lázaro Cárdenas se sometió a consideración de la comisión Intersecretarial de Gasto Financiamiento, con el propósito de autorizar a Pemex Refinación realizar inversiones de mediano plazo tendientes a mejorar el esquema de proceso y a incrementar la calidad de los productos.

A partir de ese año se inició la inversión programable del proyecto y se incluyó posteriormente en el tomo IV del presupuesto de Egreso de la Federación de los ejercicios fiscales 2001, 2002, 2003.

El proyecto de la reconfiguración de la Refinería Lázaro Cárdenas se consideró pieza clave dentro del programa de reconfiguración del Sistema Nacional de Refinación (SNR) por los siguientes:

- i. Se trataba de la refinería más antigua del país, con elevados grados de obsolescencia. No obstante, su ubicación resultaba estratégica y contaba con la capacidad de albergar nuevas unidades para llegar a ser la refinería más moderna del país.
- ii. En el proyecto de Reconfiguración de la Refinería Lázaro Cárdenas se integrarían nuevas plantas de configuración y servicios que permitían aumentar su capacidad de procesar cantidades adicionales de crudo pesado Maya, así como duplicar prácticamente la producción de refinados, gasolina y diésel.
- iii. En su calidad de planta productiva, la Refinería Lázaro Cárdenas era fuente de trabajo para más de 4000 trabajadores que laboraban directamente en ella, pero su obsolescencia ponía en riesgo a todo el complejo.

El proyecto se realizó en seis grandes paquetes de ingeniería, procura y construcción (IPC) y un hidrogenoducto (HD), los cuales incluían la instalación de nuevas unidades de proceso, unidades complementarias, servicios auxiliares y a sus construcciones requeridas:

Con fecha de inicio del 25 octubre de 2004 y final de 12 de noviembre de 2007 IPC3 fue licenciado por Gradados Proyectos Industriales de México, SA de CV y Gradados Industriales SA de CV y Gradados Industriales SA en asociación.

Una vez concluido el plan de reconfiguración, en materia de producción, la refinería Lázaro Cárdenas incremento su capacidad de proceso de crudo pesado, el rendimiento de la gasolina y diésel, además de reducir la producción de combustóleo y mejorar la calidad de los productos destilados.

Concepto	Anterior	Reconfigurada
<i>Capacidad (MBD)</i>	185	285
<i>Proceso de crudo (óptimo)</i>	175	246
<i>% Maya</i>	33.1	71.0
<i>Gasolinas totales (MBD)</i>	45.5	92.8
<i>Magna</i>	45.5	77.4
<i>Premium</i>	0	15.4
<i>Destilados Intermedios (MBD)</i>	45.0	81.8
<i>Diesel y turbosina</i>	45.0	51.8
<i>Diesel UBA</i>	0.0	30.0
<i>Combustóleo (MBD)</i>	65.0	23.7
<i>Coque</i>	0.0	3,300

Tabla 12. Capacidad de producción de la Refinería Lázaro Cárdenas antes y después su modernización (Refinación, 2006)

Descripción del paquete de ingeniería, procura y construcción 3 (IPC3)

Dentro del paquete de ingeniería, procura y construcción número 3 se tenía contemplado la construcción de la planta combinada, la planta hidrosulfuradora de diésel, así como la planta catalítica FCC número 2.

La planta catalítica FCC número 2 tuvo como objetivo el maximizar la producción de pentano plus, gasolinas y olefinas de propano y butano, para lo cual se procesaría como carga 42MBSPD de operación de gasóleo atmosférico y de vacío provenientes de la unidad combinada 100% Maya y gasóleo pesado de la unidad de coquización retardada, preferentemente después de que se les eliminaron los compuestos de azufre en la planta hidrosulfuradora de gasóleos, con el propósito

de otorgar mayor valor agregado a los productos por su menor contenido de azufre. Esta misma incluiría una sección de separación de olefinas donde un tren de columnas de separación se construyó como parte de este proyecto.

Capacidad, rendimiento y flexibilidad

Splitter Propano- Propileno.

Esta planta utiliza como carga la producción del propano-propileno de la planta de desintegración catalítica y que forma parte del tren de recuperación de olefinas. Separa el propileno de alta pureza que sirve como carga a plantas de acrilonitrilo. El propano separado es enviado a la planta de gas licuado.

Capacidad

FCC-2: 42,000 BPSD (diseño)

35,000 BPD (proceso)

Splitter C3: 62.5 m³/h de propileno grado refinería.

Rendimiento

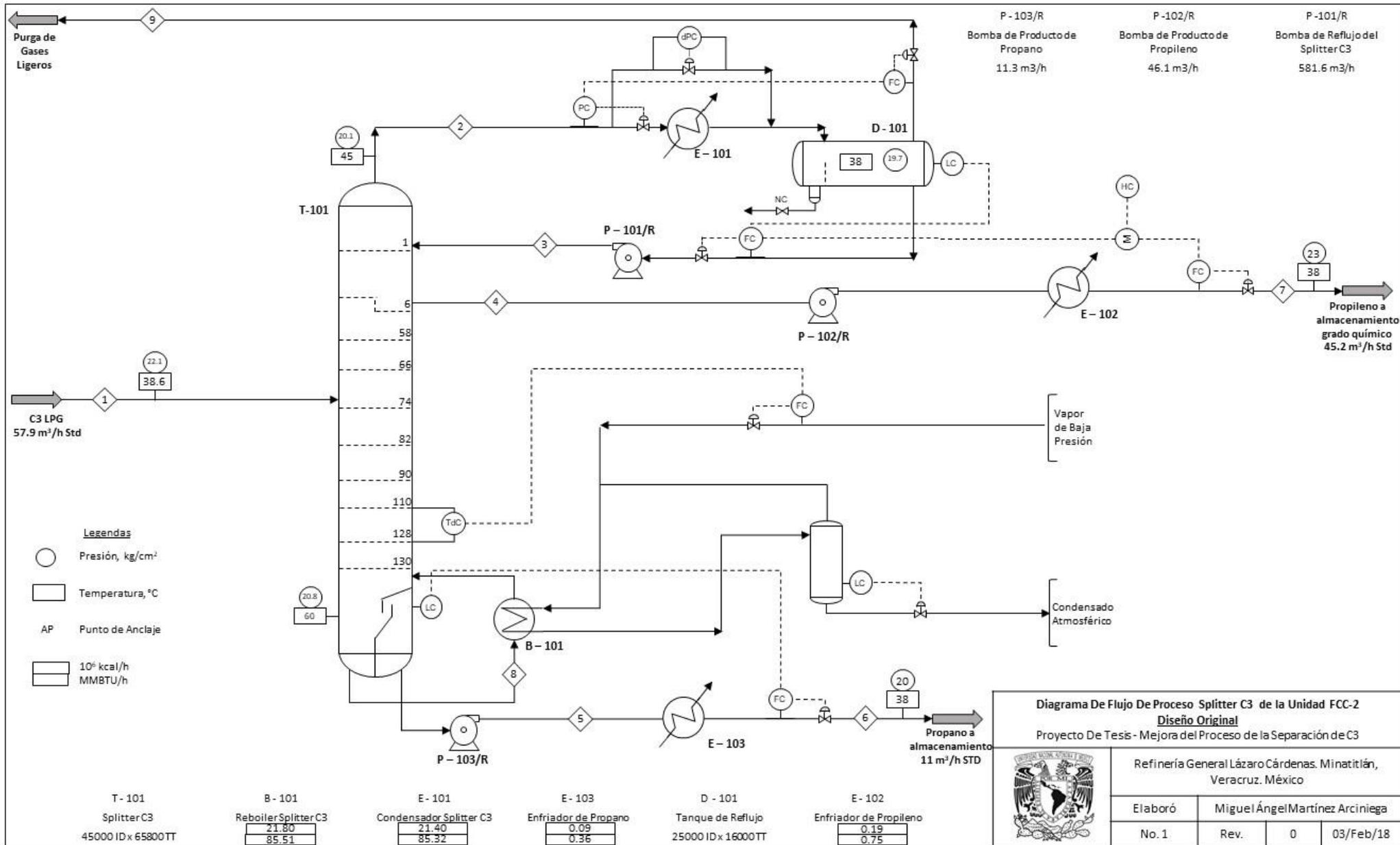
El splitter C3 recibe propileno grado refinería (79 %mol propileno) y lo separa para tener propileno grado químico que se utiliza para la producción de acrilonitrilo. La recuperación del propileno es del 96%. La recuperación del propano en los fondos de la columna es del 86%.

Flexibilidad

El splitter C3 de la refinería Lázaro Cárdenas está diseñado para permitir flexibilidad en la operación de la columna de destilación. Dependiendo de la calidad de la alimentación, es posible que la alimentación al splitter se envía a platos superiores o inferiores al plato de alimentación de diseño.

Diagrama de flujo de proceso

La alimentación al splitter C3 consiste en una mezcla propileno grado refinería provenientes del producto de la unidad de craqueo catalítico No.2 de la Refinería Lázaro Cárdenas. El splitter C3 está diseñado con un sistema a alta presión que permite el uso de agua de enfriamiento para condensar el propileno en producto. El objetivo de esta unidad de separación es la obtención de propileno grado químico, el cual consta de un 90% o más de propileno. La columna, a diseño original, consta de 130 platos y opera con una presión en el domo de 20.1 kg/cm²_{man}.



Balance de materia y energía

El balance de materia que fue emitido por la firma de ingeniería encargada del proyecto se muestra en la *tabla 13*. En ella se exponen las corrientes en límite de baterías: Alimentación al Splitter C3, corriente de propileno, corriente de propano y gases ligeros de purga.

Es splitter C3 está diseñado para separar 62.5 m³/h de propileno grado refinería. Este volumen de procesamiento es consecuencia del grado de conversión en el reactor catalítico, así como la calidad de alimentación a la unidad aguas abajo.

Balance de Materia del diseño original del Splitter C3 de la Refinería General Lázaro Cárdenas.

Corriente Nombre	1		6		7		9	
	C3 LPG		Propano		Propileno		Purga de Gases Ligeros	
Fase	Líquido Saturado		Líquido Subenfriado		Líquido Saturado		Vapor Saturado	
Flujos Molares kmol/h	kmol/h	Comp %mol	kmol/h	Comp %mol	kmol/h	Comp %mol	kmol/h	Comp %mol
Agua	1.0367	0.15	0.0000	0.00	0.0777	0.01	0.0625	0.32
Metano	0.0007	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0007	0.00
Etileno	1.2860	0.18	0.0000	0.00	0.1506	0.03	1.1354	5.82
Etano	5.8892	0.83	0.0000	0.00	1.9282	0.34	3.9611	20.30
Propileno	560.1120	79.14	6.3239	5.00	539.6949	96.25	14.0491	72.01
Propano	136.7893	19.33	117.6128	92.92	18.8575	3.36	0.2998	1.54
IsoButano	1.4101	0.20	1.4101	1.11	0.0000	0.00	0.0000	0.00
N-Butano	0.0275	0.00	0.0275	0.02	0.0000	0.00	0.0000	0.00
Butilenos	1.2045	0.17	1.2045	0.95	0.0000	0.00	0.0000	0.00
TOTAL, kmol/h	707.7559	100.00	126.5788	100.00	560.7237	100.00	19.5086	100.00
CORRIENTE TOTAL								
Temperatura, °C	38.64		37.74		37.71		37.78	
Presión, kg/cm ² a	22.126		21.033		24.033		20.72	
Flujo, kg/h	29985.0645		5603.6294		23606.334		756.5143	
Entalpía, M*kcal/h	0.6941		0.1317		0.5282		0.0706	
Masa Molecular	42.3664		44.2699		42.0998		38.7789	
Densidad, kg/m ³	480.4084		502.1101		515.6495		41.1552	
Temperatura Crítica, °C	92.6907		97.3381		91.7836		75.65	
Presión Crítica, kg/cm ² a	46.6451		43.4301		47.0278		47.8	
Viscosidad, cP	0.0833		0.0878		0.0745		0.0093	
% Líquido, mm%	100		100		100		0	
FASE VAPOR								
Flujo, m ³ /h	N/A		N/A		N/A		18.382	
Flujo Estándar, k*m ³ /h	N/A		N/A		N/A		0.437	
FASE LIQUIDA								
Flujo, m ³ /h	62.4158		11.1602		45.7798		N/A	
Flujo Estándar, m ³ /h	57.9653		10.9967		45.3659		N/A	
Densidad Específica Estándar (H ₂ O,60F), SPGR	0.5178		0.5101		0.5209		N/A	
Densidad Estándar, API	141.7693		145.908		140.1619		N/A	

Tabla 13. Balance de materia del diseño original del splitter C3 de la Refinería General Lázaro Cárdenas.

Lista y hojas de datos de equipo de proceso

INTERCAMBIADORES DE CALOR			
Equipo	E - 101		
Servicio de Unidad	Condensador Splitter C3		
<i>Cantidad de Fluido, Total</i>	kg/h	325855	
<i>De bomba 127P</i>	m3/h	-	
<i>(Estimado)</i>	kmol/h	8045.802469	
<i>Vapor (Entrada/Salida)</i>	kmol/h	325855	-
<i>Líquido (Entrada/Salida)</i>	kmol/h	-	325855
<i>Temperatura (Entrada/Salida)</i>	°C	44.5	38
<i>Peso Molecular, vapor</i>		40.5	
<i>Presión de Entrada</i>	kg/cm ² man	19.88	
<i>Caída de Presión (Permitida/Calculada)</i>		0.1	0.09
<i>Calor de Intercambio (Diseño/Estimada)</i>	kcal/h	23650000	21500000
Equipo	E - 102		
Servicio de Unidas	Enfriador de Producto - Propileno		
<i>Cantidad de Fluido, Total</i>	kg/h	25967	
<i>De Bomba</i>	m3/h	50.7	
	kmol/h	560.7237	
<i>Vapor (in/out)</i>	kmol/h	-	-
<i>Líquido</i>	kmol/h	25967	25967
<i>Temperatura (in /out)</i>	°C	49.6	37.8
<i>Peso Molecular, vapor</i>		-	
<i>Presión de Entrada</i>	kg/cm ² man	-	
<i>Caída de Presión (Permitida/Calculada)</i>		0.35	0.35
<i>Calor de Intercambio (Diseño/Estimada)</i>	kcal/h	209000	190000
Equipo	E - 103		
Servicio de Unidad	Enfriador de Producto – Propano		
<i>Cantidad de Fluido, Total</i>	kg/h	6164	
<i>De Bomba</i>	m3/h	12.4	
	kmol/h	126.5788	
<i>Vapor (in/out)</i>		-	-
<i>Líquido</i>		6164	6164
<i>Temperatura (in /out)</i>	°C	60	37.8
<i>Peso Molecular, vapor</i>		-	
<i>Presión de Entrada</i>	kg/cm ² man	-	
<i>Caída de Presión (Permitida/Calculada)</i>		0.2	0.15
<i>Calor de Intercambio (Diseño/Estimada)</i>	kcal/h	99000	90000
Flujos y carga incluyen 10% de incremento sobre los valores de diseño			

Tabla 14. Condiciones de operación del diseño original de los Intercambiadores de calor

BOMBAS

Equipo	P – 101/R		
Servicio de Unidad	Bomba de Reflujo de Splitter C3		
Flujo (Normal /Estimado)	m3/h	581.5	639.7
Temperatura	°C	38.04	
Presión de Descarga Estimada	kg/cm2 man	25.2	
Presión de Succión (Max/Rated)	kg/cm2 man	22.9	20.2
Presión Diferencial	kg/cm ²	5	
Gravedad Especifica a PT		0.509	
Potencia Hidráulica	kW	87.2	
Cabeza diferencial	m	100	
Equipo	P – 102/R		
Servicio de Unidad	Bomba de Producto - Propileno		
Flujo (Normal /Estimado)	m3/h	46.1	50.7
Temperatura	°C	49.6	
Presión de Descarga Estimada	kg/cm2 man	26	
Presión de Succión (Max/Rated)	kg/cm2 man	25.9	23.5
Presión Diferencial	kg/cm ²	2.5	
Gravedad Especifica a PT		0.512	
Potencia Hidráulica	kW	3.46	
Cabeza diferencial	m	48.6	
Equipo	P – 103/R		
Servicio de Unidad	Bomba de Producto- Propano		
Flujo (Normal /Estimado)	m3/h	11.3	12.4
Temperatura	°C	60	
Presión de Descarga Estimada	kg/cm2 man	23	
Presión de Succión (Max/Rated)	kg/cm2 man	22.8	21
Presión Diferencial	kg/cm ²	2	
Gravedad Especifica a PT		0.5	
Potencia Hidráulica	kW	0.68	
Cabeza diferencial	m	40	

Tabla 15. Condiciones de operación del diseño original de las bombas de proceso

COLUMNA DE DESTILACIÓN

Equipo	T - 101					
Servicio de Unidad	Columna de Destilación Splitter C3					
Corriente			Alimentación	Vapor Domo	Reflujo	Corriente lateral - Propileno
Fase			Líquido	Vapor	Líquido	Líquido
Condiciones	Temperatura	°C	39	44	38	50
	Presión	kg/cm2	22.1	21.1	21.1	21.2
Flujos		kg/h	29985	296232	295460	23606
	A Condiciones	m3/h	62.4	6773	580	46.1
Propiedades a condiciones	Densidad	kg/m3	480.41	43.74	509.3	512.36
	Viscosidad	CP	0.083	0.009	0.07	0.065
Corriente			Extracción Rehervidor	Regreso del Rehervidor	Regreso del Rehervidor	Fondos
Fase			Líquido	Vapor	Líquido	Líquido
Condiciones	Temperatura	°C	60	60	60	60
	Presión	kg/cm2	21.8	21.9	21.9	21.8
Flujos		kg/h	1167569	350272	817298	5604
	A condiciones	m3/h	2692	7065	1884.9	11.3
Propiedades a condiciones	Densidad	kg/m3	433.71	49.577	433.6	496.01
	Viscosidad	CP	2.962	0.011	2.866	0.065

Tabla 16. Condiciones de operación del diseño original de la columna de destilación splitter C3

RECIPIENTES DE PROCESO

Recipiente	Diámetro Interno, mm	Longitud TT, mm
<i>Tanque de Reflujo V-101</i>	2500	16000
<i>Columna Splitter C3 T-101</i>	4500	65800

Tabla 17. Dimensiones de recipientes de proceso en diseño original

Capítulo IV. Análisis técnico del splitter C3 de la Refinería Lázaro Cárdenas

Una vez obtenida y organizada la información sobre el caso de estudio, es necesario hacer el análisis técnico del proceso, así como la implementación de la metodología de superficie de respuesta para analizar y proponer propuestas de mejora. Este capítulo discute la metodología que fue implementada para la obtención de la propuesta de mejora, así como un análisis de los resultados obtenidos.

Análisis técnico e implementación de RSM en el splitter C3

El proceso para el análisis del caso de estudio se muestra en la *figura 30*. La descripción de cada uno de los pasos es como sigue:

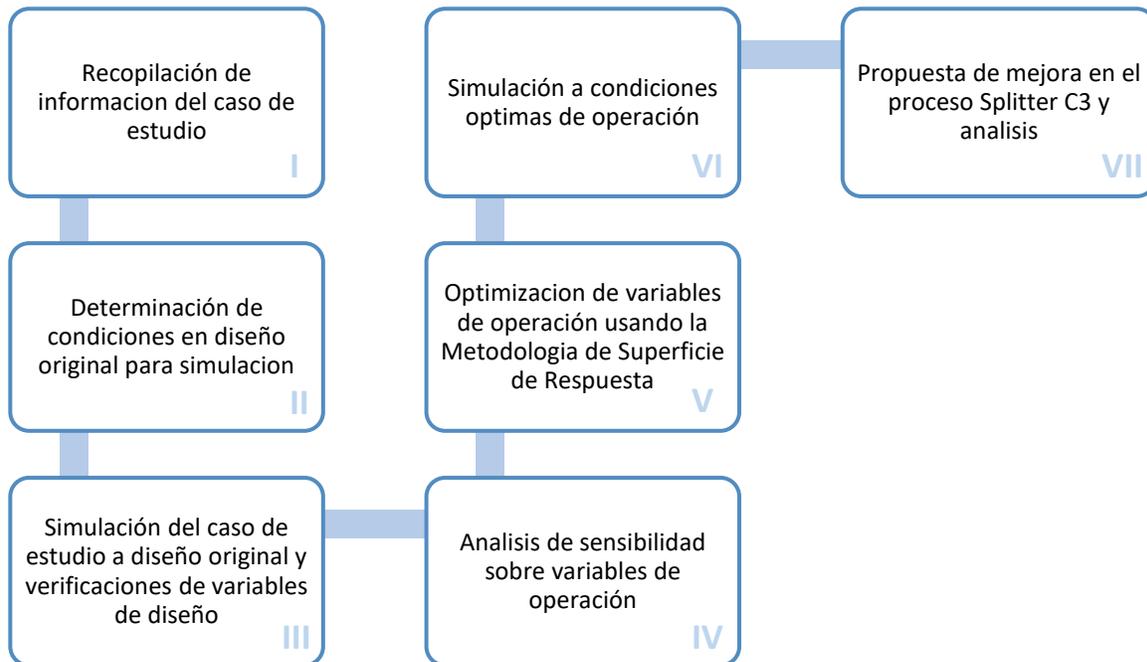


Figura 30. Proceso de análisis de casos de estudio siguiendo la metodología de superficie de respuesta

Recopilación de información del caso de estudio

En esta etapa se hizo el estudio y la recopilación de la información disponible sobre el proceso de separación del propileno y propano en la refinería Lázaro Cárdenas. La información principal consistió en el diseño original presentado por el por la firma de ingeniería. Los diagramas de flujo, el balance de materia y energía y las hojas de especificación de equipo son la parte fundamental del análisis del caso de estudio.

El diagrama de flujo de proceso, el balance de materia y energía y la lista de equipos de proceso han sido presentados en el capítulo III.

Determinación de condiciones de simulación en diseño original

Es de suma importancia la reproducibilidad de la simulación del caso de estudio, es por ello que el establecimiento de las bases bajo las cuales se rigió la simulación del proceso. La simulación del diseño original se llevó a cabo bajo las siguientes condiciones.

Condiciones generales de simulación de proceso a diseño original	
<i>Ecuación de Estado</i>	Soave-Redlich- Wong
<i>Presión Atmosférica</i>	0.9938 atm (Promedio en Minatitlán, Mex)
<i>Unidades de Medición</i>	Sistema Métrico Internacional

Tabla 18. Condiciones generales de simulación a diseño original

Las propiedades de los componentes se tomaron de la base de datos PROII_9.4:SIMSCI. Para el caso del Propano y Propileno, se ajustaron a las propiedades fisicoquímicas reportadas en el capítulo II en donde fue necesario.

Simulación del caso de estudio a diseño original

Con el objetivo de observar las condiciones bajo las cuales el diseño original fue planteado, la primera fase de este estudio consiste en la simulación del proceso para igualar las condiciones bajo las cuales la firma de ingeniería propuso el diseño. Esto da un punto de partida para proponer mejoras en el proceso del splitter propano-propileno.

Usando el simulador de procesos Pro-II de Schneider Electric-SimSci versión 9.4 se obtuvieron simulaciones con base en los datos del diseño original. Una vez simulados, se evaluaron los resultados de la simulación del proceso del splitter C3 con los reportados. Una vez que los resultados no rebasaban el **10%** de diferencia, se decidió que se había logrado la reproducción del modelo original. Los resultados de esta primera simulación se muestran en la *tabla 19*.

Del resultado, solo dos, de los reportados vs simulados, exceden el 10% de error. El primero es la cantidad de agua en la corriente 9 de purga de gases. El diseño original no reporta el flujo de la corriente de purga del tanque de reflujo es posible que esta pequeña diferencia se deba a eso. El segundo error mayor a 10% es en la corriente de propileno en el componente etano. En ella se tiene una diferencia de 0.714 kmol/h de etano. Puesto que este componente no es representativo y no es objeto del presente estudio, se decide que se seguirá con el estudio a pesar de este resultado.

El haber obtenido resultados muy similares a los que se reportaron en el diseño original nos confirma que el procedimiento para la selección del modelo termodinámico fue apropiado. Esto está respaldado por la experiencia que la firma de ingeniería que desarrollo el diseño original tiene para la ejecución de este tipo de proyectos además de que se desconoce el software de simulación que se utilizó para la obtención del paquete de ingeniería básica del diseño original.

ERROR DEL BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA ENTRE EL LICENCIADOR Y OBTENIDOS PARA EL SPLITTER C3 REFINERIA MINATITLAN

Ecuación de Estado: Soave-Redlich-Kwong Simulador de Procesos: Pro-II V9.4

Corriente ID Nombre Fase	1					9					6					6					
	Mezcla C3 Líquido Saturado		Simulación		ERROR	Purga Gases Vapor Saturado		Simulación		Error	Propileno Líquido Saturado		Simulación		Error	Propano Líquido Subenfriado		Simulación		Error	
Flujo Molar kmol/h	kmol/h	Comp %mol	kmol/h	Comp %mol		kmol/h	Comp %mol	kmol/h	Comp %mol		kmol/h	Comp %mol	kmol/h	Comp %mol		kmol/h	Comp %mol	kmol/h	Comp %mol		
Agua	1.037	0.146	1.037	0.146	0.000	0.071	0.363	0.062	0.318	12.120	0.078	0.014	0.078	0.014	0.116	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Metano	0.001	0.000	0.001	0.000	0.000	0.001	0.003	0.001	0.003	0.008	0.000	0.000	0.000	0.000		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Etileno	1.286	0.182	1.286	0.182	0.000	1.196	6.134	1.194	6.101	0.165	0.151	0.027	0.142	0.016	5.954	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Etano	5.889	0.832	5.889	0.832	0.000	4.675	23.967	4.637	23.685	0.817	1.928	0.344	1.214	0.217	37.018	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Propeno	560.112	79.139	560.112	79.139	0.000	14.150	72.544	13.342	68.155	5.710	539.695	96.250	539.693	96.250	0.000	6.324	4.996	6.266	4.982	0.900	0.000
Propano	136.789	19.327	136.789	19.327	0.000	0.292	1.498	0.275	1.405	5.873	18.858	3.363	19.645	3.504	4.177	117.613	92.917	116.852	92.917	0.600	0.000
iC4	1.410	0.199	1.410	0.199	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	1.410	1.114	1.410	1.121	0.000	0.000
nC4	0.028	0.004	0.028	0.004	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.028	0.022	0.028	0.022	0.000	0.000
Butilenos	1.205	0.170	1.205	0.170	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	1.205	0.952	1.205	0.958	0.000	0.000
TOTAL kmol	707.756	100.000	707.756	100.0	0.000	19.505	104.511	19.511	100	0.226	560.724	99.997	560.776	100.0	0.009	126.579	100.000	125.760	100.0	0.647	
*** CORRIENTE TOTAL ***																					
Temp, C	38.64		38.640		0.000	37.780		36.964		2.160	37.710		37.949		0.633	37.740		37.958		0.576	
Presión, kg/cm ² a	22.126		22.126		0.000	20.720		20.733		0.063	24.033		24.033		0.000	21.033		21.033		0.000	
Flujo, kg/h	29985.064					756.514					23606.334					5603.629					
Entalpia, M*kcal/H	0.6941					0.071					0.528					0.132					
Masa Molecular	42.3664		42.366		0.001	38.779		38.456		0.833	42.100		42.120		0.047	44.270		44.271		0.004	
Densidad, kg/m ³	480.4084					41.155					515.650					502.110					
Temp. Crit., °C	92.6907					75.650					91.784					97.338					
Pres. Crit., kg/cm ² a	46.6451					47.800					47.028					43.430					
Viscosidad, cP	0.0833					0.009					0.075					0.088					
M% Líquido	100					0.000					100.000					100.000					
*** FASE VAPOR ***																					
Flujo, m ³ /h	N/A					18.382					N/A					N/A					
Flujo Std., k*m ³ /h	N/A					0.437					N/A					N/A					
*** FASE LIQUIDA ***																					
Flujo, m ³ /h	62.416					N/A					45.780					11.160					
Flujo Std, m ³ /h	57.965					N/A					45.366					10.997					
Gravedad Spec Std. (H ₂ O,60F)	0.518					N/A					0.521					0.510					
Gravedad Std, API	141.769					N/A					140.162					145.908					
Conductividad Térmica, kcal/h m C	0.095					N/A					0.083					0.077					
RVP (APINAPHTHA), PSI	213.279					N/A					221.470					189.487					

Tabla 19. Error del balance de materia y energía entre el diseño original y obtenidos para el splitter C3 refinería Lázaro Cárdenas

Verificación de variables de diseño

Método corto para la verificación de los platos teóricos

Se realizó una simulación de procesos para comprobar que la configuración recomendada por el diseño original fuese la correcta en el splitter C3. Para ello se hizo la estimación del número de etapas teóricas del splitter C3 mediante un método corto para columnas de destilación. La *tabla 20 y 21* muestra los resultados.

Flujos totales de corrientes		
Corriente + Fase	Mol kmol/h	Masa kg/h
Domo V	570	23888.37
Fondos L	137.76	6096.43
Total	707.76	29984.79

Tabla 20. Flujos totales de corrientes de método corto para el splitter C3

Resultados del Método Corto para el Splitter C3						
	Platos	Plato de Alimentación	R/R-min	Relación de Reflujo	Carga Condensador Mkcal/h	Carga Rehervidor Mkcal/h
1	154	73.78	1.2	11.973	-1.94E+01	2.13E+01
2	139	66.72	1.3	12.971	-2.10E+01	2.29E+01
3	129	62.15	1.4	13.969	-2.26E+01	2.45E+01
4	124	59.59	1.5	14.967	-2.42E+01	2.61E+01
5	120	57.5	1.6	15.965	-2.58E+01	2.77E+01

Tabla 21. Soluciones de diseño del método corto al splitter C3

Cálculo de platos reales

La *tabla 21* reporta los platos teóricos devueltos por el método corto de destilación. Para poder comprobar que los platos reales reportados en el diseño original se encuentran dentro del rango del método corto obtenido en este trabajo, es necesario la eficiencia de los platos. Esta reportado que para el Splitter C3 la eficiencia global de plato es de 95-100% (Kaes, 2000). La *tabla 22* muestra una buena relación entre lo reportado en el diseño original.

Platos teóricos vs platos reales				
	Teóricos		Eficiencia 95%	
	Platos	Plato de Alimentación	Platos	Plato de Alimentación
1	154	73.78	162.1053	77.66316
2	139	66.72	146.3158	70.23158
3	129	62.15	135.7895	65.42105
4	124	59.59	130.5263	62.72632
5	120	57.5	126.3158	60.52632

Tabla 22. Platos teóricos del método corto vs platos reales

Plato de alimentación

Como se muestra en la *tabla 21*, el método corto corregido por la eficiencia global reportada para el Splitter C3 muestra el plato de alimentación para cuando se tienen 129 etapas reales, es el plato número 63. El diseño del splitter Ce de la refinería Lázaro Cárdenas permite modificar el plato de alimentación en 58, 66, 74, 82, y 90, siendo el plato 74 el plato normal de alimentación. Aquí se encuentra una diferencia notable sobre lo que el diseño original reporta y el método corto obtenido. Como resultado de esto, en los siguientes pasos del análisis técnico se hará un estudio de sensibilidad sobre el plato de alimentación para verificar él es el plato óptimo de alimentación basado en la corriente de alimentación establecida por el balance de materia y energía.

Resultados de la verificación de variables de diseño

Debido a que el splitter C3 es un diseño que ya está en operación. La primera aproximación a la optimización del proceso de separación es mediante la manipulación de variables de operación.

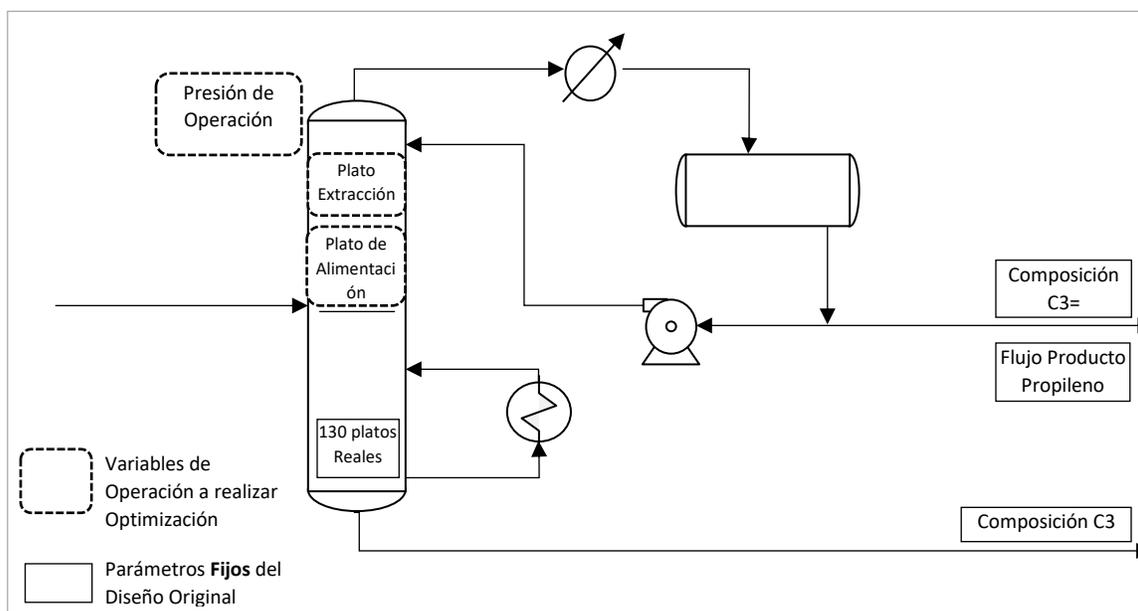


Figura 31.. Esquema representativo de variables de operación fijas y a optimizar

La presión de operación de la columna es la principal. Como se mencionó con anterioridad, a menor presión de operación, la volatilidad relativa de los hidrocarburos es mayor, por lo que la separación es más viable. Es posible también variar la extracción lateral de la corriente, esto también para verificar la decisión en el diseño original de hacerla en el plato número 6. La tercera variable para la optimización es el plato de alimentación de la mezcla. La *figura 31* muestra un esquema de las variables de operación sobre las cuales se hará el proceso de optimización.

Análisis de sensibilidad sobre variables de operación

Del análisis anterior se eligieron las variables de operación que pueden ser manipuladas para llevar la operación de splitter C3 existente a su óptimo de operación. El análisis de Sensibilidad contemplando las tres primeras variables de operación. Las variables manipuladas seleccionadas fueron:

1. Presión de operación
2. Plato de Alimentación
3. Plato de Extracción de corriente Lateral

Los rangos que se establecieron están descritos en la *tabla 23*

	Min	Max	Incrementos	Unidad de Media	Total Ciclos
Presión Plato 1	15.1	20.1	-0.1	Kg/cm2	51
Plato de Alimentación	50	98	4	--	13
Plato de Extracción C3=	2	8	1	--	7

Tabla 23 Rangos para variables manipuladas en análisis de sensibilidad 1

Las variables que se fijaron fueron:

1. Composición de Producto de Propileno (**96.25 %mol**)
2. Flujo Total de Corriente de Producto de Propileno (**560.724 kmol/h**)
3. Platos Reales de Splitter C3 (**130 Platos reales**)

La *tabla 24* muestra el total de ciclos realizados por análisis, así como el total de tiempo por cada uno. Debido a que los simuladores de proceso no cuentan con herramientas capaces de realizar análisis de tal magnitud, además de que no es posible variar las dos corrientes en la columna de destilación pues esta no quedaría completamente especificada, cada ciclo en el análisis se hizo por separado. La metodología fue la variación de las variables 1,2,3 para el análisis, obteniéndose las posibles combinaciones (número de ciclos) de escenarios de operación entre la presión de operación, plato de alimentación para análisis de sensibilidad cada uno manipulando manualmente la extracción lateral (Ciclo por extracción lateral), es decir, 7 veces desde el plato número 2 al 8, dando como resultado el Total de Casos Evaluados por análisis. También se reporta en la *tabla 24* el tiempo total por ciclo.

	Numero de Ciclos	Ciclos por Extracción Lateral	Total de Casos Evaluados	Tiempo total Por Ciclo min	Tiempo Total de Análisis min
Análisis 1	663	7	4641	11	77

Tabla 24. Total de ciclos y tiempo para análisis de sensibilidad a condiciones óptimas

De los resultados del análisis de sensibilidad, se evaluaron las variables de operación objetivo que minimizan el costo de operación del splitter C3.

1. Carga Calorífica del Condensador (Máximo)
2. Carga Calorífica del Rehervidor (Mínimo)
3. Temperatura en el domo (Igual a 42 °C para usar agua como medio de enfriamiento)

Como resultado de cada análisis de sensibilidad se obtuvieron las variables de salida:

1. Flujo total de la corriente de Producto de Propileno (*Medida de control, pues es variable fija*)
2. Composición Molar de propileno en la corriente de Producto de Propileno (*Medida de control, pues es variable fija*)
3. Carga Calorífica de Rehervidor

4. Carga Calorífica de Condensador
5. Temperatura en el plato 1 del Splitter C3
6. Relación de Reflujo

Los resultados fueron tratados y ordenados para después ser alimentados a Minitab versión 18, el cual es un software de análisis estadístico multivariable. Minitab 18 en su paquete de Diseño de Experimentos, contiene la subrutina para la optimización de escenarios multivariables usando la Metodología de Superficie de Respuesta. Información de la utilización de la herramienta para la utilización de la Metodología de Superficie de Respuesta está documentado en su sitio de ayuda (<http://www.minitab.com/es-mx/support/>). Para poder utilizar el software se adquirió una licencia para estudiantes de prueba válida por 30 días.

Optimización de variables de operación usando la metodología de superficie de respuesta

La optimización de respuesta usando Minitab, nos ayuda a identificar los valores de configuración de las variables que, en combinación, optimizan una respuesta individual o un conjunto de respuestas, es útil cuando se necesita evaluar el impacto de múltiples variables en una o varias respuestas.

Para poder usar el optimizador de respuestas, primero debemos ajustar un modelo que previamente obtuvimos como resultado de los análisis de sensibilidad en el simulador de procesos. Después, el optimizador de respuestas puede usarse para buscar la respuesta óptimas con base en los requisitos definidos por la respuesta:

- I. Minimizar una respuesta (Menor es Mejor) – Carga Calorífica en el Rehervidor
- II. Lograr la respuesta objetivo (El objetivo es mejor) – Temperatura en el domo del Splitter.
- III. Maximizar una respuesta (Mayor es mejor) – Carga Caloríficas del Condensador.

Los resultados obtenidos como gráficos para cada uno de los análisis son (cantidad):

1. Gráfico de Superficie para cada una de las respuestas. (3)
2. Gráfico de contorno Para cada una de las respuestas (3)
3. Gráfico de Optimización de Respuesta Estimado vs Ajustado (1)

Resultados de la optimización del análisis de sensibilidad

Las regresiones obtenidas mediante la metodología de superficie de respuesta para cada una de las respuestas se listan a continuación. Posteriormente, se muestra el grafico de Pareto donde se observan la influencia que tiene cada una de las variables sobre la respuesta, y que términos de la regresión es el que más influye en cambios de las respuestas. Gráficos de superficie y de contorno se muestran para ver la influencia de las variables en las respuestas de forma gráfica.

Regresión de superficie de respuesta: Q_Reb vs. ... o_Feed, Pres_Domo

Resumen del modelo

	R-cuad.	R-cuad.			
S	R-cuad.	(ajustado)	(pred)		

0.148318 98.67% 98.67% 98.67%

Ecuación de regresión en unidades no codificadas

$$Q_Reb = 49.368 - 0.8960 \text{ Plato_Lateral} - 0.69556 \text{ Plato_Feed} - 0.4528 \text{ Pres_Domo} + 0.052625 \text{ Plato_Lateral} * \text{Plato_Lateral} + 0.004021 \text{ Plato_Feed} * \text{Plato_Feed} + 0.01862 \text{ Pres_Domo} * \text{Pres_Domo} + 0.004014 \text{ Plato_Lateral} * \text{Plato_Feed} - 0.013886 \text{ Plato_Lateral} * \text{Pres_Domo} + 0.004849 \text{ Plato_Feed} * \text{Pres_Domo}$$

Regresión de superficie de respuesta: Q_Cond vs. ... _Feed, Pres_Domo

Resumen del modelo

S	R-cuad.	R-cuad. (ajustado)	R-cuad. (pred)
0.147651	98.60%	98.60%	98.59%

Ecuación de regresión en unidades no codificadas

$$Q_Cond = -50.346 + 0.9050 \text{ Plato_Lateral} + 0.69530 \text{ Plato_Feed} + 0.5303 \text{ Pres_Domo} - 0.053098 \text{ Plato_Lateral} * \text{Plato_Lateral} - 0.004026 \text{ Plato_Feed} * \text{Plato_Feed} - 0.01935 \text{ Pres_Domo} * \text{Pres_Domo} - 0.003951 \text{ Plato_Lateral} * \text{Plato_Feed} + 0.013613 \text{ Plato_Lateral} * \text{Pres_Domo} - 0.004803 \text{ Plato_Feed} * \text{Pres_Domo}$$

Regresión de superficie de respuesta: Temp_Domo vs. ... d, Pres_Domo

Resumen del modelo

S	R-cuad.	R-cuad. (ajustado)	R-cuad. (pred)
0.196920	99.74%	99.74%	99.74%

Ecuación de regresión en unidades no codificadas

$$\text{Temp_Domo} = -11.726 - 1.1982 \text{ Plato_Lateral} + 0.00318 \text{ Plato_Feed} + 4.0419 \text{ Pres_Domo} + 0.092380 \text{ Plato_Lateral} * \text{Plato_Lateral} - 0.000018 \text{ Plato_Feed} * \text{Plato_Feed} - 0.04278 \text{ Pres_Domo} * \text{Pres_Domo} - 0.000024 \text{ Plato_Lateral} * \text{Plato_Feed} - 0.031385 \text{ Plato_Lateral} * \text{Pres_Domo} - 0.000024 \text{ Plato_Feed} * \text{Pres_Domo}$$

Regresión de superficie de respuesta: Rel_Reflujo vs. ... ed, Pres_Domo

Resumen del modelo

S	R-cuad.	R-cuad. (ajustado)	R-cuad. (pred)
6.80658	99.07%	99.07%	99.07%

Ecuación de regresión en unidades no codificadas

$$\text{Rel_Reflujo} = 932.8 - 55.987 \text{ Plato_Lateral} - 12.424 \text{ Plato_Feed} - 7.34 \text{ Pres_Domo} + 4.8764 \text{ Plato_Lateral} * \text{Plato_Lateral} + 0.071836 \text{ Plato_Feed} * \text{Plato_Feed} + 0.7829 \text{ Pres_Domo} * \text{Pres_Domo} + 0.06899 \text{ Plato_Lateral} * \text{Plato_Feed} - 1.6005 \text{ Plato_Lateral} * \text{Pres_Domo} + 0.08626 \text{ Plato_Feed} * \text{Pres_Domo}$$

Gráfico de Pareto de la Solución Global

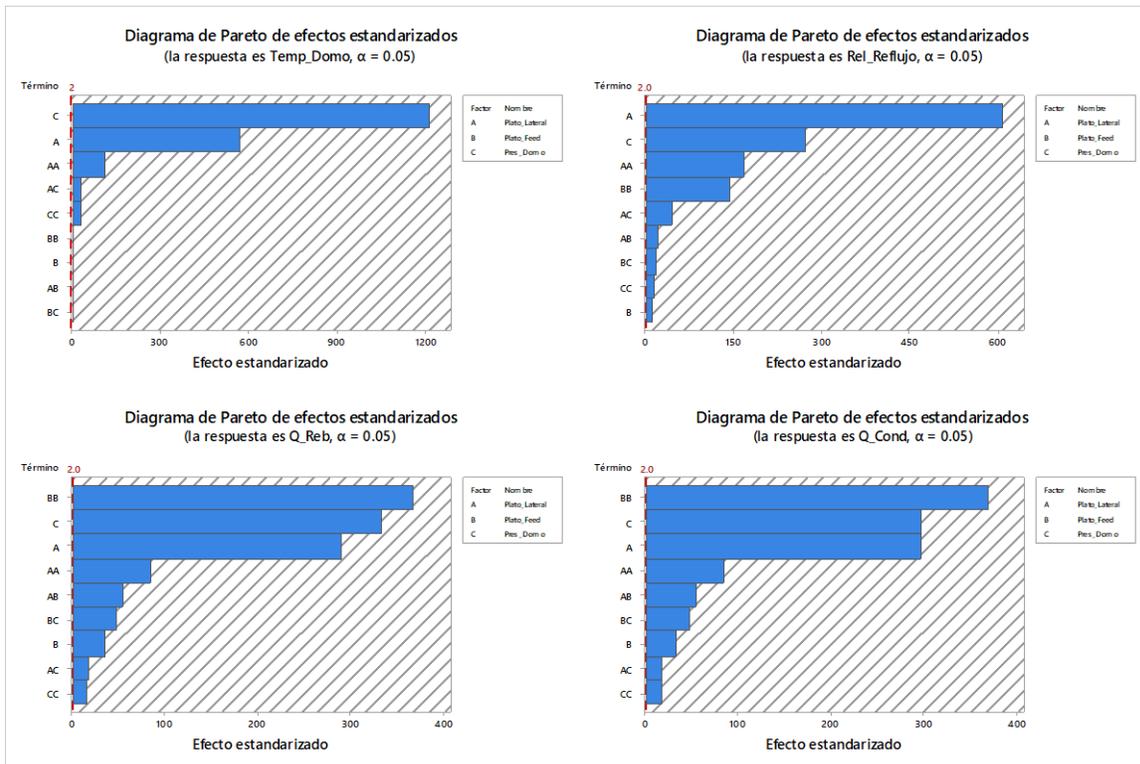


Figura 32. Gráfico de pareto para cada una de las respuestas.

Gráfico de superficie para cada una de las respuestas

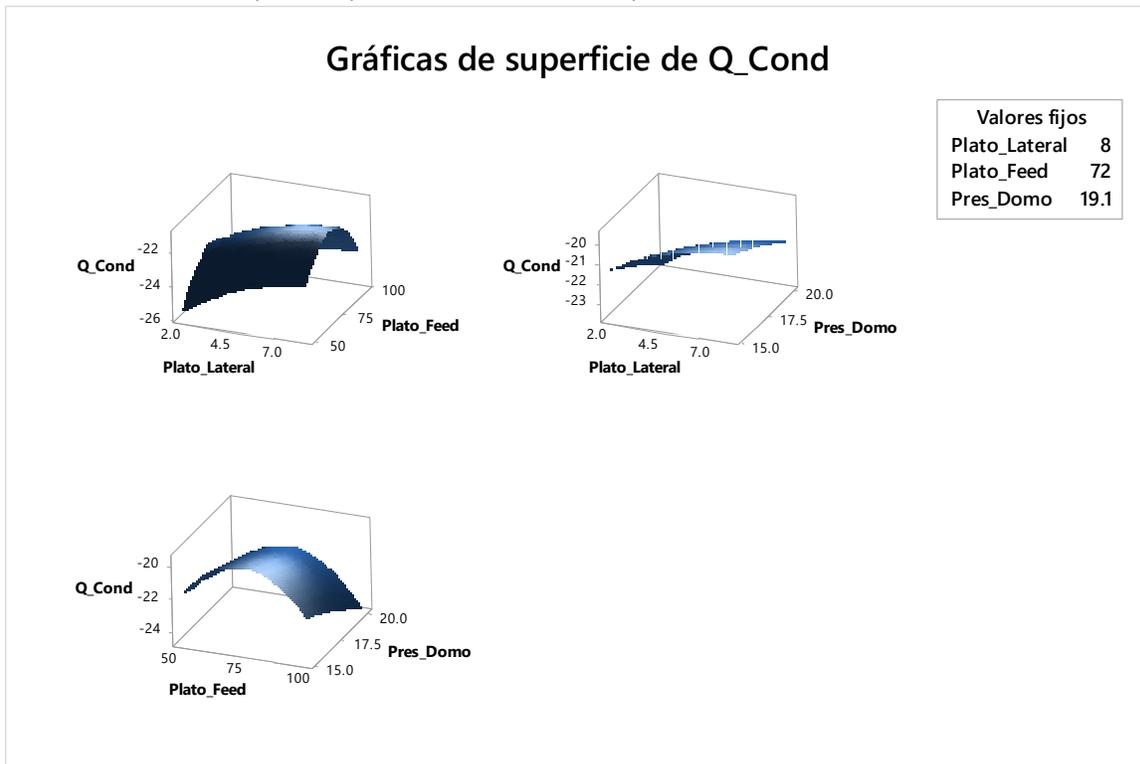


Figura 33. Graficas de superficie para la carga del condensador

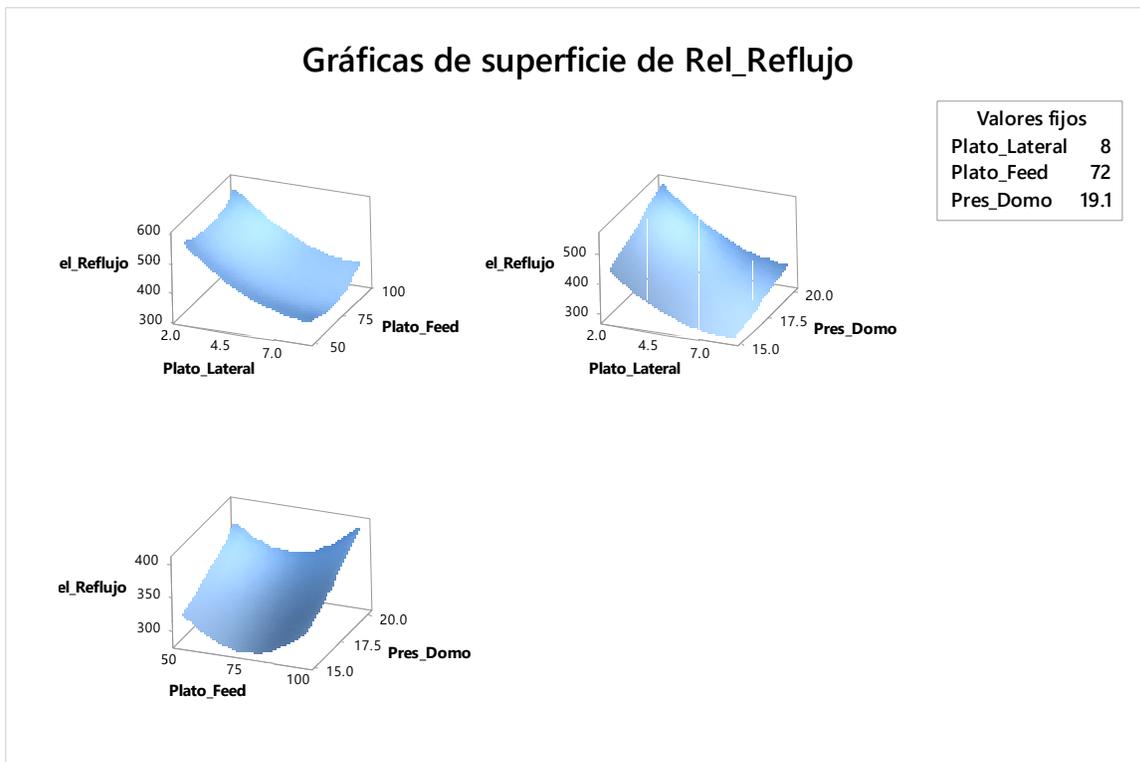


Figura 34. Graficas de superficie para el reflujo

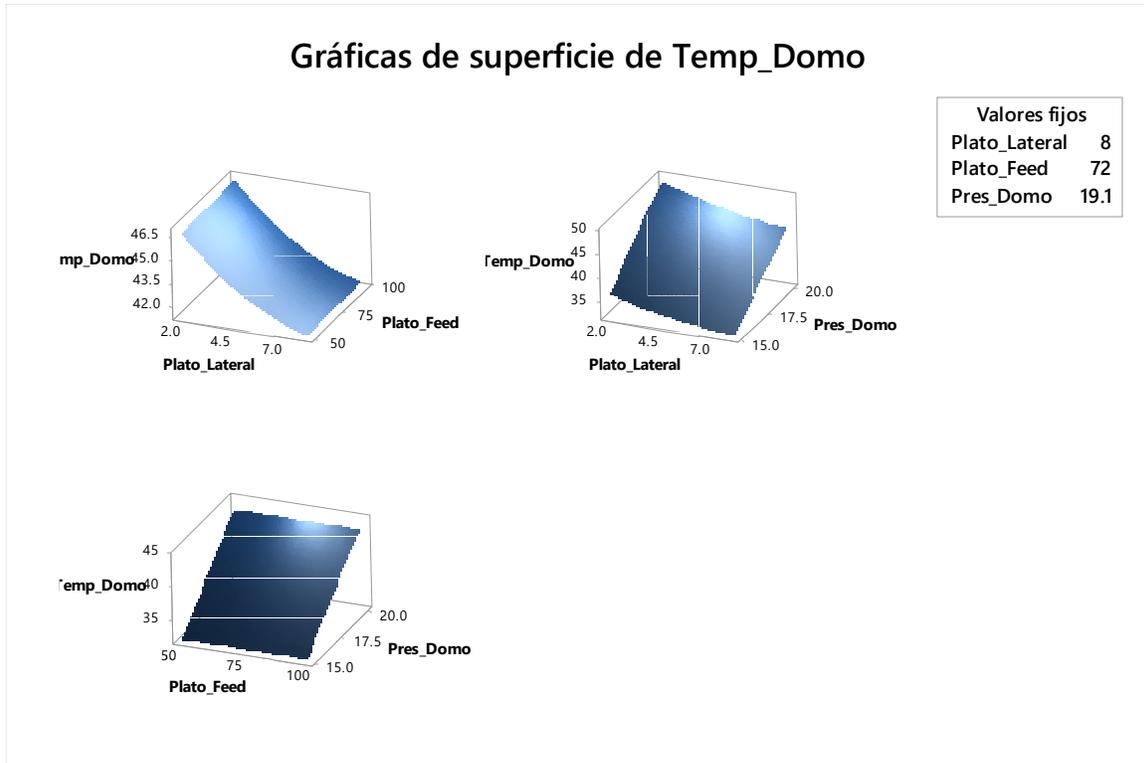
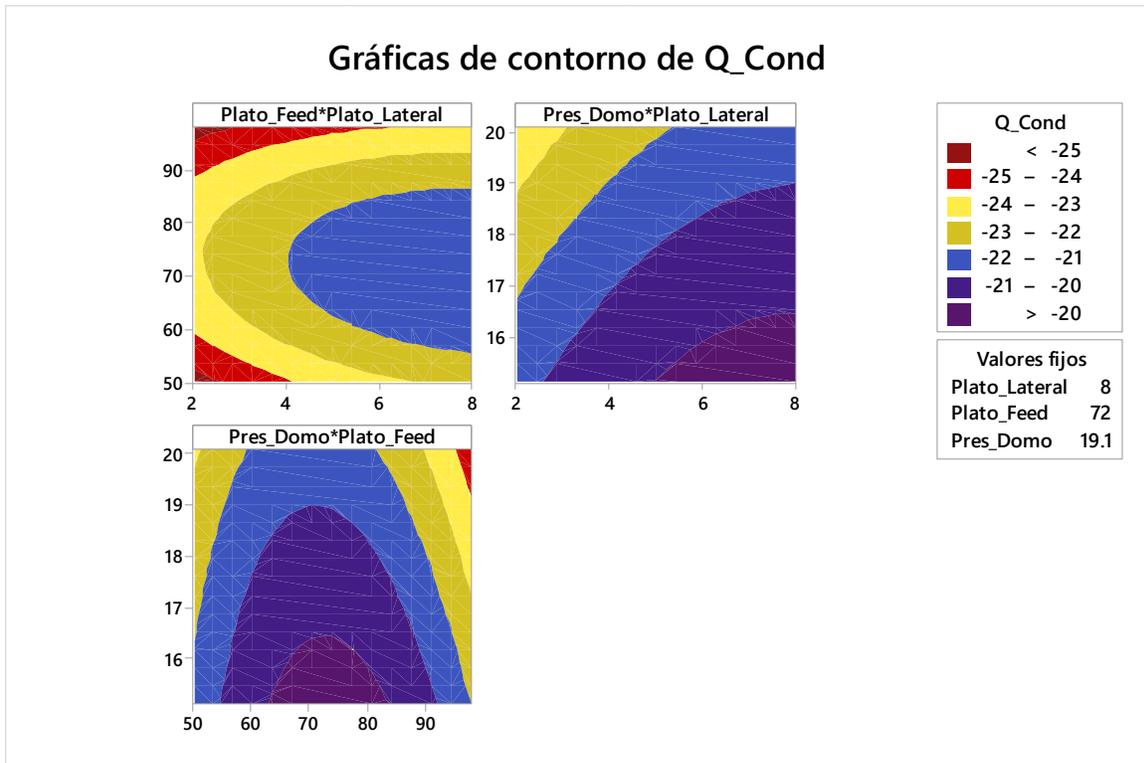


Figura 35. Gráficas de superficie para la temperatura en el domo del splitter

Gráfico de Contorno para cada una de las respuestas.



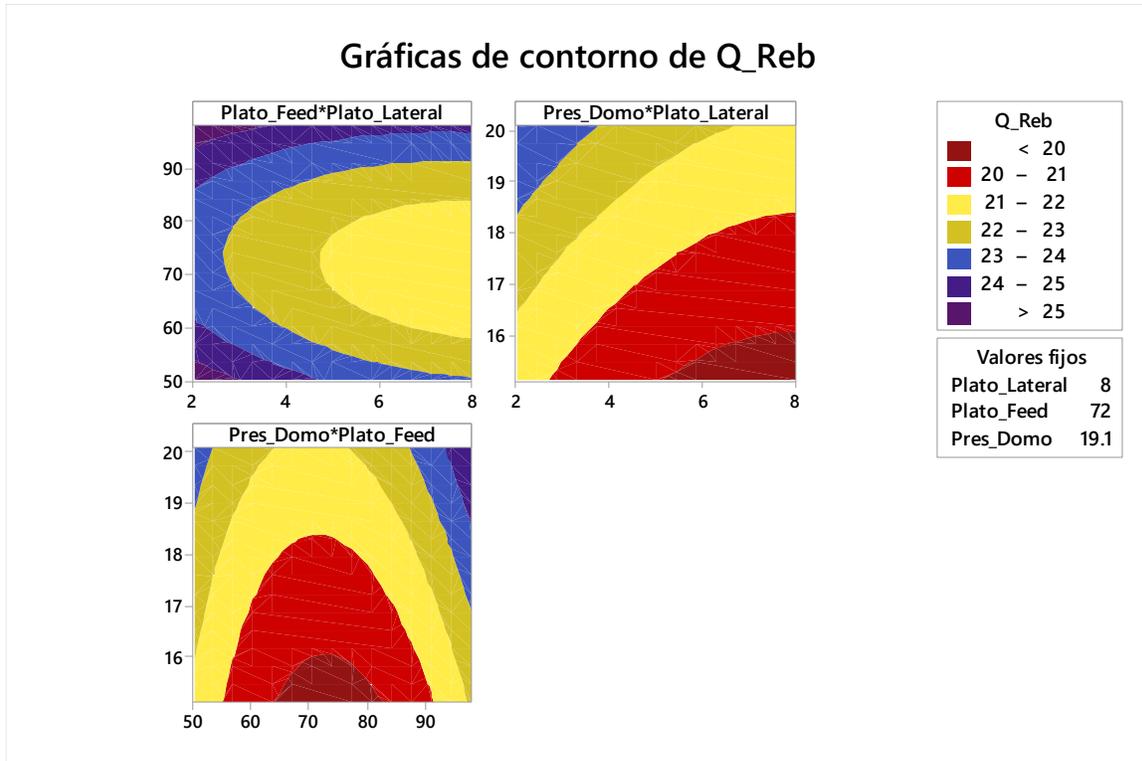


Figura 36. Graficas contorno para la respuesta: carga del rehervidor

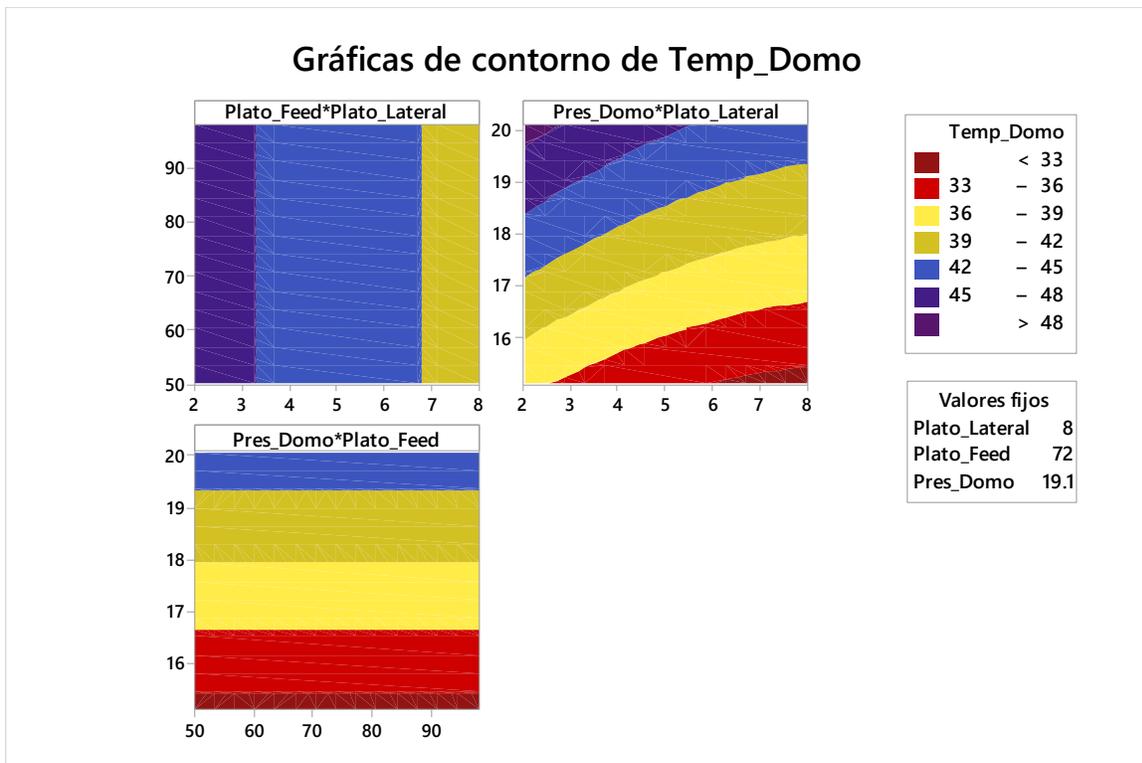


Figura 37. Graficas contorno para la respuesta: temperatura en el domo

Los resultados de la metodología de respuesta pudieran ser complicados de interpretar debido a su capacidad de hacer un análisis multivariable que este método tiene. Sin embargo, los resultados son fáciles de interpretar cuando se conocen y se han definido correctamente los límites de la optimización. Como se mencionó previamente, para cada una de las respuestas se le debe asignar un criterio que conduzca la optimización. Puesto que, para el splitter C3, y en general cualquier columna de destilación, el método de enfriamiento de los vapores en el domo es crucial para su operación, los gráficos de contorno de la respuesta Tem_Domo (Temperatura en el domo) son el punto de inicio.

Los gráficos de superficie son una buena representación para analizar el comportamiento de las respuestas respecto con todas las variables manipuladas, sin embargo, es difícil de visualizar más allá de dicho comportamiento.

De los gráficos de superficie para la optimización del splitter C3 mostrados en las *figuras 38-40* se observa que existe un comportamiento no lineal en donde mínimos y máximos de operación para la carga del rehervidor y condensador, respectivamente se pueden observar. En este caso se puede analizar como la extracción de la corriente lateral causa, del plato 2 al 6, un decremento en la carga del rehervidor y un aumento en la carga del condensado de la columna de destilación. Para el plato 6 al 8 este decremento no es tan considerable, por lo que estos platos son los mejores a seleccionar para la extracción de la corriente lateral. El comportamiento de la superficie es parabólico con óptimos en los platos de alimentación en el medio de la columna de destilación (*Figura 38*).

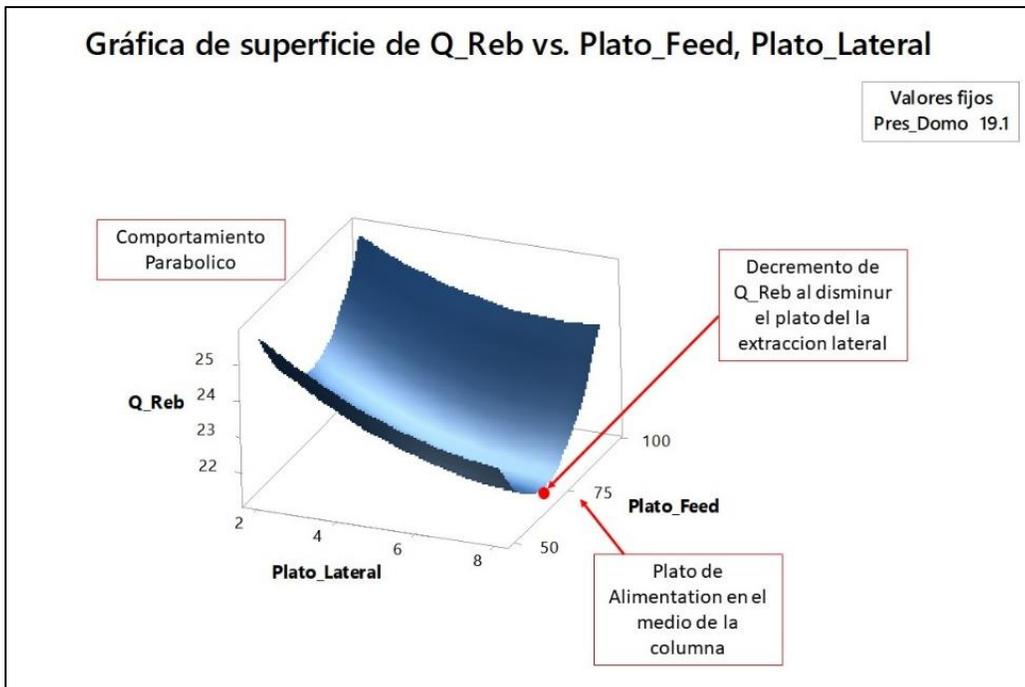


Figura 38. Análisis del gráfico de superficie de la respuesta Q_Reb

Del gráfico de contorno de la temperatura en el domo, podemos hacer un análisis de que zona es la mejor para operar. En el caso de un gráfico de contorno, se debe establecer un valor constante de la tercera variable. En la *figura 39* se muestra el gráfico de contorno de la temperatura

del domo. Como se mencionó anteriormente, la temperatura en el domo es una función objetivo que está limitada a 42°C. Partiendo de ahí se puede ir observando las zonas donde la operación sería satisfactoria. Como es de esperarse, al aumentar el número de variables manipuladas en un análisis de Metodología de superficie de respuesta, la complejidad aumenta y el tiempo para el análisis sería mayor. La complejidad de una columna de destilación es tal, que múltiples variables influyen y múltiples soluciones viables existen. Gracias al método de superficie de respuesta, es posible usar las ecuaciones obtenidas para buscar los óptimos de operación.

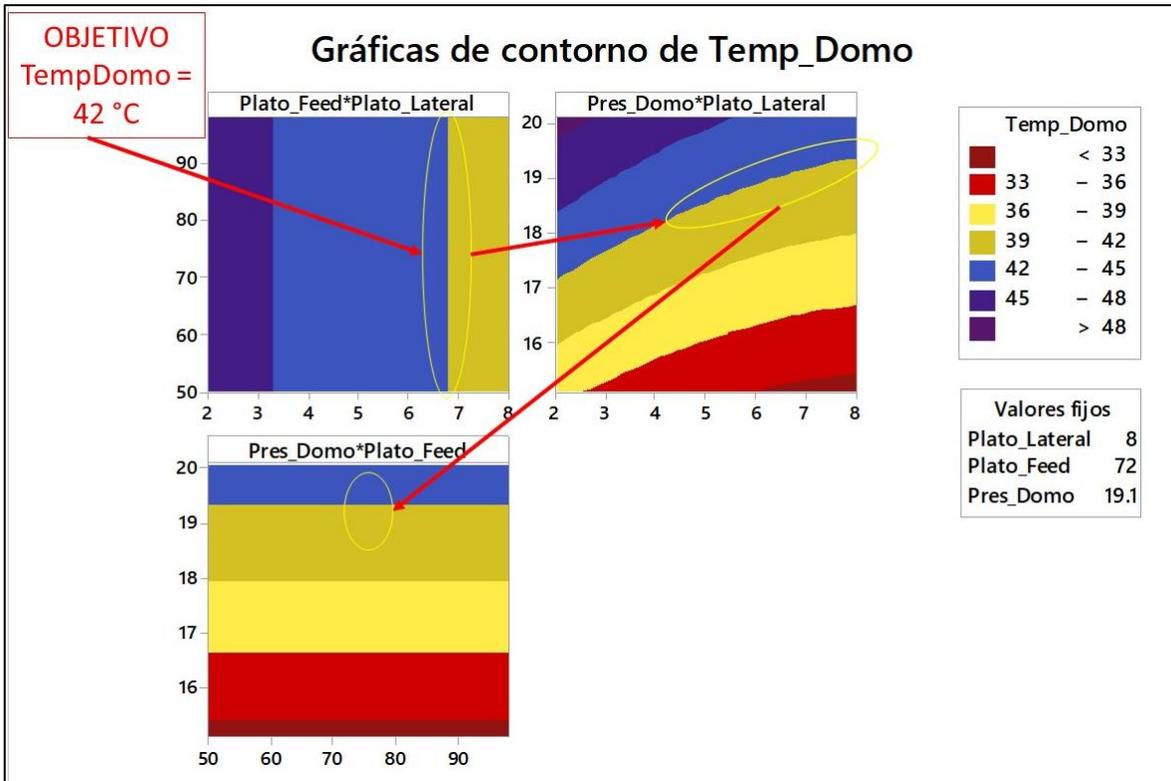


Figura 39. Análisis del grafico de contorno para la respuesta Temp_Domo

Los gráficos de contorno son una visualización en 2D de los gráficos de superficie en donde se muestran bajo un código de colores los rangos en los cuales se tiene el valor del eje z, o en nuestro caso de las respuestas. La figura 39 muestra los pasos típicos a seguir para poder analizar sobre que regiones la respuesta es la satisfactoria. La temperatura en el domo está limitada al valor de 42 °C para que la condensación con agua de enfriamiento sea posible. El primer grafico de contorno se observa que el límite entre la zona azul y anaranjada es de 42°C por lo que es la región que se busca. De ahí se observa que entre el plato 6 y 7 esta condición se cumple. El segundo grafico muestra la presión de operación en donde esta misma condición es verdadera, un rango de 18 a 19.5 km/cm² que coincide con los platos de extracción 6 y 7. Finalmente en la tercer grafica de contorno se observa que entre los platos de alimentación 70 y 80 es factible la operación de la columna para cumplir las especificaciones requeridas. Con este tipo de análisis tenemos un estimado de las regiones sobre las cuales operaríamos, sin embargo, es un estimado más, no un punto óptimo de operación. Es por ello por lo que los algoritmos de optimización propios de la metodología de superficie de respuesta localizan los puntos óptimos, así como las relaciones de las respuestas con

las variables de operación, aportando con el gráfico de optimización, el cual considero es el gráfico más valioso de la metodología.

La *figura 40 muestra* gráficos de optimización en donde se observan las relaciones de variables uno a uno. En ella, basados en maximización, minimización o ajustes, es posible encontrar el punto óptimo de operación.

Es importante recordar que cada punto en los gráficos de superficie cumple con las especificadas mencionadas en sección *Análisis de sensibilidad sobre variables de operación*

Gráfico de optimización de respuesta estimado vs ajustado

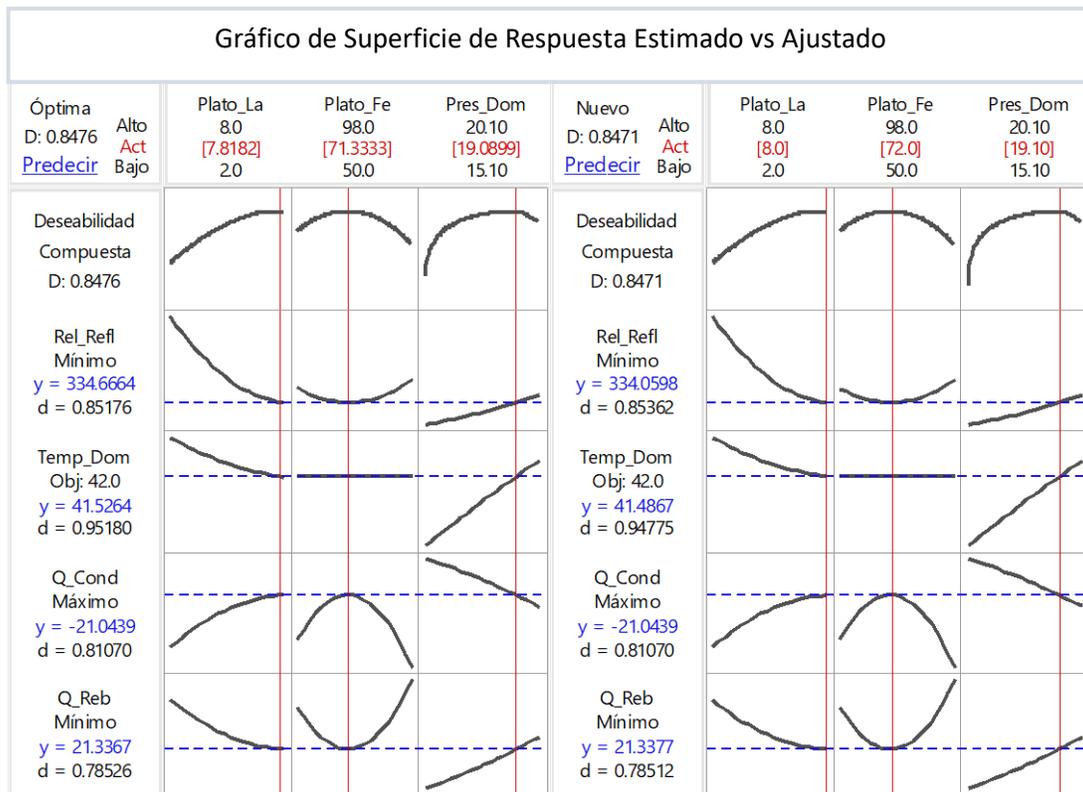


Figura 40. Gráfico de optimización estimado vs ajustado

La *figura 40 muestra* el resultado de la optimización de superficie de respuesta. La solución en donde se cumple las condiciones:

- I. Minimizar una respuesta– Carga Calorífica en el Rehervidor y Reflujo
- II. Lograr la respuesta objetivo– Temperatura en el domo del Splitter 42°C
- III. Maximizar una respuesta– Carga Caloríficas del Condensador

Es:

- I. Presión en el domo = 19.1 kg/cm2 man
- II. Plato de Extracción de Corriente Lateral = 8
- III. Plato de Alimentación = 72

La siguiente etapa es la simulación a las variables de operación optimizadas con el fin de comprobar el punto óptimo estimado.

Simulación de proceso a condiciones óptimas de operación

Partiendo del caso de base de la simulación, se hizo otra simulación con los puntos óptimos encontrados mediante la metodología de superficie de respuesta en la etapa anterior (Resultados de la Optimización del Análisis de Sensibilidad). Los resultados son como siguen:

BALANCE DE MATERIA								
Corriente	1		6		7		9	
Nombre	C3 LPG		Propano		Propileno		Purga de Gases Ligeros	
Fase	Líquido Saturado		Líquido Subenfriado		Líquido Saturado		Vapor Saturado	
Flujos Molares	kmol/h	mol	kmol/h	%mol	kmol/h	%mol	kmol/h	%mol
Agua	1.037	0.150	0.000	0.000	0.071	0.010	0.057	0.270
Metano	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.001	0.000
Etileno	1.286	0.180	0.000	0.000	0.064	0.010	1.222	5.850
Etano	5.889	0.830	0.000	0.000	0.739	0.130	5.150	24.660
Propileno	560.112	79.140	6.238	4.980	539.693	96.250	14.181	67.910
Propano	136.789	19.330	116.364	92.910	20.152	3.590	0.273	1.310
IsoButano	1.410	0.200	1.410	1.13	0.000	0.000	0.000	0.000
N-Butano	0.028	0.000	0.028	0.020	0.000	0.000	0.000	0.000
Butilenos	1.205	0.170	1.205	0.960	0.000	0.000	0.000	0.000
TOTAL kmol/h	707.756	100.000	125.243	100.000	560.720	100.000	20.883	100.000
CORRIENTE TOTAL								
Temperatura, °C	38.64		38.0		38.0		33.75	
Presión, kg/cm² a	22.126		23.833		24.033		19.73	
Flujo, kg/h	29985.065		5544.9		23625		789.96	
Entalpía, M*kcal/h	0.746		0.139		0.562		0.075	
Masa Molecular	42.366		44.272		42.132		38.258	
Densidad std, kg/m³	514.272		508.146		517.920		453.271	
Viscosidad, cP	0.0848		0.0842		0.0858		0.009	
Porcentaje Líquido, mm%	100		100		100		100	
FASE VAPOR								
Flujo, m³/h	N/A		N/A		N/A		20.740	
Flujo Estándar, k*m³/h	N/A		N/A		N/A		0.468	
FASE LIQUIDA								
Flujo, m³/h	62.416		11.652		48.935		N/A	
Flujo Estándar, m³/h	58.305		10.911		45.614		N/A	

Densidad Específica Estándar (H₂O, 60F), SPGR	0.514	0.508	0.521	N/A
API Densidad Estándar, API	143.375	146.688	140.162	N/A

Tabla 25. Balance de materia y energía a condiciones optimas

INTERCAMBIADORES DE CALOR

Equipo	E - 101	
Servicio de Unidad	Condensador Splitter C3	
	Simulación a Punto Optimo	
Flujo Másico, Total	kg/h	278625
De bomba 127P (estimado)	m ³ /h	-
	kmol/h	6933.63
Vapor (in/out)	278625	278625
Líquido	-	-
Temperatura (in /out)	°C	41.35
		41.35
Peso Molecular, vapor	40.18	
Presión de Entrada	kg/cm ² man	19.1
Caída de Presión (Permitida/Calculada)	0.5	0.5
Calor de Intercambio (Diseño/Estimada)	kcal/h	23049510
		23049510
Equipo	E - 102	
Servicio de Unidad	Enfriador de Producto - Propileno	
	Simulación a Punto Optimo	
Cantidad de Fluido, Total	kg/h	23624
De Bomba	m ³ /h	45.6
	kmol/h	560.72
Vapor (in/out)	-	-
Líquido	23624	23624
Temperatura (in /out)	°C	48.61
		48.61
Presión de Entrada	kg/cm ² man	26
Caída de Presión (Permitida/Calculada)	0.35	
Calor de Intercambio (Diseño/Estimada)	kcal/h	203830
Equipo	E - 103	
Servicio de Unidad	Enfriador de Producto - Propano	
	Simulación a Punto Optimo	
Canditdad de Fluido, Total	kg/h	5545
De Bomba	m ³ /h	11.65
	kmol/h	125.244
Vapor (in/out)	-	-
Líquido	5545	5545
Temperatura (in /out)	°C	58
		37.8

Presión de Entrada	kg/cm2 man	-	
Caída de Presión (Permitida/Calculada)		0.2	0.15
Calor de Intercambio (Diseño/Estimada)	kcal/h	97240	88400

Tabla 26. Hoja de especificaciones de los intercambiadores de calor a condiciones optimas

BOMBAS

Equipo	P – 101/R		
Servicio de Unidad	Bomba de Reflujo de Splitter C3		
<i>Flujo (Normal /Estimado)</i>	m3/h	572.5	631.56
<i>Temperatura</i>	°C	33.75	
<i>Presión de Descarga Estimada</i>	kg/cm2 man	23.7	
<i>Presión de Succión (Max/Rated)</i>	kg/cm2 man	19.1	18.7
<i>Presión Diferencial</i>	kg/cm ²	5	
<i>Gravedad Especifica a PT</i>		0.509	
<i>Potencia Hidráulica</i>	kW	86.021	
<i>Cabeza diferencial</i>	m	113	
Equipo	P – 102/R		
Servicio de Unidad	Bomba de Producto - Propileno		
<i>Flujo (Normal /Estimado)</i>	m3/h	45.6	45.6
<i>Temperatura</i>	°C	47.57	
<i>Presión de Descarga Estimada</i>	kg/cm2 man	26	
<i>Presión de Succión (Max/Rated)</i>	kg/cm2 man	26	26
<i>Presión Diferencial</i>	kg/cm ²	6.86	
<i>Gravedad Especifica a PT</i>		0.512	
<i>Potencia Hidráulica</i>	kW	9.56	
<i>Cabeza diferencial</i>	m	148.7	
Equipo	P – 103/R		
Servicio de Unidad	Bomba de Producto- Propano		
<i>Flujo (Normal /Estimado)</i>	m3/h	11.65	12.1
<i>Temperatura</i>	°C	57.77	
<i>Presión de Descarga Estimada</i>	kg/cm2 man	23	
<i>Presión de Succión (Max/Rated)</i>	kg/cm2 man	22.8	19.8
<i>Presión Diferencial</i>	kg/cm ²	3.2	
<i>Gravedad Especifica a PT</i>		0.5	
<i>Potencia Hidráulica</i>	kW	1.1	
<i>Cabeza diferencial</i>	m	73.32	

Tabla 27. Hoja de especificación de bombas a condiciones optimas

COLUMNA DE DESTILACIÓN

Equipo	T - 101					
Servicio de Unidad	Columna de Destilación Splitter C3					
Corriente			Alimentación	Vapor Domo	Reflujo	Corriente lateral - Propileno
Fase			Líquido	Vapor	Líquido	Líquido
Condiciones	Temperatura	°C	39	42	35	50
	Presión	kg/cm2	22.1	19.1	19.1	21.2
Flujos		kg/h	29985	278625.2	295460	23624.6
	A Condiciones	m3/h	62.4	6773	580	46.1
Propiedades a condiciones	Densidad	kg/m3	480.41	43.74	509.3	512.36
	Viscosidad	CP	0.083	0.009	0.07	0.065
Corriente			Extracción Rehervidor	Regreso del Rehervidor	Regreso del Rehervidor	Fondos
Fase			Líquido	Vapor	Líquido	Líquido
Condiciones	Temperatura	°C	57.8	57.8	57.8	57.8
	Presión	kg/cm2	19.8	19.8	19.8	19.8
Flujos		kg/h	1342148.7	335537.2	817298	5544.9
	A condiciones	m3/h	2642.2	7603.9	1884.9	11.3
Propiedades a condiciones	Densidad	kg/m3	433.71	49.577	433.6	496.01
	Viscosidad	CP	2.962	0.011	2.866	0.065

Tabla 28. Hoja de especificación de la columna de destilación a condiciones optimas

La *figura 41* muestra el diagrama de flujo de proceso con las condiciones de operación obtenidas mediante la metodología de superficie de respuesta encerradas en un cuadrado con línea discontinua. Como se mencionó anteriormente, la optimización se realizó en variables de operación y no sobre equipo de proceso.

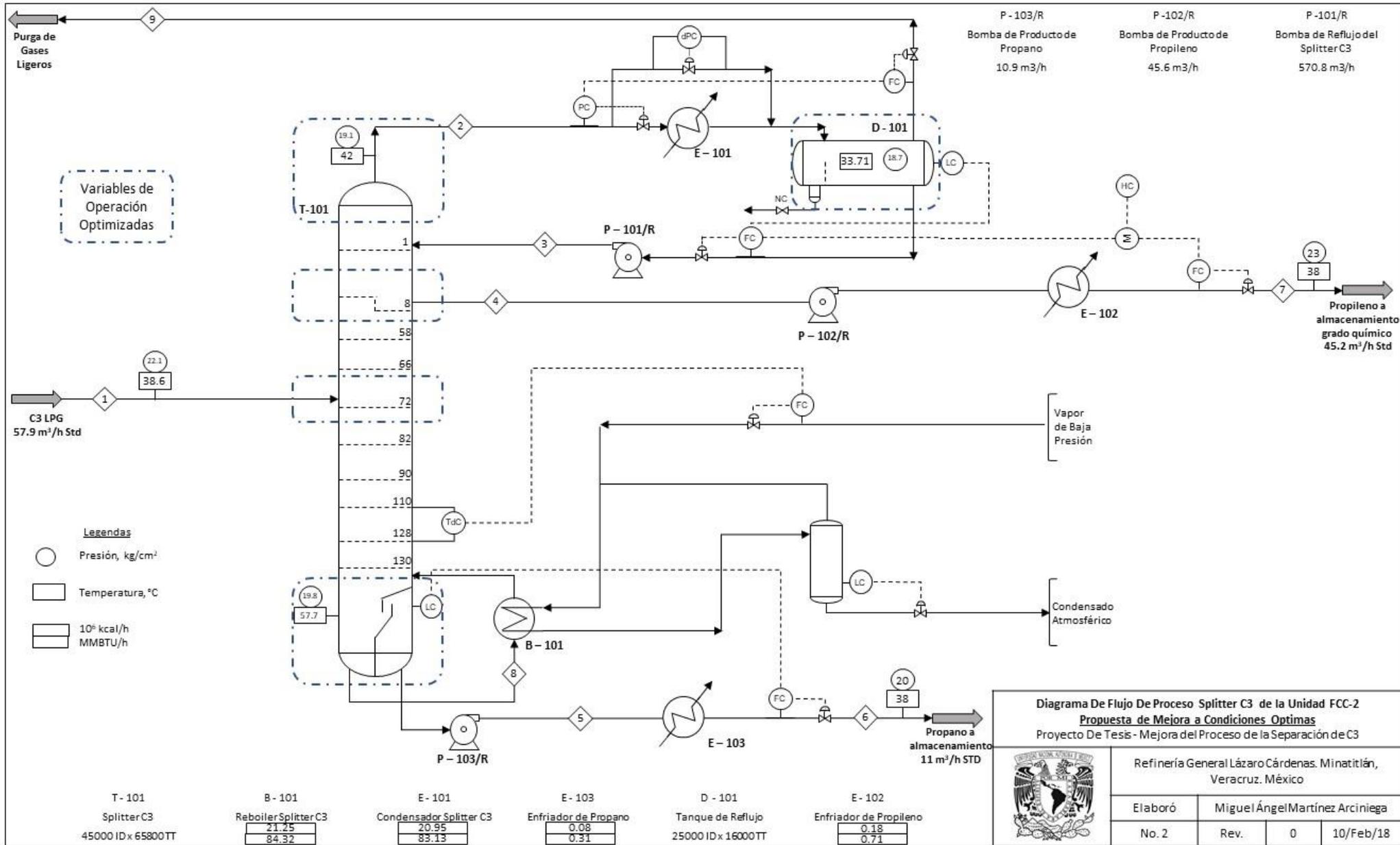


Figura 41. Diagrama de flujo de proceso del splitter C3 de la Refinería Lázaro Cárdenas – Propuesta de mejora a condiciones óptimas de operación

Capítulo V. Análisis de resultados y propuesta de mejora

Como resultado de la implementación de la Metodología de Superficie de Respuesta, se obtuvo un diseño de la separación de la mezcla propano-propileno en donde se optimizaron las variables de operación para reducir el consumo energético del proceso. Los resultados presentados en el capítulo anterior muestran ventajas sobre el diseño original. En este capítulo se analizarán los resultados, así como la evaluación de una posible mejora al diseño ya optimizado.

Análisis de resultados de la metodología de superficie de respuesta sobre la optimización del splitter C3

Regresiones de la metodología de superficie de respuesta en la optimización del splitter C3

Como resultado de las regresiones de la metodología de superficie de respuesta se analiza que los coeficientes de regresión son altos (casi 100%) lo que les da alta confiabilidad a las ecuaciones obtenidas para cada una de las respuestas. La *tabla 29* resume dichos valores. Esto es de suma importancia puesto que las ecuaciones nos dan un resultado rápido y confiable de cómo se comportará determinada variable a la modificación de cualquiera de las variables de operación en el rango especificado para la respuesta. Este tipo de ecuaciones permiten que, una vez que el proceso esté en marcha, su operabilidad sea más eficaz cuando alguna de las variables de operación se modifique. Claro está, que una vez puesto en marcha, ajustes y calibraciones deben de ser realizados.

Respuesta	R -Cuad
Q_Reb	98.67%
Q_Cond	98.60%
Temp_Domo	99.74%
Rel_Reflujo	99.07%

Tabla 29. Valores del coeficiente de regresión para las respuestas – Análisis a condiciones optimas

Como resultado, también es importante analizar cuál de las variables de operación que se estudiaron, tiene mayor impacto en cada una de las respuestas. Es para ello que la gráfica de Pareto nos ayuda a visualizar estos efectos. La *figura 42* muestra dicha grafica para cada una de las respuestas. Para el caso de las cargas del rehervidor y condensador las variables que más influyen es el plato de alimentación en su término cuadrático (BB), mientras que la presión del domo (C) y la extracción lateral (A) influyen de manera similar. Este comportamiento se atribuye al tamaño de las secciones de rectificación y agotamiento en el diseño de la columna de destilación.

Para el caso de la temperatura del domo se observa que la presión de operación es aquella que más influencia tiene, esto debido al equilibrio Líquido-vapor por el cual se rige las operaciones unitarias de separación. La relación de presión y temperatura es directamente proporcional.

Por último, el reflujo se ve mayormente modificado por la localización de la corriente lateral. La proporción que sigue a mayor sea el plato de localización de la corriente lateral menor el reflujo.

Este también se ve reducido al disminuir la presión. Este comportamiento se observa en el gráfico de superficie de la respuesta relación de reflujo

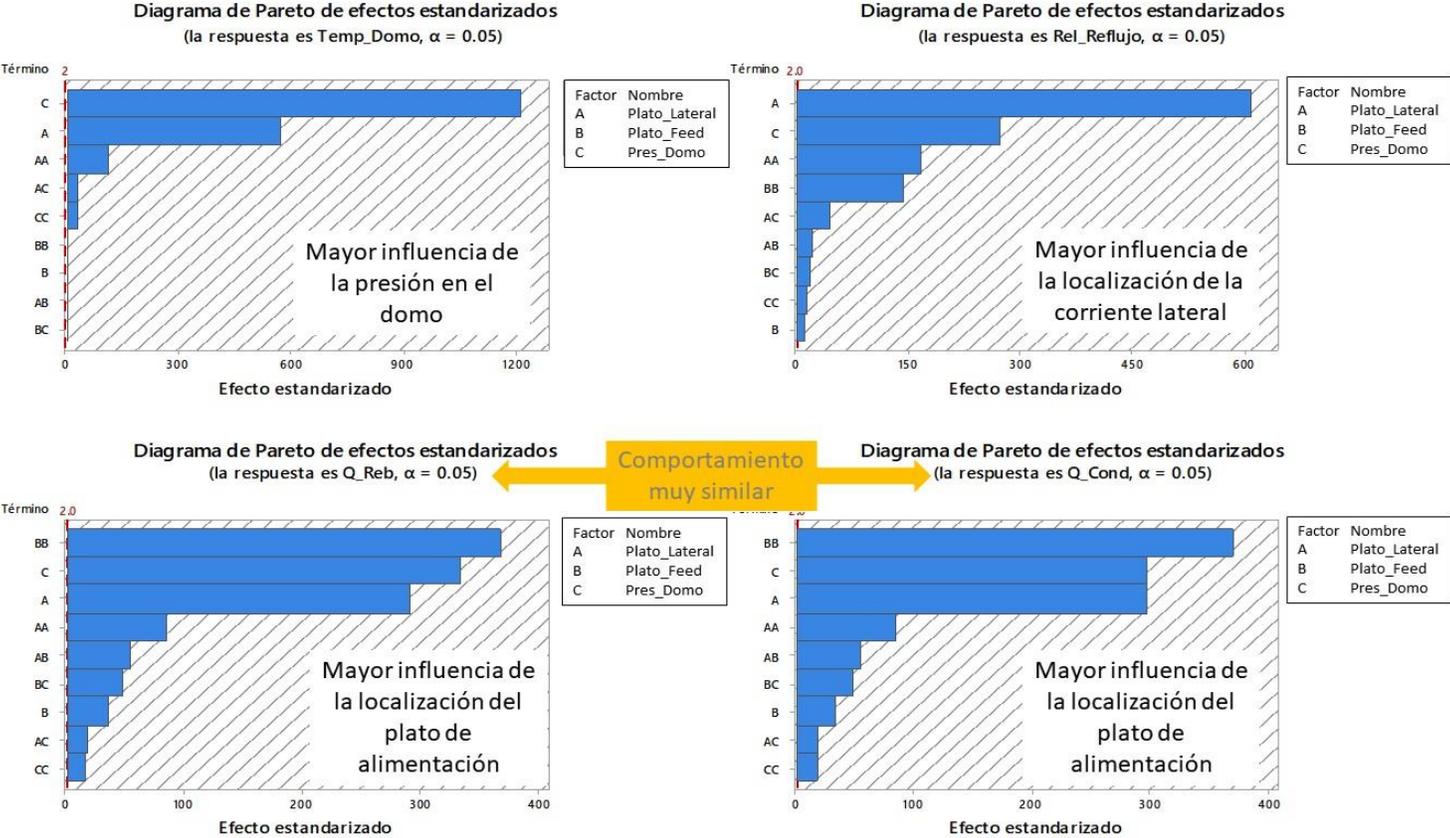


Figura 42. Gráfico de Pareto para las respuestas del Análisis a condiciones Optimas

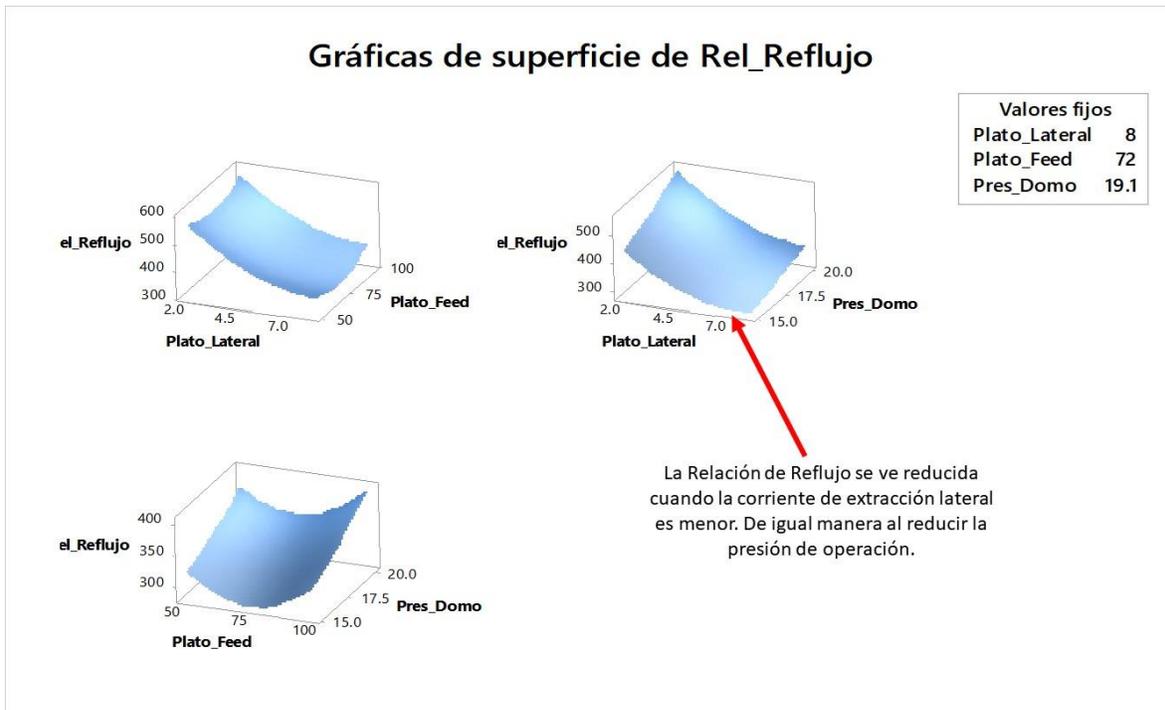


Figura 43. Grafica de superficie de la respuesta Rel_Reflujo para su análisis con respecto a la localización de la extracción lateral

Diferencias en requerimientos energéticos del diseño original y la optimización

Dentro del análisis energético-operacional, la *tabla 30* muestra las nuevas cargas caloríficas del condensador y rehervidor de acuerdo con los puntos de optimización localizados y aquellos reportados en el diseño original. Es importante mencionar que en ambos diseños el mismo volumen de materia prima es procesada y la calidad de los productos no se ve afectada.

	Diseño Original	Optimización	Diferencia
Carga Calorífica del Rehervidor, Mkcal/h	21.40	21.2515	-0.1485
Carga Calorífica del Condensador, Mkcal/h	21.8	20.9568	-0.8432
Enfriador del Producto – Propileno, Mkcal/h	0.19	0.1853	-0.0047
Enfriador del Producto – Propano, Mkcal/h	0.19	0.0884	-0.1016
Bomba–Recirculación, KW	87.2	86.0218	-1.1782
Bomba–Propileno, KW	3.46	9.5628	+6.1028
Bomba–Propano, KW	0.68	1.1067	+0.4267

Tabla 30. Comparación de Cargas Energéticas y Trabajo para el diseño original y la propuesta de mejora.

Respecto a las cargas calóricas de los intercambiadores de calor se tiene que en la propuesta de mejora se obtiene una reducción de la energía requerida para la separación en un 2.3%, esto significa una reducción de 0.998 Mkcal/h. La reducción del 2.3% en la energía para la operación de la planta representa un ahorro significativo para la operación del splitter C3 de la Refinería Lázaro Cárdenas. Este esquema alternativo de operación proporcionaría un ahorro sustancial en los

servicios auxiliares de agua de enfriamiento y vapor de calentamiento sin afectar la producción y calidad de propileno grado químico que se produce en dicha unidad de proceso.

Por otra parte, el trabajo requerido en el bombeo se ve incrementado debido a que la columna operaría a una menor presión mientras que las condiciones a límites de baterías serían las mismas para no afectar procesos aguas abajo. Para este caso, se presenta un incremento del 5.85% que equivale a 5.35 kW más para su correcta operación.

Análisis de sensibilidad sobre la temperatura de la corriente de alimentación

La búsqueda de mejores opciones de operación del splitter C3, no suficiente con el diseño de optimización encontrado, nos llevó a analizar la opción de aprovechar el exceso de energía térmica localizada en la corriente de producto del fondo del splitter C3. Esta corriente se extrae del fondo de la columna de destilación a temperatura de 58.7 °C que se enfriara a 38°C. El poder calorífico de la corriente es:

$$Q_{\text{productoC3}} = \dot{m}C_p\Delta T = (5544.86 \text{ kg/h})(0.8823 \text{ kcal/kg } ^\circ\text{C})(58.7 \text{ } ^\circ\text{C} - 38 \text{ } ^\circ\text{C})$$

$$Q_{\text{productoC3}} = 101269.2 \text{ kcal/h}$$

Para poder hacer un nuevo análisis de superficie de respuesta sobre esta nueva variable de operación (Temperatura de Alimentación), debemos conocer un aproximado del límite superior que la temperatura de la corriente pudiera alcanzar. En un supuesto que toda la energía térmica de la corriente de producto del propano pudiera ser transferida a la corriente de alimentación, la mayor temperatura que tendríamos sería de 44.64 °C. Este resultado se obtuvo con la simulación de un intercambiador de calor especificando la carga térmica de 101269.2 kcal/h . Se es consciente de que esta temperatura no sigue las mejores prácticas del diseño de intercambiadores pues se estaría en un escenario de cruces de temperaturas, sin embargo, es el límite superior estimado que se pudiera presentar por lo que representa una buena aproximación.

Las variables implicadas en este nuevo análisis de superficie de respuesta, así como sus límites e incrementos se muestran en la *tabla 31*.

	Min	Max	Incrementos	Unidad de Media	Total Ciclos
<i>Presión Plato 1</i>	15.1	20.1	-0.2	Kg/cm2	26
<i>Plato de Alimentación</i>	50	74	8	--	7
<i>Temp Alimentación</i>	38.64	44.64	2	°C	4
<i>Plato de Extracción C3=</i>	2	8	1	--	7

Tabla 31. Rangos para variables manipuladas en análisis de sensibilidad 2

Durante este segundo análisis se realizaron los mismos 7 ciclos (uno por cada corriente lateral) evaluando 728 escenarios posibles resultados de la combinación de las variables de operación. El tiempo total que tomó la obtención de los resultados fue de 105 min. Un resumen de la ejecución se muestra en la *tabla 32*.

	Numero de Ciclos	Ciclos por Extracción Lateral	Total de Casos Evaluados	Tiempo total Por Ciclo min	Tiempo Total de Análisis min
Análisis 2	728	7	5096	15	105

Tabla 32. Total de ciclos y tiempo para análisis de sensibilidad para efecto de la temperatura de alimentación

Análisis de resultados del estudio del efecto de la temperatura de la corriente de alimentación

Los gráficos de superficie y contorno que se obtuvieron como resultado de la aplicación de la Metodología de superficie de respuesta se muestran en el Anexo 2. Los coeficientes de regresión se muestran en la *tabla 33*. Los valores de dichos coeficientes muestran una alta confiabilidad a la regresión obtenida y que el modelo estimado representa correctamente el comportamiento de las respuestas en el rango definido en las variables de operación.

Respuesta	R-Cuad
Q_Reb	98.71%
Q_Cond	98.62%
Temp_Domo	99.87%
Rel_Reflujo	99.44%

Tabla 33. Valores del coeficiente de regresión para las respuestas – Análisis efecto de la temperatura de alimentación

El gráfico de Pareto es el primer gráfico sobre el cual podemos observar si existe una relación importante en la temperatura de alimentación (Temp_Feed) sobre las respuestas. La *figura 43* muestra como la variable Temp_Feed influye en las respuestas. Para la temperatura en el domo y la relación de reflujo, se puede observar la temperatura de alimentación no tiene ningún impacto. Esto tiene que ver con la relación que existe entre la presión de operación que viene dada por el equilibrio Líquido-vapor de la mezcla. Se puede observar un ligero impacto en las repuestas Q_reb y Q_cond con respecto a la temperatura de alimentación, sin embargo, este es mínimo. Esto nos dice que la temperatura de la alimentación, al menos en el rango especificado en el estudio, no tiene ningún efecto sobre las cargas del splitter C3.

La *figura 44* muestra una pequeña influencia sobre las cargas térmicas del splitter C3. Para poder observar cuál es el efecto que esta variable presenta sobre las respuestas Q_Reb y Q_Cond podemos utilizar las gráficas de superficie y contorno para analizar de manera individual los efectos. Las *figuras 45 y 46* muestran como la variación sobre el eje de la Tem_Feed no se presenta ninguna modificación observable en el valor de las cargas térmicas, o no al menos en el rango sobre el cual se realizó el análisis.

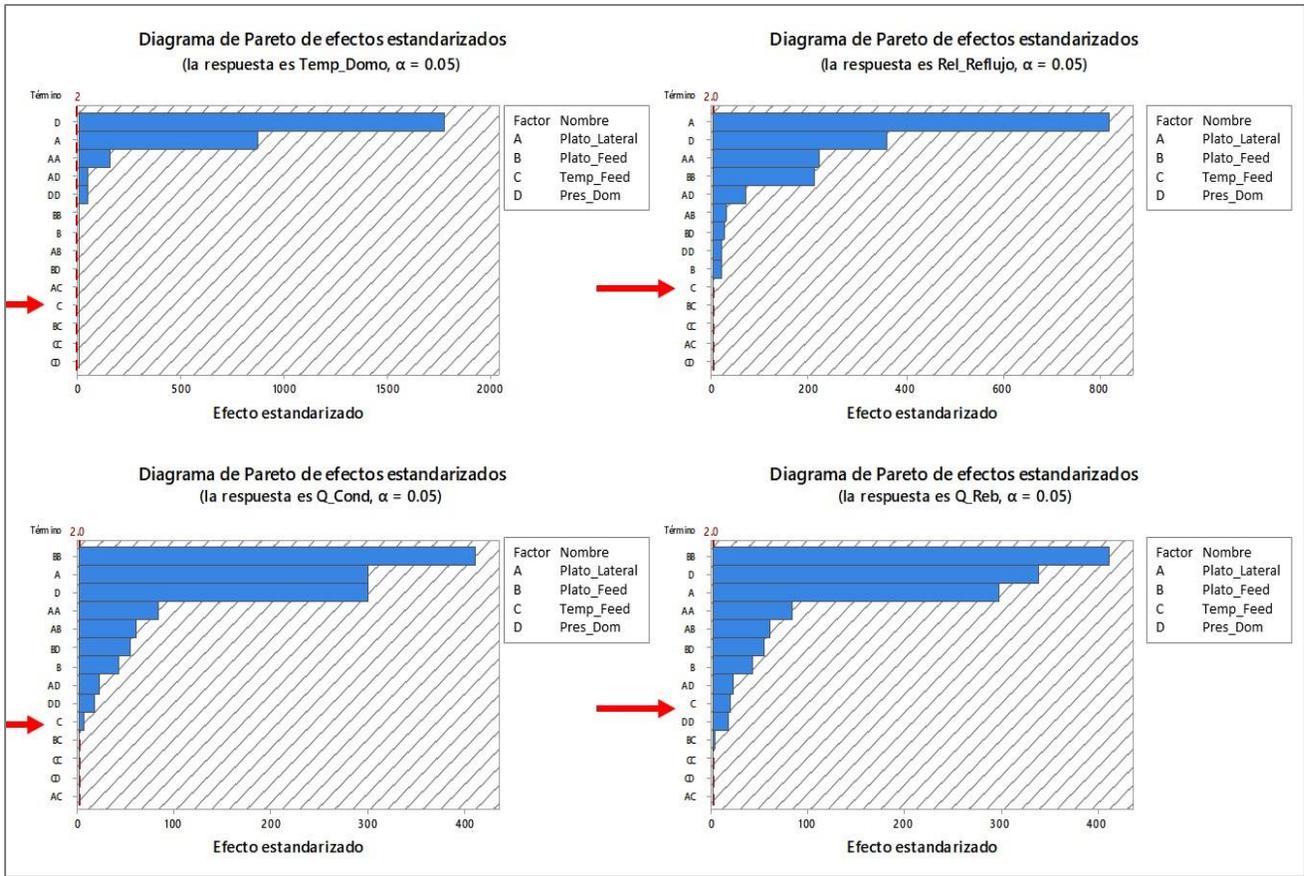


Figura 44. Gráfico de pareto para el efecto de la temperatura de alimentación a las respuestas

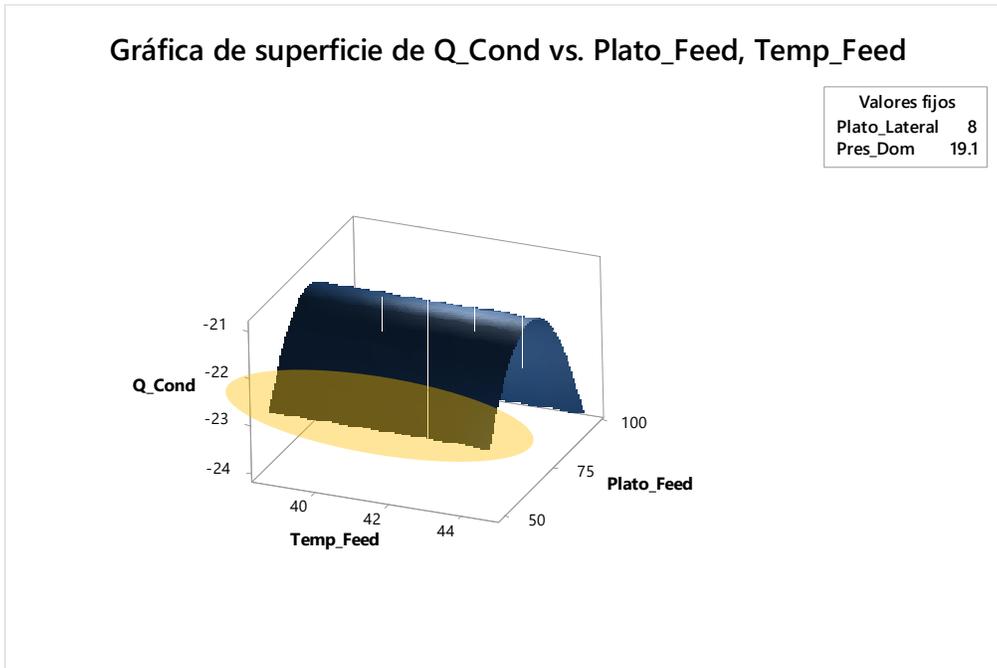


Figura 45. Gráfico de superficie de la respuesta sobre Q_{Cond} respecto a la temperatura de la corriente de alimentación

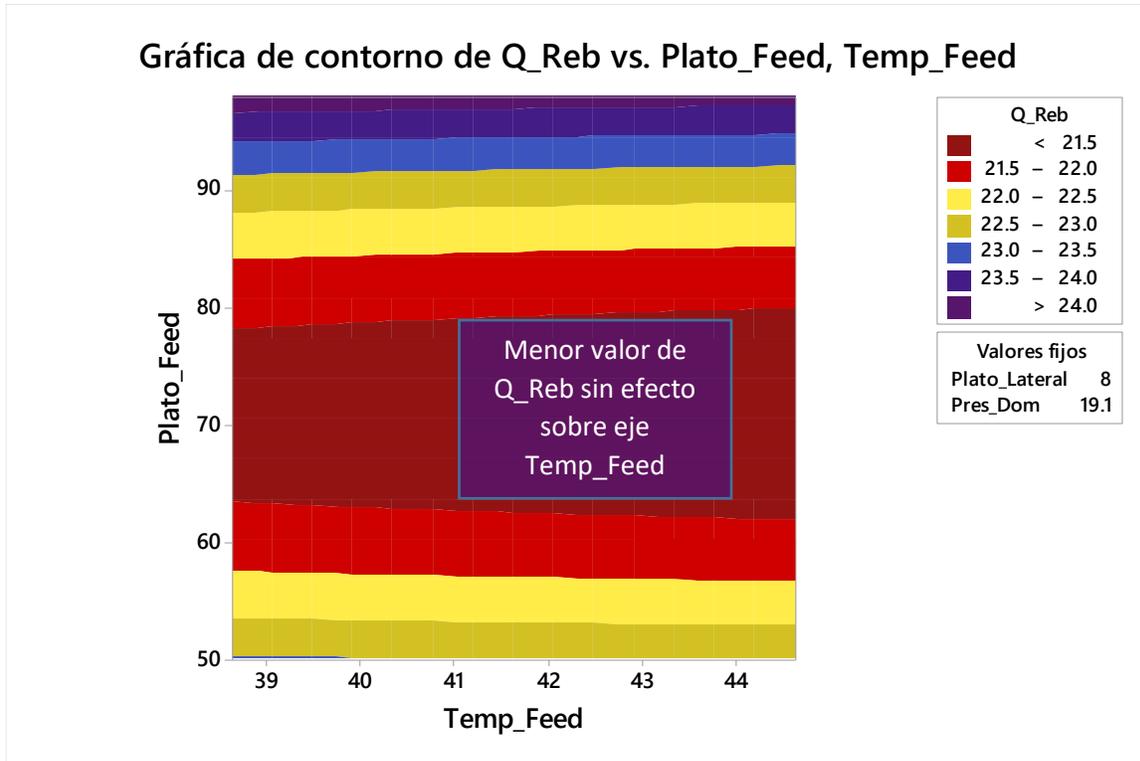


Figura 46. Gráfico de contorno de la respuesta Q_Reb respecto a la temperatura de alimentación

Por último, se completó el análisis de sensibilidad haciendo la optimización sobre las variables usando las condiciones siguientes

- I. Minimizar una respuesta (Menor es Mejor) – Carga Calorífica en el Rehervidor
- II. Lograr la respuesta objetivo (El objetivo es mejor) – Temperatura en el domo del Splitter.
- III. Maximizar una respuesta (Mayor es mejor) – Carga Caloríficas del Condensador.

Las condiciones anteriores son las mismas consideradas para el primer análisis de sensibilidad. El resultado de la optimización usando la Metodología de Superficie de Respuesta se muestra en la figura 47. En ella se puede observar que la relación existente sobre las respuestas Q_Reb y Q_Cond es constante respecto a la variación de la temperatura de alimentación. Esto comprueba que la dependencia de esta variable de operación y las respuestas por lo que el aprovechamiento del exceso de calor que la corriente tiene para el aumento de la temperatura de la corriente de alimentación no es viable para la mejora en la operación del splitter C3 de la Refinería Lázaro Cárdenas.

Gráfico de Optimización de Respuesta Estimado vs Ajustado

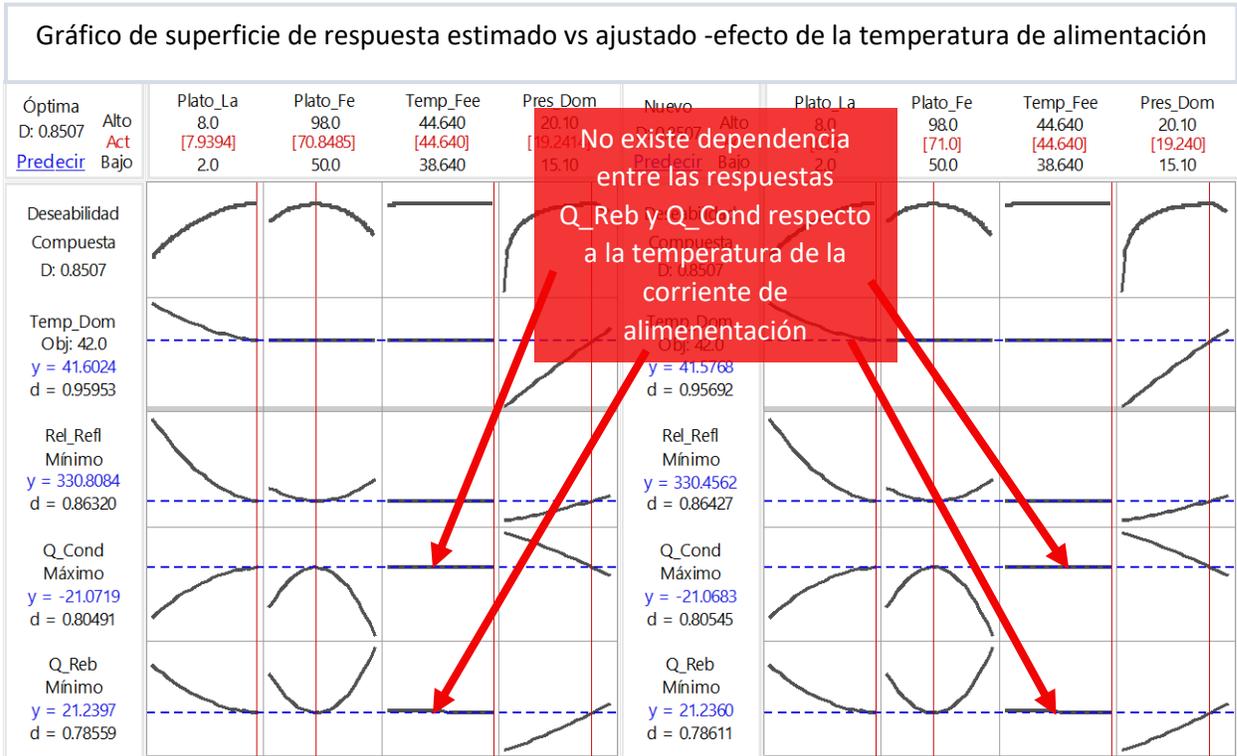


Figura 47. Gráfico de optimización para el análisis del efecto de la temperatura de la corriente de alimentación

Capítulo VI. Propuesta de mejora a la separación de la mezcla propano-propileno

Después de haber realizado análisis de sensibilidad sobre las variables de operación del splitter C3 de la refinería Lázaro Cárdenas teniendo en cuenta dos escenarios posibles, uno buscando la optimización de las variables de operación y otro analizando el efecto de la temperatura de la corriente de la alimentación a la torre, es posible decidir cuál es el mejor esquema de operación.

Propuesta de mejora del splitter C3

Debido a que no se presenta ventaja alguna al aumentar la temperatura de la corriente de alimentación a la torre de destilación, como se demostró en el capítulo anterior, la propuesta de mejora que se propone es el resultado del primer análisis de sensibilidad donde se encontraron los puntos de operación óptimos que reducen el costo de operación manteniendo las especificaciones requeridas de los productos en el límite de baterías.

Diagrama de flujo de proceso de la propuesta de mejora

La *figura 48* muestra el diagrama de flujo de procesos de la propuesta de mejora con las especificaciones al límite de baterías y las conclusiones de operación del splitter C3.

Tablas comparativas del diseño original y la propuesta de mejora del splitter C3

Diferencias energéticas del diseño original y propuesta de mejora

La *tabla 34* muestra las diferencias energéticas requeridas entre el diseño original y la propuesta de mejora.

	Diseño Original	Propuesta de Mejora	Diferencia
<i>Carga Calorífica del Rehervidor, Mkcal/h</i>	21.40	21.2515	-0.1485
<i>Carga Calorífica del Condensador, Mkcal/h</i>	21.8	20.9568	-0.8432
<i>Enfriador del Producto – Propileno, Mkcal/h</i>	0.19	0.1853	-0.0047
<i>Enfriador del Producto – Propano, Mkcal/h</i>	0.19	0.0884	-0.1016
<i>Bomba–Recirculación, KW</i>	87.2	86.0218	-1.1782
<i>Bomba–Propileno, KW</i>	3.46	9.5628	+6.1028
<i>Bomba–Propano, KW</i>	0.68	1.1067	+0.4267

Tabla 34. Diferencia energética entre el diseño original y propuesta de mejora

En las *tablas 35 a 38* se muestran las comparaciones del diseño original con la propuesta de mejora mostrando las ventajas tanto operativas como de diseño propuestas.

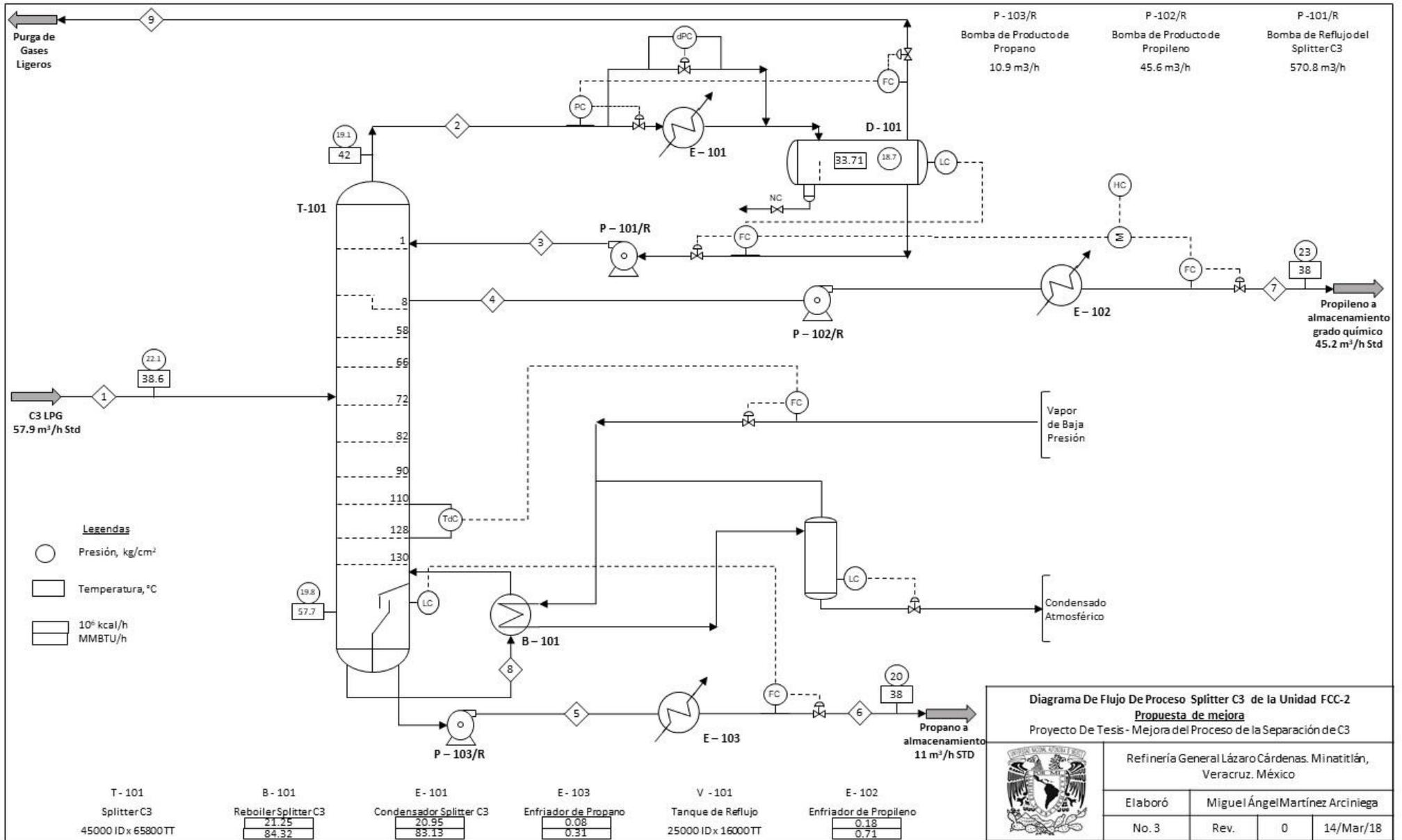


Figura 48. Diagrama de flujo de proceso del splitter C3 de la Refinería General Lázaro Cárdenas - propuesta de mejora

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

Corriente	DISEÑO ORIGINAL								PROPUESTA DE MEJORA								
	1		6		7		9		1		6		7		9		
	C3 LPG		Propano		Propileno		Purga de Gases Ligeros		C3 LPG		Propano		Propileno		Purga de Gases Ligeros		
	Líquido Saturado		Líquido Subenfriado		Líquido Saturado		Vapor Saturado		Líquido Saturado		Líquido Subenfriado		Líquido Saturado		Vapor Saturado		
Flujos Molares kmol/h	Comp %mol	kmol/h	Comp %mol	kmol/h	Comp %mol	kmol/h	Comp %mol	kmol/h	Comp %mol	kmol/h	Comp %mol	kmol/h	Comp %mol	kmol/h	Comp %mol	kmol/h	Comp %mol
Agua	1.037	0.150	0.000	0.000	0.078	0.010	0.063	0.320	1.037	0.150	0.000	0.000	0.071	0.010	0.057	0.270	
Metano	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.001	0.000	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.001	0.000	
Etileno	1.286	0.180	0.000	0.000	0.151	0.030	1.135	5.820	1.286	0.180	0.000	0.000	0.064	0.010	1.222	5.850	
Etano	5.889	0.830	0.000	0.000	1.928	0.340	3.961	20.300	5.889	0.830	0.000	0.000	0.739	0.130	5.150	24.660	
Propileno	560.112	79.140	6.324	5.000	539.695	96.250	14.049	72.010	560.112	79.140	6.238	4.980	539.693	96.250	14.181	67.910	
Propano	136.789	19.330	117.613	92.920	18.858	3.360	0.300	1.540	136.789	19.330	116.364	92.910	20.152	3.590	0.273	1.310	
IsoButano	1.410	0.200	1.410	1.110	0.000	0.000	0.000	0.000	1.410	0.200	1.410	1.13	0.000	0.000	0.000	0.000	
N-Butano	0.028	0.000	0.028	0.020	0.000	0.000	0.000	0.000	0.028	0.000	0.028	0.020	0.000	0.000	0.000	0.000	
Butilenos	1.205	0.170	1.205	0.950	0.000	0.000	0.000	0.000	1.205	0.170	1.205	0.960	0.000	0.000	0.000	0.000	
TOTAL, kmol/h	707.756	100.000	126.579	100.000	560.724	100.000	19.509	100.000	707.756	100.000	125.243	100.000	560.720	100.000	20.883	100.000	
CORRIENTE TOTAL																	
Temperatura, °C	38.64		37.74		37.71		37.78		38.64		38.0		38.0		33.75		
Presión, kg/cm2 a	22.126		21.033		24.033		20.72		22.126		23.833		24.033		19.73		
Flujo, kg/h	29985.0645		5603.6294		23606.334		756.5143		29985.065		5544.9		23625		789.96		
Entalpía, M*kcal/h	0.6941		0.1317		0.5282		0.0706		0.746		0.139		0.562		0.075		
Masa Molecular	42.3664		44.2699		42.0998		38.7789		42.366		44.272		42.132		38.258		
Densidad, kg/m3	480.4084		502.1101		515.6495		41.1552		514.272		508.146		517.920		453.271		
Viscosidad, cP	0.0833		0.0878		0.0745		0.0093		0.0848		0.0842		0.0858		0.009		
% Líquido, mm%	100		100		100		0		100		100		100		100		
FASE VAPOR																	
Flujo, m3/h	N/A		N/A		N/A		18.382		N/A		N/A		N/A		20.740		
Flujo Estándar, k*m3/h	N/A		N/A		N/A		0.437		N/A		N/A		N/A		0.468		
FASE LIQUIDA																	
Flujo, m3/h	62.4158		11.1602		45.7798		N/A		62.416		11.652		48.935		N/A		
Flujo Estándar, m3/h	57.9653		10.9967		45.3659		N/A		58.305		10.911		45.614		N/A		
Densidad Std Especifica (H2O,60F)	0.5178		0.5101		0.5209		N/A		0.514		0.508		0.521		N/A		
API Densidad Estándar, API	141.7693		145.908		140.1619		N/A		143.375		146.688		140.162		N/A		

Tabla 35. Balance de materia y energía del diseño original y la propuesta de mejora del splitter C3

INTERCAMBIADORES DE CALOR					
		DISEÑO ORIGINAL		PROPUESTA DE MEJORA	
		E - 101			
		Condensador Splitter C3			
<i>Cantidad de Fluido, Total</i>	kg/h	325855		278625	
<i>De bomba</i>	m3/h	-		-	
<i>(Estimado)</i>	kmol/h	8045.802469		6933.63	
<i>Vapor</i>	kmol/h	325855	-	278625	-
<i>(Entrada/Salida)</i>					
<i>Líquido</i>	kmol/h	-	325855	-	278625
<i>(Entrada/Salida)</i>					
<i>Temperatura (Entrada/Salida)</i>	°C	44.5	38	41.35	38
<i>Peso Molecular, vapor</i>		40.5		40.18	
<i>Presión de Entrada</i>	kg/cm2 man	19.88		19.1	
<i>Caída de Presión (Permitida/Calculada)</i>		0.1	0.09	0.5	0.4
<i>Calor de Intercambio (Diseño/Estimada)</i>	kcal/h	23650000	21500000	23049510	20954100
		E - 102			
		Enfriador de Producto - Propileno			
<i>Cantidad de Fluido, Total</i>	kg/h	25967		23624	
<i>De Bomba</i>	m3/h	50.7		45.6	
	kmol/h	560.7237		560.72	
<i>Vapor (in/out)</i>	kmol/h	-	-	-	-
<i>Líquido</i>	kmol/h	25967	25967	23624	23624
<i>Temperatura (in /out)</i>	°C	49.6	37.8	48.61	37.8
<i>Presión de Entrada</i>	kg/cm2 man	-		26	
<i>Caída de Presión (Permitida/Calculada)</i>		0.35	0.35	0.35	0.35
<i>Calor de Intercambio (Diseño/Estimada)</i>	kcal/h	209000	190000	203830	185300
		E - 103			
		Enfriador de Producto – Propano			
<i>Cantidad de Fluido, Total</i>	kg/h	6164		5545	
<i>De Bomba</i>	m3/h	12.4		11.65	
	kmol/h	126.5788		125.244	
<i>Vapor (in/out)</i>		-	-	-	-
<i>Líquido</i>		6164	6164	5545	5545
<i>Temperatura (in /out)</i>	°C	60	37.8	58	37.8
<i>Presión de Entrada</i>	kg/cm2 man	-		-	
<i>Caída de Presión (Permitida/Calculada)</i>		0.2	0.15	0.2	0.15
<i>Calor de Intercambio (Diseño/Estimada)</i>	kcal/h	99000	90000	97240	88400

****Flujos y carga incluyen 10% de incremento sobre los valores de diseño****

Tabla 36. Hoja de datos de intercambiadores de calor del splitter C3

BOMBAS					
		DISEÑO ORIGINAL		PROPUESTA DE MEJORA	
Equipo		P - 101/R			
Servicio de Unidad		Bomba de Reflujo de Splitter C3			
Flujo (Normal /Estimado)	m3/h	581.5	639.7	572.5	631.56
Temperatura	°C	38.04		33.75	
Presión de Descarga Estimada	kg/cm2 man	25.2		23.7	
Presión de Succión (Max/Rated)	kg/cm2 man	22.9	20.2	19.1	18.7
Presión Diferencial	kg/cm ²	5		5	
Gravedad Especifica a PT		0.509		0.509	
Potencia Hidráulica	kW	87.2		86.021	
Cabeza diferencial	m	100		113	
Equipo		P – 102/R			
Servicio de Unidad		Bomba de Producto - Propileno			
Flujo (Normal /Estimado)	m3/h	46.1	50.7	45.6	50.2
Temperatura	°C	49.6		47.57	
Presión de Descarga Estimada	kg/cm2 man	26		26	
Presión de Succión (Max/Rated)	kg/cm2 man	25.9	23.5	26	19.13
Presión Diferencial	kg/cm ²	2.5		6.86	
Gravedad Especifica a PT		0.512		0.512	
Potencia Hidráulica	kW	3.46		9.56	
Cabeza diferencial	m	48.6		148.7	
Equipo		P – 103/R			
Servicio de Unidad		Bomba de Producto- Propano			
Flujo (Normal /Estimado)	m3/h	11.3	12.4	11.65	12.1
Temperatura	°C	60		57.77	
Presión de Descarga Estimada	kg/cm2 man	23		23	
Presión de Succión (Max/Rated)	kg/cm2 man	22.8	21	22.8	19.8
Presión Diferencial	kg/cm ²	2		3.2	
Gravedad Especifica a PT		0.5		0.5	
Potencia Hidráulica	kW	0.68		1.1	
Cabeza diferencial	m	40		73.32	

Tabla 37. Hoja de datos de bombas de proceso del Splitter C3

COLUMNA DE DESTILACIÓN										
Equipo		T - 101								
Servicio de Unidad		Columna de Destilación Splitter C3								
		DISEÑO ORIGINAL				PROPUESTA DE MEJORA				
Corriente		Alimentación	Vapor Domo	Reflujo	Corriente lateral - Propileno	Alimentación	Vapor Domo	Reflujo	Corriente lateral - Propileno	
Fase		Líquido	Vapor	Líquido	Líquido	Líquido	Vapor	Líquido	Líquido	
Plato		74	1	1	6	72	1	1	8	
Condiciones	Temperatura	°C	39	44	38	50	39	42	35	50
	Presión	kg/cm2	22.1	21.1	21.1	21.2	22.1	19.1	19.1	21.2
Flujos		kg/h	29985	296232	295460	23606	29985	278625.2	295460	23624.6
	A Condiciones	m3/h	62.4	6773	580	46.1	62.4	6773	580	46.1
Propiedades a condiciones	Densidad	kg/m3	480.41	43.74	509.3	512.36	480.41	43.74	509.3	512.36
	Viscosidad	CP	0.083	0.009	0.07	0.065	0.083	0.009	0.07	0.065
Corriente		Extracción Rehervidor	Regreso del Rehervidor	Regreso del Rehervidor	Fondos	Extracción Rehervidor	Regreso del Rehervidor	Regreso del Rehervidor	Fondos	
Fase		Líquido	Vapor	Líquido	Líquido	Líquido	Vapor	Líquido	Líquido	
Plato		131	130	130	131	131	130	130	131	
Condiciones	Temperatura	°C	60	60	60	60	57.8	57.8	57.8	57.8
	Presión	kg/cm2	21.8	21.9	21.9	21.8	19.8	19.8	19.8	19.8
Flujos		kg/h	1167569	350272	817298	5604	1342148.7	335537.2	817298	5544.9
	A condiciones	m3/h	2692	7065	1884.9	11.3	2642.2	7603.9	1884.9	11.3
Propiedades a condiciones	Densidad	kg/m3	433.71	49.577	433.6	496.01	433.71	49.577	433.6	496.01
	Viscosidad	CP	2.962	0.011	2.866	0.065	2.962	0.011	2.866	0.065

Tabla 38. Hoja de datos de la columna de destilación del splitter C3

Conclusiones

Mediante el uso de la metodología de superficie de respuesta, se propone un esquema de proceso que optimiza la operación del splitter propano-propileno con configuración de sistema a alta presión, correspondiente al tren de recuperación de olefinas de la Refinería Lázaro Cárdenas ubicada en Minatitlán, Veracruz, México. En la propuesta de mejora presentada, como resultado de la evaluación técnica del proceso, se reduce el consumo energético de la columna de destilación en 2.3%, que se traduce en la disminución de 0.998 Mkcal/h y un incremento del 5.85% en el consumo eléctrico, que equivale a 5.35 kW. Este esquema permite la utilización de los equipos existentes y mantiene las especificaciones en el límite de baterías para conservar la misma calidad y cantidad del propileno recuperado y las condiciones de operación establecidas en el diseño original para todas las corrientes de salida.

En la evaluación técnica del proceso se analizó el efecto que tiene el aumento de la temperatura de la corriente de alimentación al splitter C3, para el posible aprovechamiento del exceso de energía calorífica de la corriente de fondos de la columna de destilación. Se observó que no se tiene efecto favorable de dicha variable sobre la reducción del consumo energético del splitter C3. Dicho comportamiento fue analizado de manera sencilla mediante el gráfico de respuestas y optimización, obtenidos de la metodología de superficie de respuesta aplicada a los resultados de las simulaciones de proceso.

La metodología de superficie de respuesta resultó ser un método eficaz y valioso en la optimización de variables de diseño y de proceso involucradas, permitiendo la localización de puntos óptimos de operación, basado en análisis multivariable que se llevó a cabo. Esta metodología reduce el tiempo y el esfuerzo cuando se busca minimizar los costos de operación y de diseño así como la mejora de la calidad y productividad en plantas de proceso. El presente proyecto de tesis servirá como punto de partida para la implementación de dicha metodología en la ingeniería de procesos tanto a nivel académico como profesional.

El análisis y la propuesta de mejora del splitter C3 de la refinería Lázaro Cárdenas, generó conocimiento técnico sobre una de las separaciones binarias más complicadas en la industria petroquímica, mismo que será transmitido a estudiantes y profesionistas interesados en la separación de la mezcla propano-propileno y el uso de la metodología de superficie de respuesta en la optimización y diseño de procesos industriales.

Bibliografía

1. AIChE. (2018, Marzo 4). *DIPPR*. Retrieved from DIPPR Data Base Interface: <https://dippr.aiche.org/SampleDb>
2. Alfred, N. e. (1963). Vapor Liquid Equilibrium data for Propylene-Propane System. *Journal of Chemical and Engineering Data*, 8(4), 499-502.
3. Aniediong, M. E. (2017). Simulation and Performance analysis of Propylene-Propane Splittler in Pretroleum Refinery Case Study. *International Journal of Chemical Engineering and Applications*, 8.
4. Box, G. H. (1987). *Empirical Model-Building and Response Surfaces*. New York: John Wiley & Sons.
5. Burdick, D. L. (2010). *Petrochemicals in nontechnical language*. USA: PennWell.
6. Dutta, S. (2016). *Optimization in Chemical Engineering*. Delhi: Cambridge University Press.
7. ExxonMobil. (2015). *The Outlook for Energy: A View to 2040*. Texas.
8. Farnoosh, A. (2015). *Oil & Gas, From exploration to distribution -The energy scene-*. IFP School. IFPEN.
9. Gil, I., Guevara, J., & Rodríguez, G. (2016). *Process analysis and simulation in chemical engineering*. Switzerland: Springer international Publishing.
10. González, J. M. (2008). La simulación de procesos en ingeniería química. *Revista de Investigación Científica*, 1-9.
11. Harmes, A. (1985). Propylene- Propane Phase Equilibrium from 230 to 350K. *Journal Of Chemical Engineering Data*, 30(2), 230-233.
12. Harmes, A. (1985). Propylene-Propane Phase Equilibrium from 230 to 350 K. *Journal of Chemical and Engineering Data*, 230-233.
13. IHS. (2017, Febrero 1). *IHS Markit - Propane*. Retrieved from Chemical Economics Handbook - Propane: <https://ihsmarkit.com/products/propane-chemical-economics-handbook.html>
14. IHS. (2017, Agosto 1). *IHS Markit - Propylene*. Retrieved from Chemical Economics Handbook - Propylene: <https://www.ihs.com/products/propylene-chemical-economics-handbook.html>
15. Kaes, G. (2000). *A Practical Guide to Steady State Modeling of Pretroleum Processes (Using Commercial Simulators)*. Athens Printing Company.
16. Kayoke, C. (2007). *Ludwig's applied process desing for chemical an petrochemical plants* (Fourth ed., Vol. I). USA: GPP.
17. Khuri, A. C. (1996). *Response Surfaces – Designs and Analyses*. New York: ASQC Quality Press.
18. Mahuhra, S. a. (2004). Optimization of Propylene-Propane Distillation. *Chemical Papers*, 58(6), 386-390.
19. Mauhar, S. M. (2004). Optimization of propylene-propane distillation. *Chemical Papers*, 386-390.

20. Mitsubishi Chemical, T.-R. (2017). Global Supply and Demand of Petrochemical Products Relied on LPG as Feedstock. (p. 17). Liquefied Petroleum Gas Center.
21. Mohamed, A. F. (2010). *Fundamentals of Petroleum Refining*. Great Britain: Elsevier.
22. Occelli, M. L. (2010). *Advances in Fluid Catalytic Cracking*. USA: CRC Press.
23. Oehlert, G. (2010). *A First Course in Design and Analysis of Experiments*. Minnesota: University of Minnesota.
24. Pontes, K. W. (2011). Process Analysis and Optimization Mapping Through Design of Experiments and Its Applications to a Polymerization Process. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, 137-150.
25. Quang Nhu Ho, e. a. (2006). Measurement of vapor-Liquid Equilibria for the Binary Mixture of Propylene(R-1270) + Propane (R-290). *Fluid Phase Equilibria*(245), 63-70.
26. Reamer, H. (1951). Volumetric and Phase Behavior of Propene-Propane System. *Industrial and Engineering Chemistry*, 1628- 1634.
27. Reamer, H. S. (1951). Volumetric and Phase Behavior of Propene-Propane System. *Industrial and Engineering Chemistry*, 43(7), 1628-1634.
28. Refinación, P. (2006). Reconfiguración de la Refinería "Lázaro Cárdenas" en Minatitlán, Ver. Mexico.
29. Robert, M. A. (2010). *Handbook of petroleum refining processes*. USA: McGraw-Hill Handbooks.
30. SENER. (2015). *Prospectiva de Petróleo Crudo y Petrolíferos 2015-2029*. Ciudad de México: Secretaría de Energía.
31. Sinnott, R. T. (2009). *Chemical Engineering Design*. Oxford : Elsevier.
32. Speight, J. G. (2002). *Petroleum Refining Processes*. USA: Marcel Dekker, Inc.
33. Speight, J. G. (2007). *The chemistry and technology of petroleum* (Fourth ed.). USA: CRC Press.
34. Speight, J. G. (2011). *The refinery of the future*. USA: Elsevier.
35. Wauquier, J. P. (2004). *El refino del petróleo*. Madrid: Diaz de Santos.
36. Weissermel, K. (2008). *Química orgánica industrial* (Segunda ed.). España: Reverté.
37. World, E. C. (2013). *World Energy Resources 2013 Survey*. London: World Energy Council.
38. Zygula, T. K. (2011). Design Guidelines for propylene splitters. *Spring National Meeting*, (pp. 1-18). Chicago.

Anexo A

Gráficos de la Metodología de Superficie de Respuesta para el Efecto de la Temperatura de la Corriente de Alimentación

Resultados de la optimización del análisis de sensibilidad 2 - efecto de la temperatura de alimentación en la operación del splitter C3

Regresión de superficie de respuesta: Q_Reb vs. ... p_Feed, Pres_Dom

Resumen del modelo

S	R-cuad.	R-cuad. (ajustado)	R-cuad. (pred)
0.157594	98.71%	98.70%	98.70%

Ecuación de regresión en unidades no codificadas

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{Reb}} = & 51.40 - 0.8933 \text{ Plato_Lateral} - 0.69894 \text{ Plato_Feed} - 0.0860 \text{ Temp_Feed} \\
 & - 0.4384 \text{ Pres_Dom} + 0.053293 \text{ Plato_Lateral*Plato_Lateral} \\
 & + 0.004093 \text{ Plato_Feed*Plato_Feed} + 0.000935 \text{ Temp_Feed*Temp_Feed} \\
 & + 0.01847 \text{ Pres_Dom*Pres_Dom} + 0.004107 \text{ Plato_Lateral*Plato_Feed} \\
 & - 0.000010 \text{ Plato_Lateral*Temp_Feed} - 0.015417 \text{ Plato_Lateral*Pres_Dom} \\
 & - 0.000166 \text{ Plato_Feed*Temp_Feed} + 0.004856 \text{ Plato_Feed*Pres_Dom} \\
 & + 0.000087 \text{ Temp_Feed*Pres_Dom}
 \end{aligned}$$

Regresión de superficie de respuesta: Q_Cond vs. ... p_Feed, Pres_Dom

Resumen del modelo

S	R-cuad.	R-cuad. (ajustado)	R-cuad. (pred)
0.158226	98.62%	98.62%	98.61%

Ecuación de regresión en unidades no codificadas

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{Cond}} = & -50.95 + 0.9047 \text{ Plato_Lateral} + 0.70133 \text{ Plato_Feed} + 0.0341 \text{ Temp_Feed} \\
 & + 0.5144 \text{ Pres_Dom} - 0.053733 \text{ Plato_Lateral*Plato_Lateral} \\
 & - 0.004100 \text{ Plato_Feed*Plato_Feed} - 0.000577 \text{ Temp_Feed*Temp_Feed} \\
 & - 0.01908 \text{ Pres_Dom*Pres_Dom} - 0.004109 \text{ Plato_Lateral*Plato_Feed} \\
 & + 0.000003 \text{ Plato_Lateral*Temp_Feed} + 0.015294 \text{ Plato_Lateral*Pres_Dom} \\
 & + 0.000135 \text{ Plato_Feed*Temp_Feed} - 0.004861 \text{ Plato_Feed*Pres_Dom} \\
 & - 0.000070 \text{ Temp_Feed*Pres_Dom}
 \end{aligned}$$

Regresión de superficie de respuesta: Rel_Reflujo vs. ... eed, Pres_Dom

Resumen del modelo

S	R-cuad.	R-cuad. (ajustado)	R-cuad. (pred)
5.49769	99.44%	99.44%	99.43%

Ecuación de regresión en unidades no codificadas

$$\begin{aligned}
 \text{Rel_Reflujo} = & 936.7 - 54.537 \text{ Plato_Lateral} - 12.498 \text{ Plato_Feed} - 0.63 \text{ Temp_Feed} \\
 & - 6.51 \text{ Pres_Dom} + 4.9123 \text{ Plato_Lateral*Plato_Lateral} \\
 & + 0.072815 \text{ Plato_Feed*Plato_Feed} + 0.0097 \text{ Temp_Feed*Temp_Feed} \\
 & + 0.7724 \text{ Pres_Dom*Pres_Dom} + 0.07023 \text{ Plato_Lateral*Plato_Feed} \\
 & - 0.0064 \text{ Plato_Lateral*Temp_Feed} - 1.7603 \text{ Plato_Lateral*Pres_Dom} \\
 & - 0.00184 \text{ Plato_Feed*Temp_Feed} + 0.08715 \text{ Plato_Feed*Pres_Dom} \\
 & + 0.0050 \text{ Temp_Feed*Pres_Dom}
 \end{aligned}$$

Regresión de superficie de respuesta: Temp_Domo vs. ... ed, Pres_Dom

Resumen del modelo

S	R-cuad.	R-cuad. (ajustado)	R-cuad. (pred)
0.142851	99.87%	99.87%	99.87%

Ecuación de regresión en unidades no codificadas

$$\begin{aligned}
 \text{Temp_Domo} = & -11.93 - 1.1588 \text{ Plato_Lateral} + 0.00338 \text{ Plato_Feed} + 0.0006 \text{ Temp_Feed} \\
 & + 4.0625 \text{ Pres_Dom} + 0.092332 \text{ Plato_Lateral*Plato_Lateral} \\
 & - 0.000020 \text{ Plato_Feed*Plato_Feed} - 0.000006 \text{ Temp_Feed*Temp_Feed} \\
 & - 0.043009 \text{ Pres_Dom*Pres_Dom} - 0.000025 \text{ Plato_Lateral*Plato_Feed} \\
 & - 0.000028 \text{ Plato_Lateral*Temp_Feed} - 0.035541 \text{ Plato_Lateral*Pres_Dom} \\
 & - 0.000001 \text{ Plato_Feed*Temp_Feed} - 0.000021 \text{ Plato_Feed*Pres_Dom} \\
 & - 0.000001 \text{ Temp_Feed*Pres_Dom}
 \end{aligned}$$

Gráfico de Pareto para las respuestas

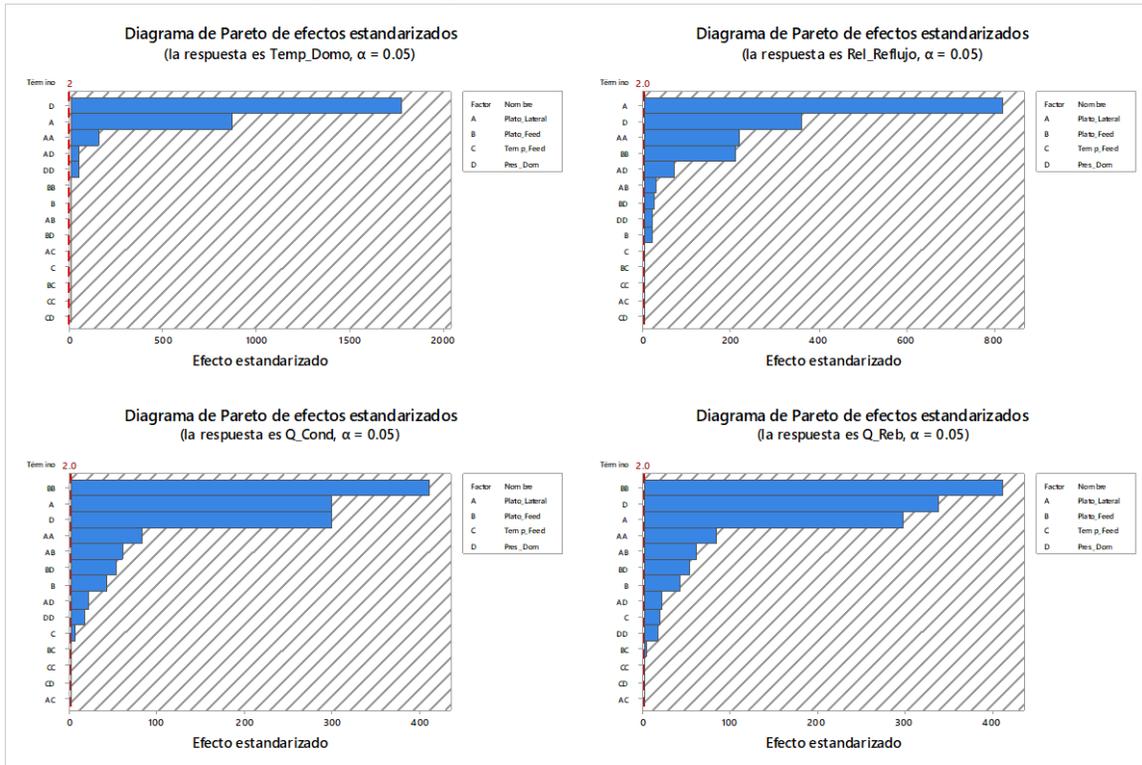
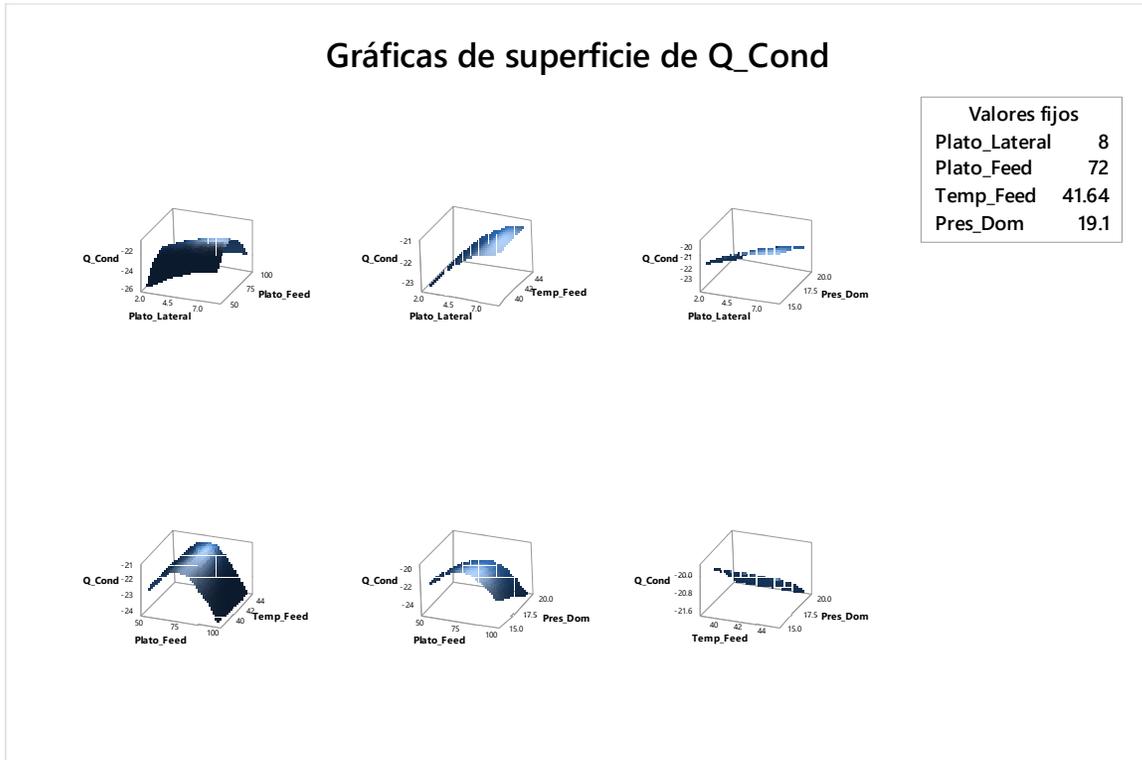
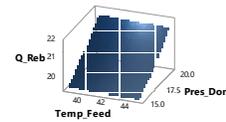
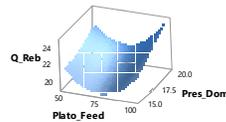
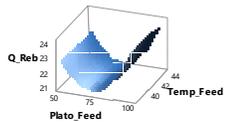
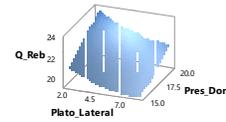
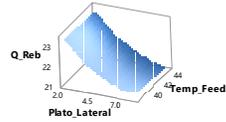
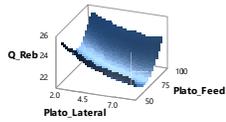


Gráfico de superficie para cada una de las respuestas



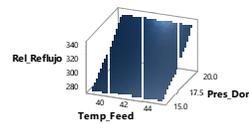
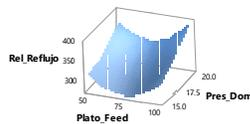
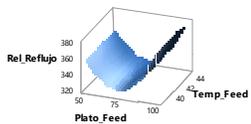
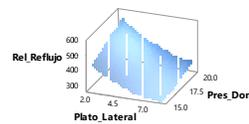
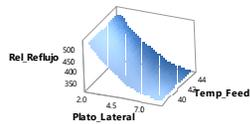
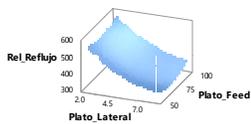
Gráficas de superficie de Q_Reb

Valores fijos	
Plato_Lateral	8
Plato_Feed	72
Temp_Feed	41.64
Pres_Dom	19.1

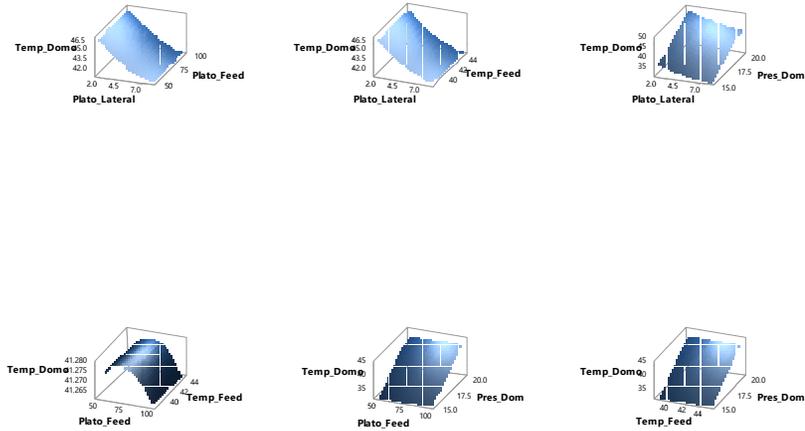


Gráficas de superficie de Rel_Reflujo

Valores fijos	
Plato_Lateral	8
Plato_Feed	72
Temp_Feed	41.64
Pres_Dom	19.1



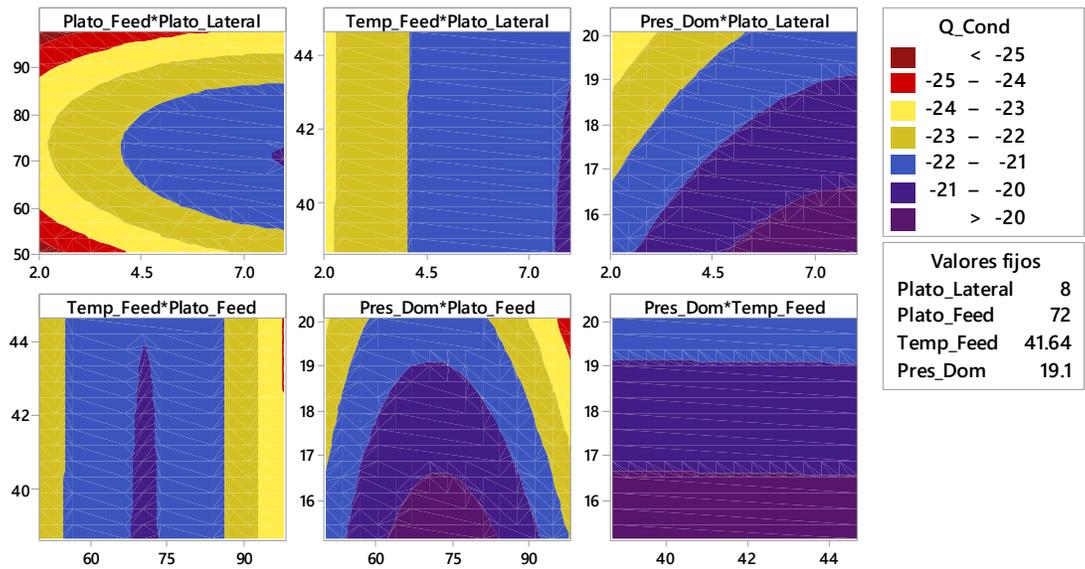
Gráficas de superficie de Temp_Domo



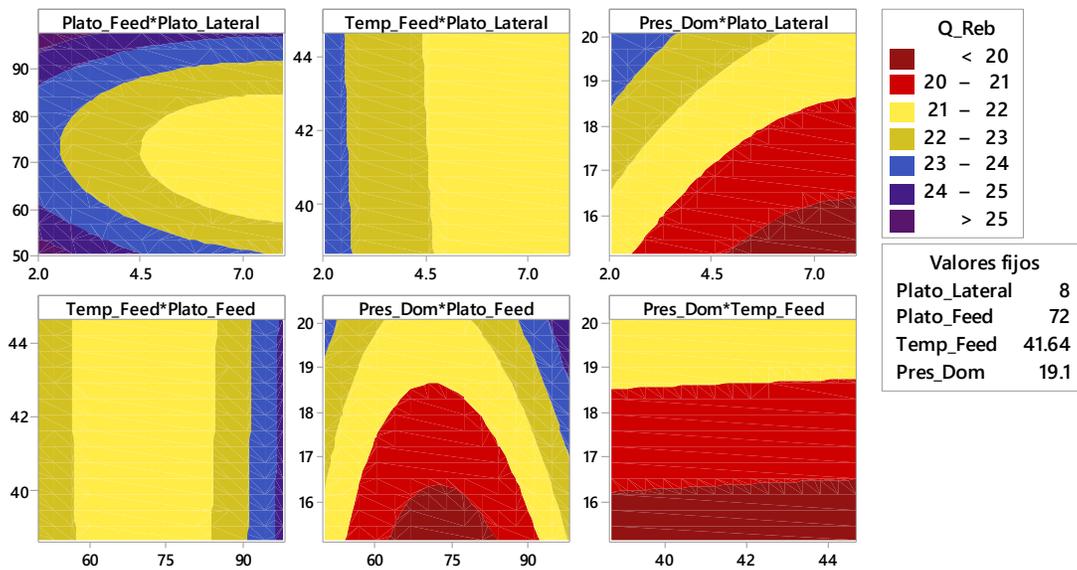
Valores fijos	
Plato_Lateral	8
Plato_Feed	72
Temp_Feed	41.64
Pres_Dom	19.1

Gráfico de Contorno para cada una de las respuestas

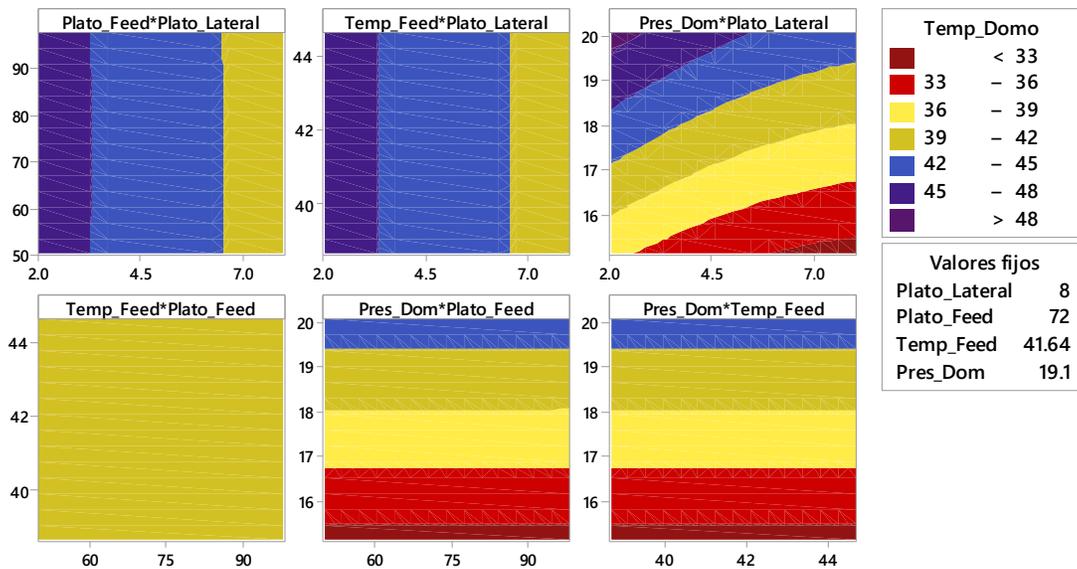
Gráficas de contorno de Q_Cond



Gráficas de contorno de Q_Reb



Gráficas de contorno de Temp_Domo



Gráficas de contorno de Rel_Reflujo

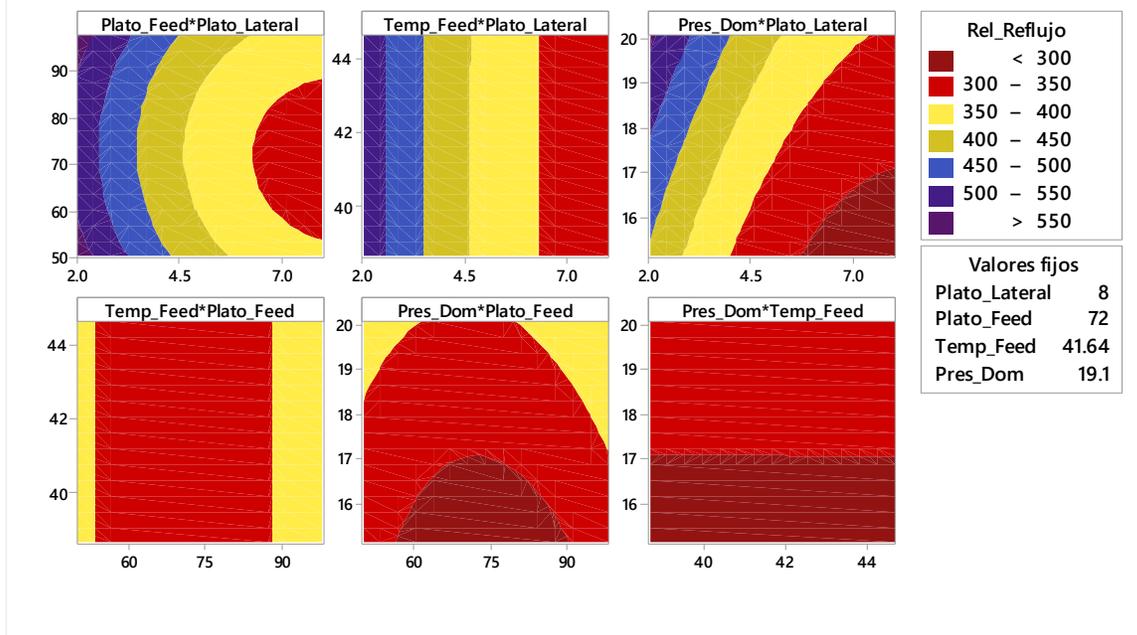


Gráfico de Optimización de Respuesta Estimado vs Ajustado

Gráfico de superficie de respuesta estimado vs ajustado -efecto de la temperatura de alimentación

