



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

---

---

**FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN**

**Propuesta de diseño conceptual de proceso para  
una planta fraccionadora de condensados asociados  
al gas natural que se obtiene en el Norte de México**

**T E S I S**

**QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:**

**INGENIERO QUÍMICO**

**P R E S E N T A:**

**GERARDO ALDO ROMERO JUÁREZ**

**ASESOR:**

**I.Q. Ismael Núñez Barrón**

**CUAUTITLÁN IZCALLI, ESTADO DE MÉXICO 2019**



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  
SECRETARÍA GENERAL  
DEPARTAMENTO DE EXÁMENES PROFESIONALES

ASUNTO: VOTO APROBATORIO



DEPARTAMENTO DE  
EXÁMENES PROFESIONALES

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

Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México.

Que presenta el pasante: Gerardo Aldo Romero Juárez  
Con número de cuenta: 414003277 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 29 de Noviembre de 2018.

PROFESORES QUE INTEGRAN EL JURADO

	NOMBRE	FIRMA
PRESIDENTE	Dr. Ricardo Paramont Hernández García	
VOCAL	I.Q. Carlos Orozco Hernández	
SECRETARIO	I.Q. Ismael Núñez Barrón	
1er. SUPLENTE	I.Q. Miguel Angel García Campos	
2do. SUPLENTE	I.Q.I. Raúl Gómez Gómez Tagle	

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



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

---

### AGRADECIMIENTOS

A Dios, por estar siempre conmigo, por concederme la sabiduría y paciencia necesaria para afrontar la etapa universitaria.

A mi madre María Isabel, a quien le debo todo lo que soy, la mujer que se convirtió en el pilar de mi formación, quien con mucho sacrificio me ha apoyado incondicionalmente en todas las etapas de formación académica y como persona, que jamás me ha abandonado por más complicados que han sido los tiempos, quien me enseñó que con trabajo y esfuerzo se pueden lograr grandes cosas, quien me supo corregir con un jalón de orejas cuando lo merecía, pero también me demostró todo su cariño con un abrazo, para ti todo el reconocimiento y aprecio.

A mi hermana Anel, quien es la primera que me hace saber que lo que estoy haciendo no es lo correcto, pero que cuando hago las cosas bien eres la primera en felicitarme. La mujer que se convirtió en mi ejemplo a seguir al ser la primera ingeniera de la familia, gracias por estar a mi lado.

A mi abuelita Lupita, quien me inculcó los valores para ser un hombre de bien y a mi sobrina Janetzy, por permitirme ser su ejemplo a seguir.

A mis amigos de la carrera, José Alfredo, César, Erasmo, Miguel Ángel, Mildred, Valeria y Betty gracias por formar parte de esta bonita etapa.

Marcos, con quien hice una excelente dupla para trabajar, todos esos proyectos, reportes y practicas se lograron sacar desvelándonos varias noches y sin vida social, pero con ese deseo y ambición de aprender cada día más que los demás, muchas gracias.

Israel Garcilazo, te convertiste en el amigo más sincero que tengo, gracias por tu amistad y por brindarme tu apoyo cuando lo necesité, gracias por lo que has hecho por mí.

A todos mis profesores que me acompañaron durante mi trayectoria académica, gracias por compartirme su conocimiento y sabiduría.

A mi jurado de tesis, gracias por tomarse el tiempo para revisar este trabajo.

A el Ingeniero Ismael Núñez, quien además de asesorarme en este trabajo de tesis, se convirtió en mi mentor al compartirme todo su conocimiento y experiencia, quien me mostró cual fascinante es el mundo de la Ingeniería Química y con quien encontré a un gran amigo que me ofreció su apoyo incondicional.

A el Instituto Mexicano del Petróleo, en especial al equipo de Ingeniería de Proceso, gracias por el apoyo y las atenciones brindadas durante mi servicio social.

A Colombia y a la Universidad Nacional de Colombia, Sede Bogotá, por albergarme un semestre y permitirme conocer la riqueza académica y cultural que ofrece este gran país sudamericano.

A la Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán, por formarme como Ingeniero Químico.

A la Universidad Nacional Autónoma de México, mi alma mater, por permitirme formar parte de la máxima casa de estudios de este país, por todo el conocimiento y satisfacciones que aquí encontré. Muchas Gracias.

*Por el orgullo de ser universitario*

Gerardo Aldo Romero Juárez

---



## INDICE

<b>OBJETIVO GENERAL</b> .....	<b>V</b>
<b>OBJETIVOS PARTICULARES</b> .....	<b>V</b>
<b>INTRODUCCIÓN</b> .....	<b>VI</b>
<b>ANTECEDENTES</b> .....	<b>VII</b>
<b>CAPITULO 1. GENERALIDADES</b> .....	<b>1</b>
<b>1.1. Panorama actual de los hidrocarburos en México</b> .....	<b>3</b>
1.1.1. Reservas de hidrocarburos y gas.....	3
1.1.2. Producción de hidrocarburos y gas.....	4
<b>1.2. Centro procesador de gas natural (CPG) y condensados asociados</b> .....	<b>4</b>
1.2.1. Esquema de procesamiento de gas natural y condensados asociados en México.....	6
1.2.2. Centros procesadores de gas natural en México, capacidad instalada y productos.....	11
<b>CAPITULO 2. PROPUESTA DE PLANTA FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS CONDENSADOS</b> .....	<b>21</b>
<b>2.1. Nueva planta fraccionadora de condensados</b> .....	<b>22</b>
<b>2.2. Configuración de una planta fraccionadora de hidrocarburos condensados estabilizados</b> .....	<b>25</b>
2.2.1. Unidad de destilación atmosférica.....	26
<b>2.3. Caracterización de la carga</b> .....	<b>29</b>
<b>2.4. Especificaciones de los productos petrolíferos</b> .....	<b>29</b>
2.4.1. Nafta (Amarga) .....	30
2.4.2 Turbosina (Amarga).....	31
2.4.3 Querosina (Amarga) .....	33
2.4.4 Gasóleo Ligero Primario o Atmosférico (GOLP) .....	33
2.4.5 Gasóleo Pesado (Crudo Reducido).....	34
<b>2.5. Variables de analisis de proceso</b> .....	<b>35</b>
2.5.1. Presión de operación en la torre fraccionadora .....	35
2.5.2. Gap/Overlap .....	36
2.5.3. Temperatura de alimentación a la zona flash de la torre .....	38
2.5.4. Overflash .....	39
2.5.5. Sistema de condensación .....	40
2.5.6. Extracciones de calor con base en la configuración de la torre fraccionadora.....	43
2.5.7. Vapor de agotamiento o medio de agotamiento .....	45
<b>CAPITULO 3. SÍNTESIS Y DISEÑO DE PROCESO</b> .....	<b>47</b>



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

<b>3.1. Metodología para la síntesis y diseño de proceso</b> .....	<b>49</b>
<b>3.2. Alimentación de hidrocarburos condensados estabilizados</b> .....	<b>52</b>
3.2.1. Modelo termodinámico del proceso utilizado para el diseño .....	52
3.2.2. Muestras reales .....	54
3.2.3. Caracterización del ensayo experimental: definición de la carga a la planta .....	59
3.2.4. Definición y ajuste de los pseudocomponentes .....	63
<b>3.3. Método corto de la torre fraccionadora: propuestas y selección del esquema de fraccionamiento</b> .....	<b>69</b>
3.3.1. Propuestas de esquemas de fraccionamiento .....	70
3.3.2. Especificaciones de corte para simulación .....	72
3.3.3. Primera propuesta (con obtención de turbosina) .....	73
3.3.4 Segunda propuesta (sin obtención de turbosina).....	88
3.3.5 Selección de la propuesta .....	97
<b>3.4 Propuestas de diseño riguroso de la torre atmosférica</b> .....	<b>98</b>
<b>3.5 Diseño riguroso de la torre fraccionadora: propuesta con vapor de agotamiento</b> .....	<b>99</b>
3.5.1 Caso base.....	99
3.5.2 Metas en el diseño de la torre atmosférica con vapor de agotamiento.....	103
3.5.3 Análisis de sensibilidad del overflash en función de la temperatura de alimentación a la zona flash .....	104
3.5.4 Análisis de sensibilidad para el plato de extracción lateral de gasóleo ligero primario y plato de retorno de ligeros.....	105
3.5.5 Reflujo circulante intermedio con remoción de calor.....	106
3.5.6 Analisis de sensibilidad en el vapor de agotamiento .....	112
3.5.7 Resultados del diseño riguroso de la torre: propuesta con vapor de agotamiento .....	114
<b>3.6 Diseño riguroso de la torre fraccionadora: propuesta sin vapor de agotamiento</b> .....	<b>116</b>
3.6.1 Caso base.....	116
3.6.2 Metas en el diseño de la torre atmosférica sin vapor de agotamiento.....	118
3.6.3 Análisis de sensibilidad del overflash en función de la temperatura de alimentación a la zona flash .....	119
3.6.4 Análisis de sensibilidad para el plato de extracción lateral de gasóleo ligero y plato de retorno de ligeros.....	121
3.6.5 Reflujo circulante intermedio con remoción de calor.....	122
3.6.6 Analisis de sensibilidad en la carga térmica del rehervidor del agotador lateral de gasóleo ligero .....	127
3.6.7 Propuesta final del método riguroso de la torre sin vapor de agotamiento.....	128
<b>3.7 Selección de la propuesta de diseño riguroso</b> .....	<b>130</b>



---

<b>3.8 Mejora de la propuesta diseño riguroso de la torre atmosférica con vapor de agotamiento</b> .....	<b>133</b>
3.8.1 Analisis de sensibilidad del comportamiento de la fase a presión atmosférica .....	134
3.8.2 Analisis de sensibilidad de la presión y temperatura en la corriente de condensados de carga a la planta .....	135
3.8.3. Analisis de la fracción de hidrocarburos vaporizados en la corriente de carga a la planta .....	137
3.8.4 Analisis de sensibilidad de la temperatura de alimentación a la zona flash con la reducción de la carga .....	138
3.8.5 Analisis de sensibilidad del plato optimo de alimentación de los hidrocarburos ligeros en fase vapor del tanque flash .....	140
<b>3.9 Red de intercambio térmico en la planta fraccionadora</b> .....	<b>142</b>
3.9.1 Analisis Pinch .....	143
3.9.2 Diseño de la red de calor sobre el punto pinch: método de malla .....	145
3.9.3 Recirculación de gásoleo pesado (crudo reducido) .....	150
3.9.4 Propuesta de red de intercambio térmico: aplicación de reglas heurísticas .....	152
3.9.5 Selección de la propuesta .....	159
<b>3.10 Equipo de bombeo</b> .....	<b>161</b>
<b>3.11 Servicios auxiliares</b> .....	<b>162</b>
<b>CAPITULO 4. DISEÑO CONCEPTUAL DE LA PLANTA FRACCIONADORA</b> .....	<b>163</b>
<b>4.1 Bases conceptuales de diseño de proceso</b> .....	<b>164</b>
4.1.1 Función de la planta .....	164
4.1.2 Tipo de proceso .....	164
4.1.3 Capacidad de la planta.....	164
4.1.4 Factor de servicio .....	164
4.1.5 Flexibilidad de la planta .....	165
4.1.6 Condiciones y especificaciones de la alimentación a la planta fraccionadora.....	165
4.1.7 Condiciones y especificaciones de los productos de la planta fraccionadora .....	167
4.1.8 Condiciones de servicios auxiliares.....	169
<b>4.2 Descripción del proceso</b> .....	<b>171</b>
<b>4.3 Diagrama de flujo de proceso</b> .....	<b>173</b>
<b>4.4 Balance de materia y energía</b> .....	<b>175</b>
<b>4.5 Lista de equipos</b> .....	<b>186</b>
<b>4.6 Hojas de datos de equipo</b> .....	<b>187</b>
<b>4.7 Servicios auxiliares</b> .....	<b>209</b>
<b>CONCLUSIONES</b> .....	<b>213</b>

---



**Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México**

---

<b>UNIDADES.....</b>	<b>215</b>
<b>GLOSARIO .....</b>	<b>217</b>
<b>ANEXO 1 .....</b>	<b>219</b>
<b>ANEXO 2.....</b>	<b>225</b>
<b>BIBLIOGRAFÍA.....</b>	<b>239</b>





## **OBJETIVO GENERAL**

Desarrollar una propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de hidrocarburos condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México.

## **OBJETIVOS PARTICULARES**

1. Dar un panorama actual de los hidrocarburos en México y los procesos típicos que se desarrollan dentro de un centro procesador de gas natural.
2. Justificar el planteamiento del diseño de la planta fraccionadora de hidrocarburos condensados estabilizados.
3. Plantear, evaluar y seleccionar las mejores condiciones de diseño de la planta fraccionadora de hidrocarburos condensados estabilizados para una capacidad de diseño de 18000 BPD.
4. Desarrollar la ingeniería conceptual de la planta mediante la realización de los documentos claves de la Ingeniería de Proceso, los cuales se mencionan a continuación:
  - Bases conceptuales de diseño de proceso
  - Diagrama de Flujo de Proceso
  - Balance de Materia y Energía
  - Lista de Equipo
  - Hojas de datos de equipos
  - Requerimientos de Servicios Auxiliares



## **INTRODUCCIÓN**

El presente trabajo de tesis contiene cuatro capítulos. El primero relata el panorama actual de los hidrocarburos en México, el potencial de reservas y producción de hidrocarburos y gas natural en el país, por último menciona las características de los centros procesadores de gas natural en México, la infraestructura de procesamiento con la que cuenta el país y los productos que se obtienen.

El capítulo dos menciona la necesidad de ampliar la infraestructura debido a que, en la región noreste de México, los centros de procesamiento de gas natural no aprovechan sus subproductos, como es el caso de los hidrocarburos condensados estabilizados, por lo que se plantea el diseño conceptual de la planta fraccionadora de hidrocarburos condensados y menciona los petrolíferos posibles a obtener como productos de mayor valor agregado.

El capítulo tres justifica las etapas de proceso, desde la selección y caracterización de la alimentación, la propuesta de diseño de la torre por el método corto, así como la propuesta de diseño de método riguroso y la respectiva selección de cada método, así como el diseño de la red de intercambio térmico, el planteamiento de equipo de bombeo en la planta y definir los servicios auxiliares de la planta

Finalmente, el capítulo cuatro presenta el paquete de ingeniería conceptual donde se presentan los siguientes documentos de ingeniería:

- Bases conceptuales de Diseño de Proceso
- Diagrama de Flujo de Proceso
- Balance de Materia y Energía
- Lista de Equipo
- Hojas de datos de equipos
- Requerimientos de Servicios Auxiliares



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

### ANTECEDENTES

Con el descubrimiento en 1945 del yacimiento Misión en el norte del país se da en cierta forma inicio a la historia del gas natural y condensados asociados en México.

Tabla 1 . Orden cronológico de los antecedentes de producción y procesamiento de gas natural y condensados (Marquéz, 1990) (PEMEX GAS Y PETROQUÍMICA BÁSICA, 2015)

Periodo	Suceso en México
1950	Se inicia la construcción de diferentes plantas en los Complejos de Poza Rica y Reynosa
1952	A fines de este año las reservas totales de hidrocarburos alcanzaban la cifra de 2 240 millones de barriles (MMB), 40 por ciento de las cuales correspondían al gas natural.
1958	Iniciaron las exportaciones a Estados Unidos / Se construye la primera planta de absorción en el Complejo Ciudad Pemex en Tabasco.
1963	Se inicia la construcción y operación de otra planta de absorción en el Complejo la Venta.
1964	A fines de dicho año, estas se elevaron a 5 227 MMB Y la participación en ellas de las reservas de gas natural se estimaban en 44 por ciento.
1968	Las exportaciones llegaron a 118 MMPCD para ese entonces.
1970	La participación relativa del gas natural en energéticos era de 32.6%, participación que superaba con mucho lo acontecido en otros países de América Latina e incluso EU. La producción de gas natural se elevaba a 1 822 MMPCD y las reservas probadas de gas natural eran estimadas en 2 280 MMB, que representaban el 41% de las reservas probadas de hidrocarburos totales.
1972	inician su operación las plantas criogénicas en el Complejo la Venta y en Pajaritos, Ver.
1975	Las reservas de gas natural a fines de 1975 solo aumentaron un poco más de 4%, por lo que la relación reservas-producción descendió a 15 años, mientras en 1970 era de 17 años.
1976	En lo que a la distribución territorial de las reservas de gas respecta, según las estimaciones de fines de 1976, la mayor parte se encontraba localizada en la Zona Norte (40.8 por ciento) y en la Zona Sur (40.5 por ciento).
1977	En julio de dicho año se anuncia la intención de exportar 2 000 MMPCD de gas a Estados Unidos/ Inicia su operación la planta criogénica en el Complejo Poza Rica.
1979	Se ponen en operación las tres plantas criogénicas modulares en el Complejo Cactus en Chiapas.
1980	Las exportaciones de gas natural a Estados Unidos solo se iniciaron en 1980, con el envío de casi 300 MMPCD,
1981	Inician operación las plantas endulzadoras de gas y recuperadoras de azufre 1 y 2 en Ciudad Pemex, Tabasco.



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

1982	Las directrices de la política económica y social adoptada y los lineamientos estratégicos del Plan Nacional de Desarrollo, para el sector energético, determinaron tres grandes ejes de la política energética para el sexenio 1982-1988: aumento de la productividad, ahorro energético y diversificación de las fuentes.
1985	Inician su operación la planta criogénica y la fraccionadora de hidrocarburos en la Cangrejera, en Coatzacoalcos, Veracruz.
1987	En términos absolutos este descenso significó que la producción de gas natural pasara de 4 236.3 MMPCD obtenidos en 1982 a 3 498.4 MMPCD en 1987.
1988	Entran en operación las plantas criogénicas 1 y 2 en el Complejo Nuevo Pemex, en Estancia Vieja, Tabasco.
1990	inicia la operación de la planta fraccionadora de hidrocarburos en Morelos, perteneciente al Complejo Área Coatzacoalcos.
1992	inicia su operación la planta criogénica modular en el Complejo Matapionche en Cotaxtla, Veracruz.
1997	El proyecto Burgos, inició como un proyecto de desarrollo de campos, con el fin de contribuir a satisfacer la creciente demanda nacional de gas natural. / Se construye la planta criogénica 1 en el Complejo Cactus
1998	Inicia su operación la planta criogénica 3 en el Complejo Nuevo Pemex, Tabasco
1999	inicia su operación la planta criogénica 2, la más moderna en el Complejo Ciudad Pemex, Tabasco.
2004	En el CPG Burgos en Reynosa, Tamaulipas, se puso en operación las plantas criogénicas 1 y 2, con capacidad de 200 MMPCD de gas húmedo dulce cada una
2006	En el CPG Burgos se puso en operación las plantas criogénicas 3 y 4 con capacidad de 200 MMPCD de gas húmedo dulce cada una.
2008	En el CPG Burgos se puso en operación las plantas criogénicas 5 y 6 con capacidad de 200 MMPCD de gas húmedo dulce cada una/ En el CPG de Cd. Pemex inició operaciones la planta de Eliminación de Nitrógeno (NRU)
2011	En 2011, se procesaron en promedio 4,527 MMPCD de gas húmedo, cantidad 1.2% mayor que la del año anterior. Del total procesado, 76.1% correspondió a gas húmedo amargo (3,445 MMPCD) y 23.9% a gas húmedo dulce (1,082 MMPCD).
2012	En cuanto a los proyectos de ampliación y confiabilidad operativa de los CPG, en Poza Rica se contempla modernizar las instalaciones actuales, incorporando nuevas tecnologías a las plantas existentes: endulzadora de gas, recuperadora de licuables, servicios auxiliares, infraestructura complementaria y fraccionamiento. Al cierre del primer trimestre de 2012, el avance de la modernización fue de 83.6%
2016	En el CPG Burgos en Reynosa, se aprueba la ampliación de la infraestructura, con una nueva planta fraccionadora hidrocarburos condensados que tendrá una capacidad de procesamiento 18000 BPD

# **CAPITULO 1.**

# **GENERALIDADES**





## 1.1. PANORAMA ACTUAL DE LOS HIDROCARBUROS EN MÉXICO

En México, Petróleos Mexicanos (PEMEX) hasta antes de la reforma energética en 2013 se encargaba de desarrollar nuevos campos para la explotación de petróleo y gas para incorporar reservas de hidrocarburos principalmente de crudo y gas, las cuales permitían cubrir las necesidades de consumo del mercado nacional y las exportaciones en el mercado internacional.

Dadas las nuevas condiciones del mercado, PEMEX está replanteando su estrategia utilizando todas las figuras previstas por la Reforma Energética para concretar alianzas que le permitirán diversificar sus riesgos y apoyar sus programas de inversión, con objeto de aumentar la producción y la productividad de sus operaciones, incorporar nuevas reservas, implementar tecnologías para campos complejos, diversificar sus fuentes de financiamiento y mejorar los términos fiscales de la empresa (Petróleos Mexicanos, 2017).

### 1.1.1. RESERVAS DE HIDROCARBUROS Y GAS

Acorde a las actividades de 2017, según las cifras reportadas por PEMEX al 01 de enero de 2018 las reservas ascendieron:

- 6427 millones de barriles de petróleo crudo, condensados y líquidos de plantas (MMB).
- 6593 mil millones de pies cúbicos (MMMPC)
- 9330 mil millones de pies cúbicos (MMMPC)

Tabla 1. 1. Reservas probadas de PEMEX, al 01 de enero de 2018<sup>1</sup> (Petróleos Mexicanos, 2018)

	Reservas Remanentes de Hidrocarburos					Reservas Remanentes de Gas	
	Total MMBPCE	Crudo MMB	Condensados MMB	Líquidos de plantas 2/MMB	Gas Seco 3/MMBPC	Gas Natural MMMPC	Gas Seco MMMPC
Probadas	7695	5807	67	554	1268	9330	6593
Aguas Profundas	64	0	1	0	62	362	323
Aguas Someras	5282	4452	43	301	485	4145	2547
Campos terrestres	2349	1354	22	253	720	4823	3746

1/Información preliminar sujeta a la dictaminación de la CNH.

2/Líquidos del gas obtenidos en plantas de proceso.

3/El líquido obtenido supone un poder calorífico equivalente al crudo maya y una mezcla promedio de gas seco obtenida de Cactus, Ciudad Pemex y Nuevo Pemex.

Nota: Todas las unidades de volumen se expresan a condiciones estándar, 15.6°C y 14.7 lb/in<sup>2</sup> abs.



### **1.1.2. PRODUCCIÓN DE HIDROCARBUROS Y GAS**

En 2017, la producción de petróleo crudo fue de 1948 miles de barriles diarios (MBD). Por tipo de crudo se produjeron:

- 1049 MBD de crudo pesado
- 689 MBD de crudo ligero
- 210 MBD de crudo superligero

Así mismo la producción de gas natural 5,068 millones de pies cúbicos diarios (MMPCD) de los cuales se obtuvieron:

- 4196 MMPCD fueron de gas hidrocarburo (metano + trazas de otros hidrocarburos)
- 863 MMPCD de nitrógeno
- 9 MMPCD de CO<sub>2</sub>

De los 4196 MMPCD de gas hidrocarburo el 24% provienen de gas no asociado (se encuentra de forma libre en el yacimiento) y el 76% restante provienen de gas asociado (se encuentra disuelto en hidrocarburos).

Cabe mencionar que la producción total de hidrocarburos condensados en los que se encuentra disuelto el gas asociado ronda los 28 MBD (Petróleos Mexicanos, 2018).

### **1.2. CENTRO PROCESADOR DE GAS NATURAL (CPG) Y CONDENSADOS ASOCIADOS**

El procesamiento del gas natural implica una serie de procesos industriales en los que el hidrocarburo extraído del subsuelo es sometido a cambios de presión y temperatura mediante diferentes plantas.

El papel principal de un centro procesador de gas natural es procesar gas asociado y sus condensados, así como gas no asociado para producir gas natural comprimido y/o licuado e hidrocarburos líquidos de alta calidad.

Se presenta un esquema típico de procesamiento de gas natural en la figura 1.1, que contiene las unidades de proceso más comunes a nivel internacional. Cabe mencionar que no se conoce ninguna planta que tenga todos los pasos de proceso que se presentan en dicho esquema. Algunos de los procesos menos comunes se deben a la composición y las condiciones del gas de alimentación, así como las especificaciones requeridas en los productos.





## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

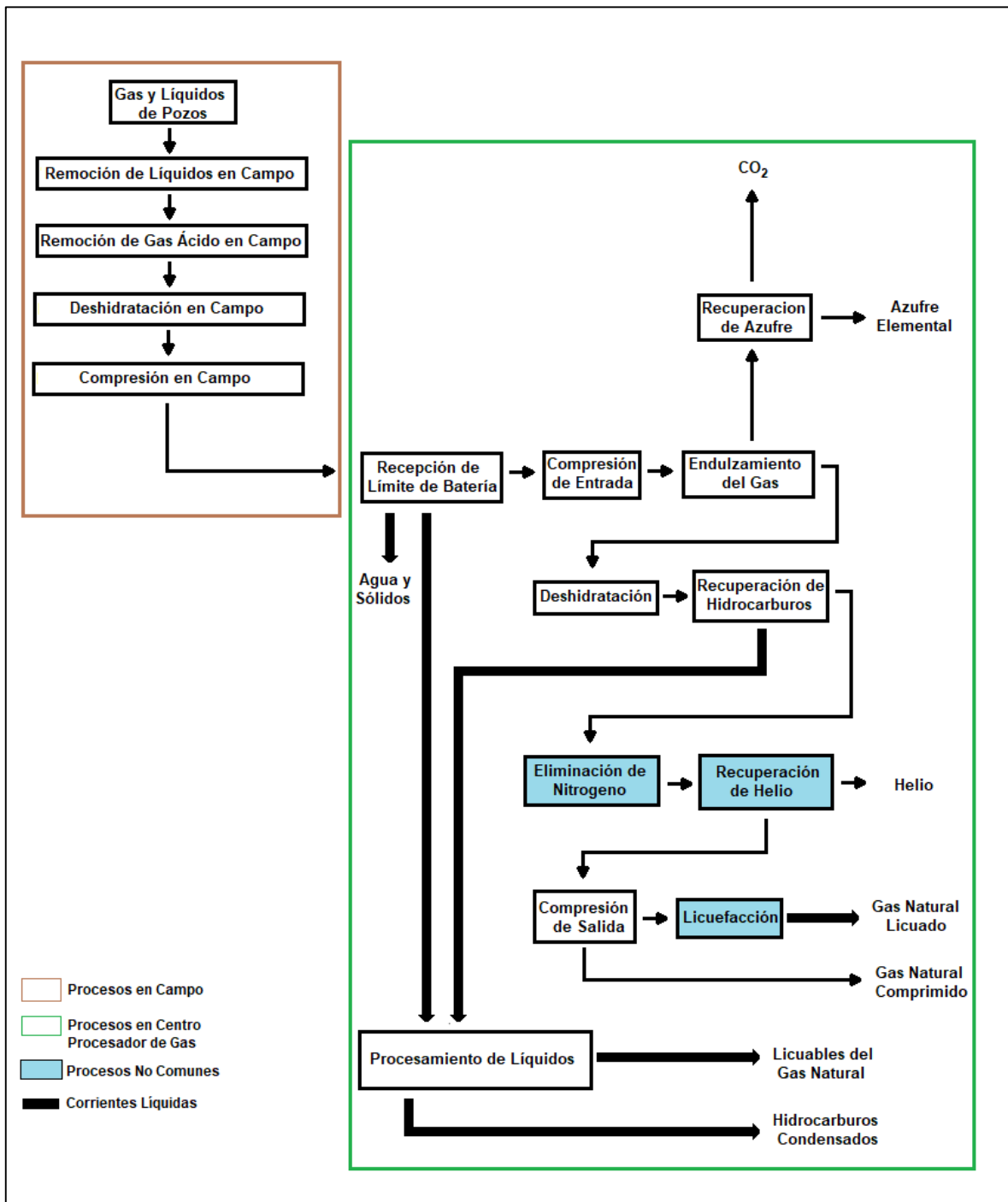


Figura 1. 1. Esquema típico de un centro procesador de gas natural y condensados asociados (Kidnay & Parrish, 2007)



### 1.2.1. ESQUEMA DE PROCESAMIENTO DE GAS NATURAL Y CONDENSADOS ASOCIADOS EN MÉXICO

Algunos de los procesos más comunes que integran los centros procesadores de gas natural en México se muestran en la figura 1.2.

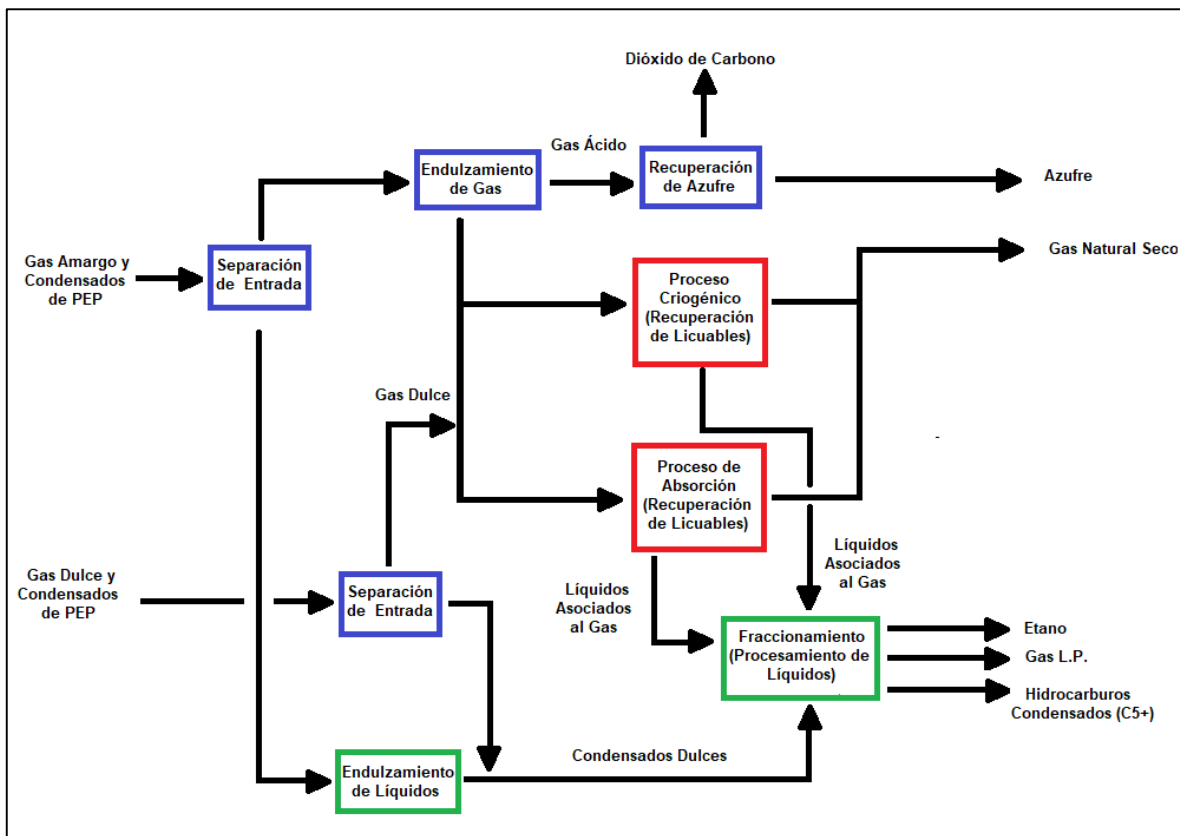


Figura 1. 2. Esquema típico de procesamiento de gas natural y condensados asociados en México (PEMEX GAS Y PETROQUÍMICA BÁSICA, 2006)

Actualmente, PEMEX es la única empresa que cuenta con centros procesadores de gas natural en el país.

Sus principales centros de procesamiento de gas y condensados se especializan en tratar los hidrocarburos mencionados, los cuales son recuperados de pozos por PEMEX Exploración y Producción y se dividen en dos tipos:

- Gas y Condensados Amargos
- Gas y Condensados Dulces

A continuación, se presenta una breve explicación de los procesos que se presentan en la figura 1.2.



### Endulzamiento de Gas Amargo

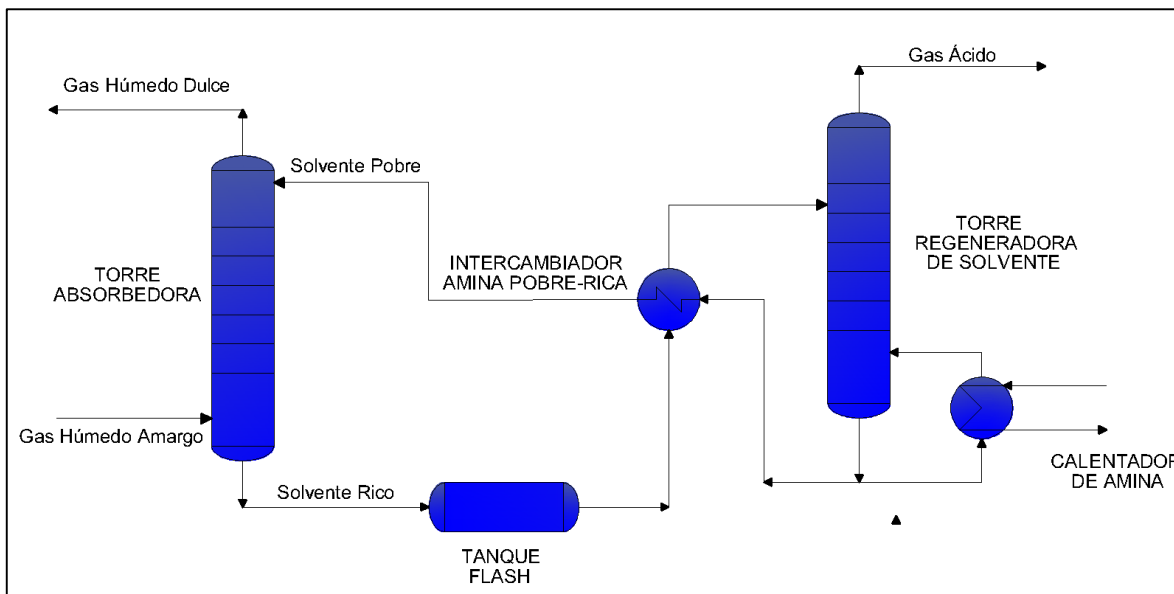


Figura 1. 3. Proceso de Endulzamiento de Gas Amargo (PEMEX GAS Y PETROQUÍMICA BÁSICA, 2006)

El gas húmedo amargo es enviado por PEMEX Exploración y Producción de los pozos productores como en la Figura 1.2. Generalmente al primer proceso al que se envía el gas, es a endulzamiento, como el que se muestra en la Figura 1.3.

El proceso consiste en remover los contaminantes,  $H_2S$  (Sulfuro de Hidrogeno),  $CO_2$  (dióxido de carbono) entre otros compuestos azufrados. Este lleva acabo la absorción selectiva de los contaminantes, a base de un solvente pobre o puro (Amina + Agua), posteriormente, dicho solvente rico en contaminantes es regenerado en una torre regeneradora, para regresar a la torre absorbedora y cumplir un circuito cerrado. Adicionalmente se obtiene una corriente compuesta por los contaminantes ya mencionados, la cual se llama gas ácido, producto secundario que sirve para la carga en el proceso para la recuperación de azufre.

### Endulzamiento de Condensado Amargo

Los condensados amargos son enviados de los pozos productores. Los cuales también se envían a endulzamiento.

El proceso de endulzamiento de condensado amargo consiste en remover los contaminantes ya mencionados, de una corriente líquida de condensado amargo. El condensado sin contaminantes se denomina condensado dulce, el cual es el producto principal que sirve para la carga a las fraccionadoras. Aquí también se obtiene como subproducto el gas ácido, el cual también sirve para la carga en el proceso para la recuperación de azufre.



### Recuperación de Azufre Elemental Líquido

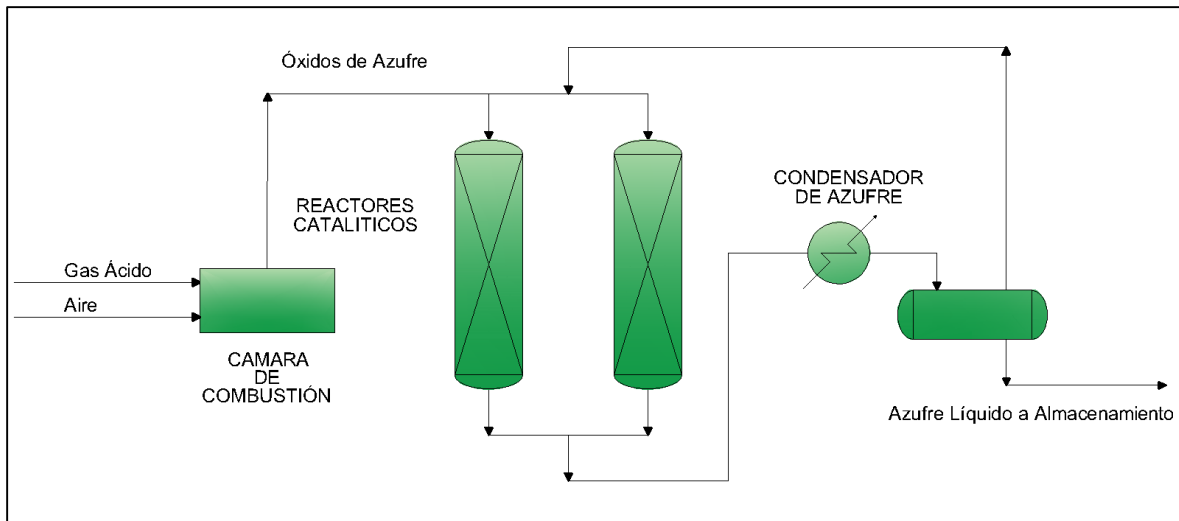


Figura 1. 4. Proceso de recuperación de azufre elemental (PEMEX GAS Y PETROQUÍMICA BÁSICA, 2006)

El gas ácido ( $H_2S$  sulfuro de hidrogeno +  $CO_2$  dióxido de carbono), proveniente de los procesos de endulzamiento como se muestra en la figura 1.2, entra a un reactor térmico (cámara de combustión) donde se hace reaccionar con aire para generar los óxidos de azufre y agua (figura 1.4) para posteriormente pasar a dos reactores catalíticos, donde finalmente se logra la conversión en azufre elemental. El azufre elemental se almacena, transporta y entrega en estado líquido.

### Proceso Criogénico (Recuperación de Licuables y Obtención de Gas Natural)

El proceso criogénico que se muestra en la figura 1.5, recibe gas dulce húmedo de las plantas endulzadoras de gas y en algunos casos directamente de los campos productores suministrado por PEP como se muestra en la figura 1.2.

El cual entra a una sección de deshidratado, donde se remueve el agua casi en su totalidad, para evitar la formación de sólidos conocidos como hidratos.

Posteriormente es enfriado por corrientes frías del proceso y por ciclos de refrigeración externos. Mediante el enfriamiento y la alta presión del gas es posible la condensación de los hidrocarburos licuables (etano, propano, butano, etc.), los cuales son separados y enviados a rectificación en la torre desmetanizadora. El gas obtenido en la separación pasa a un turboexpansor, donde se provoca una diferencial de presión (expansión) súbita, enfriando aún más esta corriente, la cual se alimenta en la parte superior de la torre desmetanizadora.

El producto principal de esta planta es el gas residual (gas natural, básicamente metano, listo para su comercialización), el cual es inyectado al Sistema Nacional de Ductos para su distribución.



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

No menos importante es el producto denominado líquidos del gas natural, los cuales forman una corriente en estado líquido constituida por hidrocarburos licuables, esta corriente constituye una parte de la carga de las plantas fraccionadoras, junto con los condensados dulces.

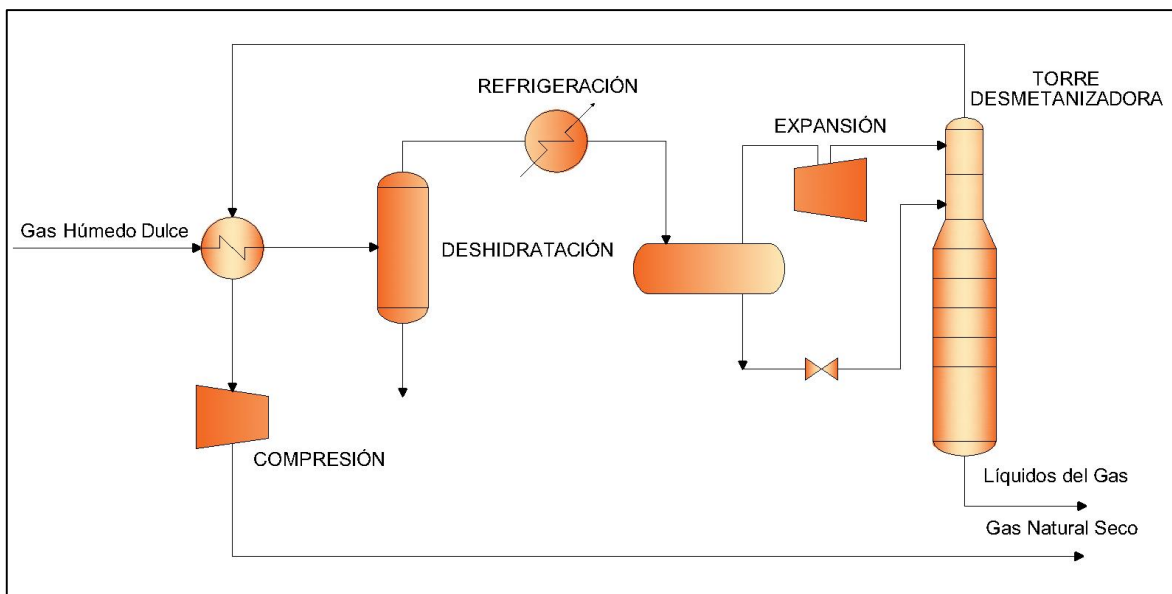


Figura 1. 5. Proceso Criogénico (recuperación de licuables y obtención de gas natural) (PEMEX GAS Y PETROQUÍMICA BÁSICA, 2006)

### Proceso de Absorción (Recuperación de Licuables y Obtención de Gas Natural)

La absorción de licuables se realiza en un tren de absorbedores como se muestra en la figura 1.6, utilizando un aceite absorbente de elevado peso molecular, el cual después de la sección de absorción donde se obtiene el gas natural, pasa a un reabsorbedor donde se produce gas combustible por la parte superior y el aceite con los líquidos absorbidos por la parte inferior.

Posteriormente pasan a una sección de vaporización y finalmente a la sección de destilación donde se separan los hidrocarburos ligeros obteniéndose al final una corriente líquida de etano más pesados, similar a las de las plantas criogénicas, la cual pasa a la sección de fraccionamiento.

Por el fondo de la torre de destilación se obtiene el aceite absorbente pobre, que pasa a un proceso de deshidratación para retornar nuevamente a las torres absorbedora y reabsorbedor para continuar con el proceso de absorción.

Uno de los productos principales de esta planta es el Gas natural seco (Gas natural, básicamente metano, listo para su comercialización) el cual es inyectado al Sistema Nacional de Ductos para su distribución.



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

Del mismo modo que se recuperan los licuables (etano, propano, butano más C<sub>5</sub>+) del gas natural en el proceso criogénico en el proceso de absorción ocurre algo similar, dicha corriente constituye parte de la carga a las plantas fraccionadoras.

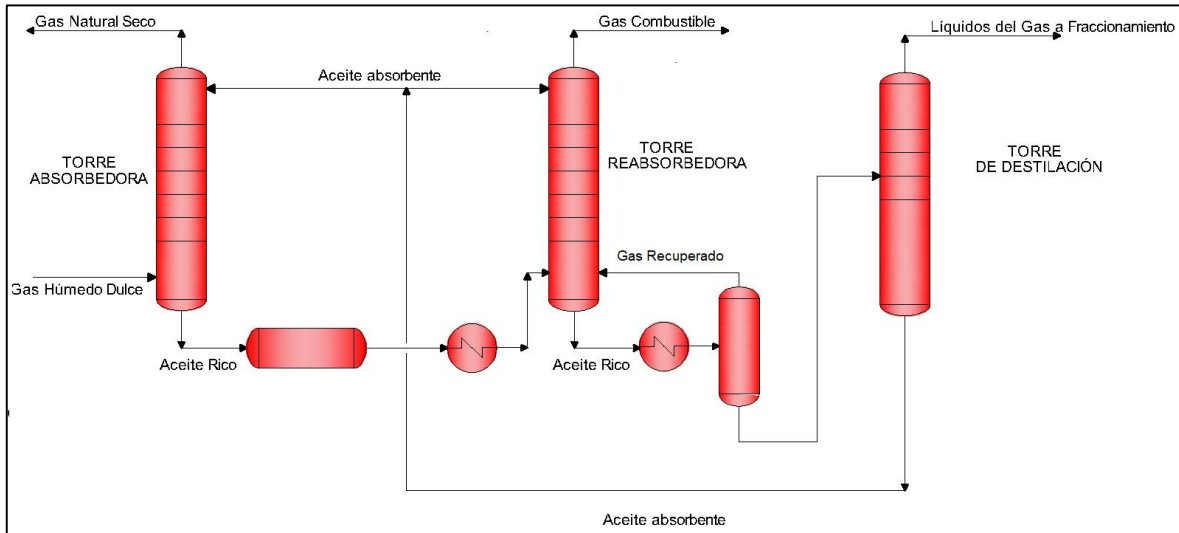


Figura 1. 6. Proceso de Absorción (Recuperación de licuables y obtención de gas natural) (PEMEX GAS Y PETROQUÍMICA BÁSICA, 2006)

### Fraccionamiento de Licuables Asociados al Gas Natural

El proceso de fraccionamiento recibe líquidos del gas del proceso criogénico, del proceso de absorción y condensados dulces, que pueden provenir de las plantas endulzadoras de líquidos o directamente de los campos productores como se muestra en la figura 1.2.

Consiste en varias etapas de separación que se logran a través de la destilación. Con lo anterior se logra la separación de cada uno de los productos, como se muestra en la figura 1.7.

En la primera columna se separa el etano, en la segunda el gas licuado (propano y butano), de los hidrocarburos condensados y en caso necesario, en la columna despropanizadora se puede separar también el propano y butano. El etano se comercializa con Pemex Petroquímica como carga de las plantas de etileno, el gas licuado se almacena y distribuye para su consumo nacional y los hidrocarburos condensados estabilizados se comercializa con Pemex Refinación, además de su exportación.



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

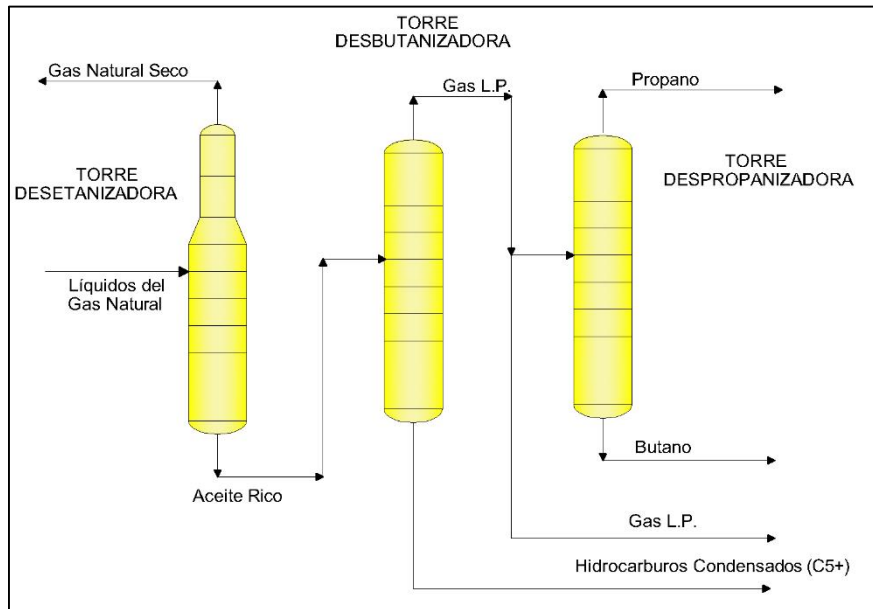


Figura 1. 7. Proceso de Fraccionamiento de los líquidos retirados del gas natural (PEMEX GAS Y PETROQUÍMICA BÁSICA, 2006)

### 1.2.2. CENTROS PROCESADORES DE GAS NATURAL EN MÉXICO, CAPACIDAD INSTALADA Y PRODUCTOS

A la fecha PEMEX tiene en operación 9 Centros Procesadores de Gas Natural (CPG), situados siete de ellos en la región Sur-Sureste y dos de ellos en la región Noreste. como se muestra en la figura 1.8 y se enlistan a continuación:

- A) Burgos
- B) Arenque
- C) Poza Rica
- D) Matapionche
- E) Área Coatzacoalcos
- F) La Venta
- G) Nuevo Pemex
- H) Cactus
- I) Ciudad Pemex

La infraestructura con la que se cuenta es la siguiente:



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

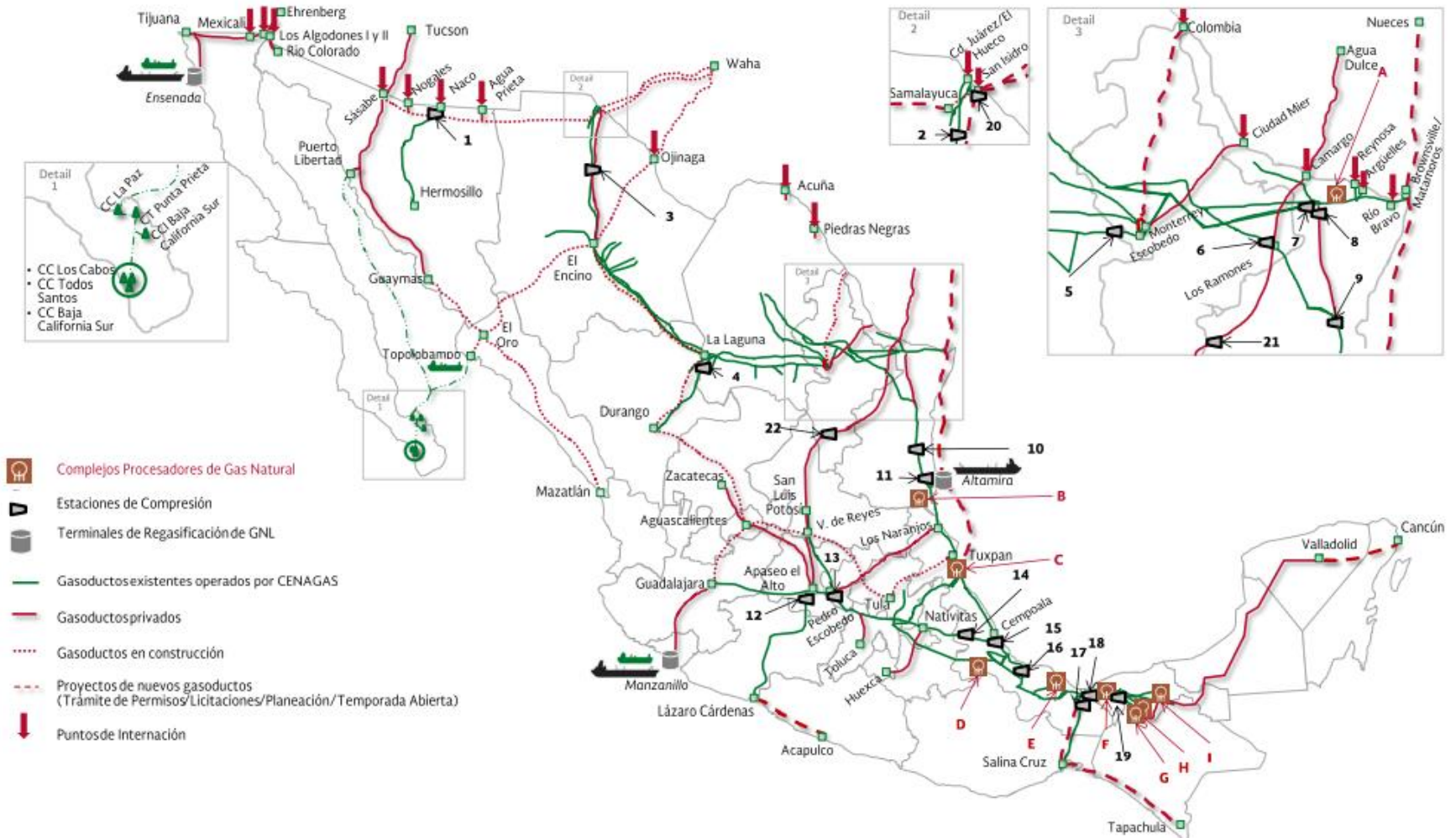


Figura 1. 8. Infraestructura del Gas Natural en México (Secretaría de Energía de México, 2017)





## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

### **A) Burgos en Reynosa, Tamaulipas**

Tabla 1. 2 Capacidad Instalada, plantas de proceso CPG Burgos (PEMEX GAS Y PETROQUÍMICA BÁSICA, 2015)

Planta de Proceso	Cantidad	Capacidad
Criogénico	6	1200 MMPCD
Fraccionamiento	3	18000 BPD

Productos obtenidos: gas natural seco, gas licuado e hidrocarburos condensados estabilizados (C<sub>5+</sub>).



Figura 1. 9. CPG Burgos (PEMEX GAS Y PETROQUÍMICA BÁSICA, 2015)

### **B) Arenque en región Tampico-Cd. Madero, Tamaulipas**

Tabla 1. 3. Capacidad instalada, plantas de proceso CPG Arenque (PEMEX GAS Y PETROQUÍMICA BÁSICA, 2015)

Planta de Proceso	Cantidad	Capacidad
Endulzamiento de gas	1	34 MMPCD
Recuperación de azufre	1	13 TD
Criogénico	4	33 MMPCD

Productos obtenidos: gas natural seco, gas licuado, azufre líquido e hidrocarburos condensados estabilizados (C<sub>5+</sub>).



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México



Figura 1. 10. CPG Arenque (PEMEX GAS Y PETROQUÍMICA BÁSICA, 2015)

### **C) Poza Rica en Poza Rica, Veracruz**

Tabla 1. 4. Capacidad Instalada, plantas de proceso CPG Poza Rica (PEMEX GAS Y PETROQUÍMICA BÁSICA, 2015)

Planta de Proceso	Cantidad	Capacidad
Endulzamiento de gas	1	230 MMPCD
Recuperación de azufre	1	64 TD
Criogénico	1	290 MMPCD
Fraccionamiento	1	22MBD

Productos obtenidos: gas natural seco, gas licuado, hidrocarburos condensados estabilizados (C<sub>5+</sub>), azufre líquido y agua tratada.

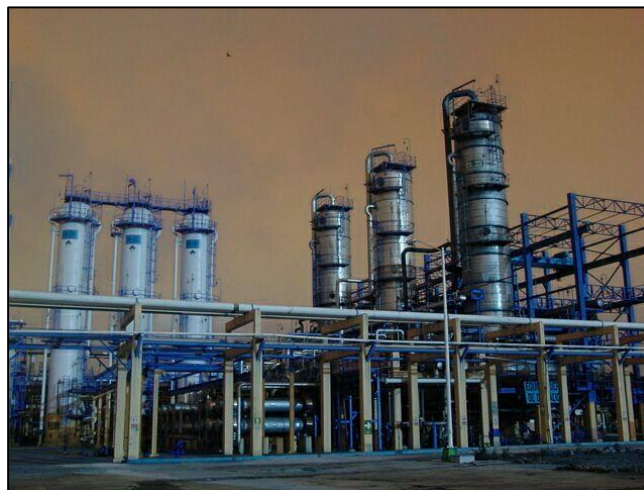


Figura 1. 11 CPG Poza Rica (PEMEX GAS Y PETROQUÍMICA BÁSICA, 2015)



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

### **D) Matapionche en Cotaxtla, Veracruz**

Tabla 1. 5. Capacidad Instalada, plantas de proceso CPG Matapionche (PEMEX GAS Y PETROQUÍMICA BÁSICA, 2015)

Planta de Proceso	Cantidad	Capacidad
Endulzamiento de gas	1	109 MMPCD
Recuperación de azufre	1	40 TD
Criogénico	1	125 MMPCD

Productos obtenidos: gas licuado, gas natural seco, hidrocarburos condensados estabilizados (C<sub>5+</sub>) y azufre líquido.



Figura 1. 12. CPG Matapionche (PEMEX GAS Y PETROQUÍMICA BÁSICA, 2015)

### **E) Área Coatzacoalcos (Morelos, Pajaritos y Cangrejera) en Coatzacoalcos, Veracruz**

Tabla 1. 6. Capacidad instalada, plantas de proceso CPG Área Coatzacoalcos (PEMEX GAS Y PETROQUÍMICA BÁSICA, 2015)

Planta de Proceso	Cantidad	Capacidad
Criogénico	1	222 MMPCD
Recuperación de azufre	1	10 TD
Fraccionamiento	1	217 MMPCD

Productos obtenidos: gas natural seco, propano, mezcla de butanos, gas licuado, hidrocarburos condensados estabilizados (C<sub>5+</sub>) y azufre líquido.



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México



Figura 1. 13. CPG Área Coatzacoalcos (PEMEX GAS Y PETROQUÍMICA BÁSICA, 2015)

### F) La venta en Huimanquillo, Tabasco

Tabla 1. 7. Capacidad Instalada, plantas de proceso CPG La Venta (PEMEX GAS Y PETROQUÍMICA BÁSICA, 2015)

Planta de Proceso	Cantidad	Capacidad
Criogénico	1	182 MMPCD

Productos obtenidos: gas natural seco, licuables del gas natural (etano, propano y butano) y crudo deshidratado.



Figura 1. 14. CPG La Venta (PEMEX GAS Y PETROQUÍMICA BÁSICA, 2015)



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

### **G) Nuevo Pemex en Villahermosa, Tabasco**

Tabla 1. 8. Capacidad instalada, plantas de proceso CPG Nuevo Pemex (PEMEX GAS Y PETROQUÍMICA BÁSICA, 2015)

Planta de Proceso	Cantidad	Capacidad
Endulzamiento de gas	2	800 MMPCD
Recuperación de azufre	2	800 TD
Endulzamiento de condensados	2	96 MBD
Criogénico	3	1500 MMPCD
Fraccionamiento	2	208 MBD

Productos obtenidos: gas natural seco, gas licuado, hidrocarburos condensados estabilizados (C<sub>5+</sub>) y azufre.



Figura 1. 15. CPG Nuevo Pemex (PEMEX GAS Y PETROQUÍMICA BÁSICA, 2015)

### **H) Cactus, en Región Tabasco-Chiapas, Chiapas**

Tabla 1. 9. Capacidad instalada, plantas de proceso CPG Cactus (PEMEX GAS Y PETROQUÍMICA BÁSICA, 2015)

Proceso	Cantidad	Capacidad
Endulzamiento de gas	10	1960 MMPCD
Recuperación de azufre	5	1513 TD
Criogénico	4	1275 MBD
Fraccionamiento	1	104 MMPCD
Endulzamiento de condensados	2	48 MBD



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

Productos obtenidos: gas licuado, gas natural seco, etano, hidrocarburos condensados estabilizados (C<sub>5</sub>+) y azufre líquido.



Figura 1. 16 CPG Cactus (PEMEX GAS Y PETROQUÍMICA BÁSICA, 2015)

### **I) Ciudad Pemex, en Ciudad Pemex, Tabasco**

Tabla 1. 10. Capacidad instalada, plantas de proceso CPG Ciudad Pemex (PEMEX GAS Y PETROQUÍMICA BÁSICA, 2015)

Proceso	Cantidad	Capacidad
Endulzamiento de gas	4	1290 MMPCD
Recuperación de azufre	2	816 TD
Criogénico	2	915 MBD
Eliminación de Nitrógeno	1	630 MMPCD

Productos obtenidos: gas licuado, gas natural seco, etano, hidrocarburos condensados estabilizados (C<sub>5</sub>+) y azufre líquido



**Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México**

---



*Figura 1. 17. CPG Ciudad Pemex (PEMEX GAS Y PETROQUÍMICA BÁSICA, 2015)*





**CAPITULO 2.**  
**PROPUESTA DE PLANTA**  
**FRACCIONADORA DE**  
**HIDROCARBUROS**  
**CONDENSADOS**



## 2.1. NUEVA PLANTA FRACCIONADORA DE CONDENSADOS

En los últimos años, en la región noreste de México en particular el área de Reynosa, Tamaulipas (figura 2.1), se ha consolidado como clave en el desarrollo del mercado del gas natural.

En la cuenca de Burgos ubicada en esta región, se encuentra la reserva de gas no asociado más importante del país.

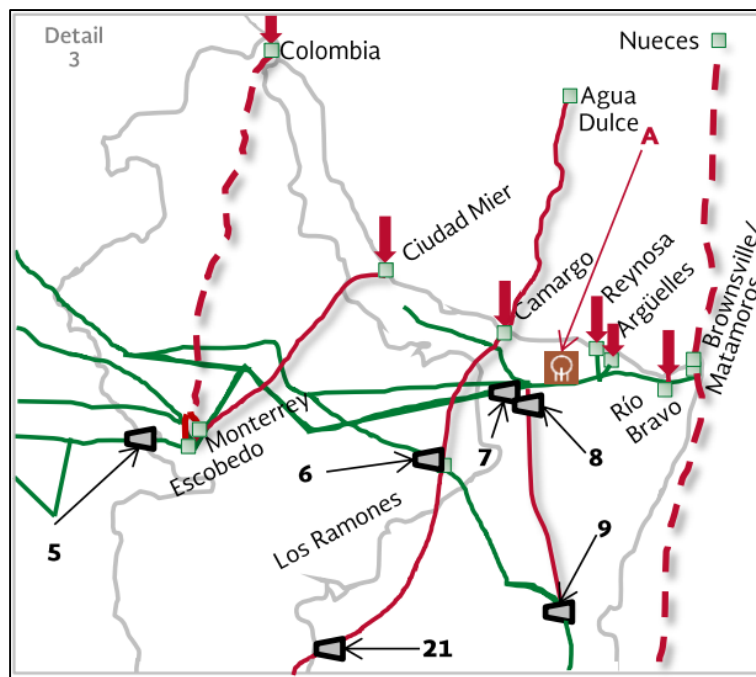


Figura 2. 1. Región Norte de México, zona estratégica para el mercado de gas natural (Secretaría de Energía de México, 2017).

Actualmente en esta zona se encuentran el centro procesador Burgos, perteneciente a PEMEX, el cual procesa gas natural e hidrocarburos condensados.

El centro procesador Burgos, cuenta con dos procesos principales, el proceso criogénico (figura 1.5) y el proceso de fraccionamiento de condensados dulces (figura 1.7).

El centro de procesamiento de gas natural y condensados, cuenta con 3 plantas fraccionadoras de condensados dulces No.1,3 y 4 una capacidad total de diseño de 18000 BPD, como se muestra en el esquema de procesamiento de la figura 2.2.

Además, el complejo cuenta con 6 plantas criogénicas con capacidad de procesar 1200 MMPCD para la recuperación de los líquidos que acompañan al gas húmedo dulce (considerado así por la mínima cantidad de azufre total que contiene), el cual además es libre de nitrógeno y dióxido de carbono.



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

Los productos que se obtienen en este centro procesador de gas se observan en la figura 2.2.

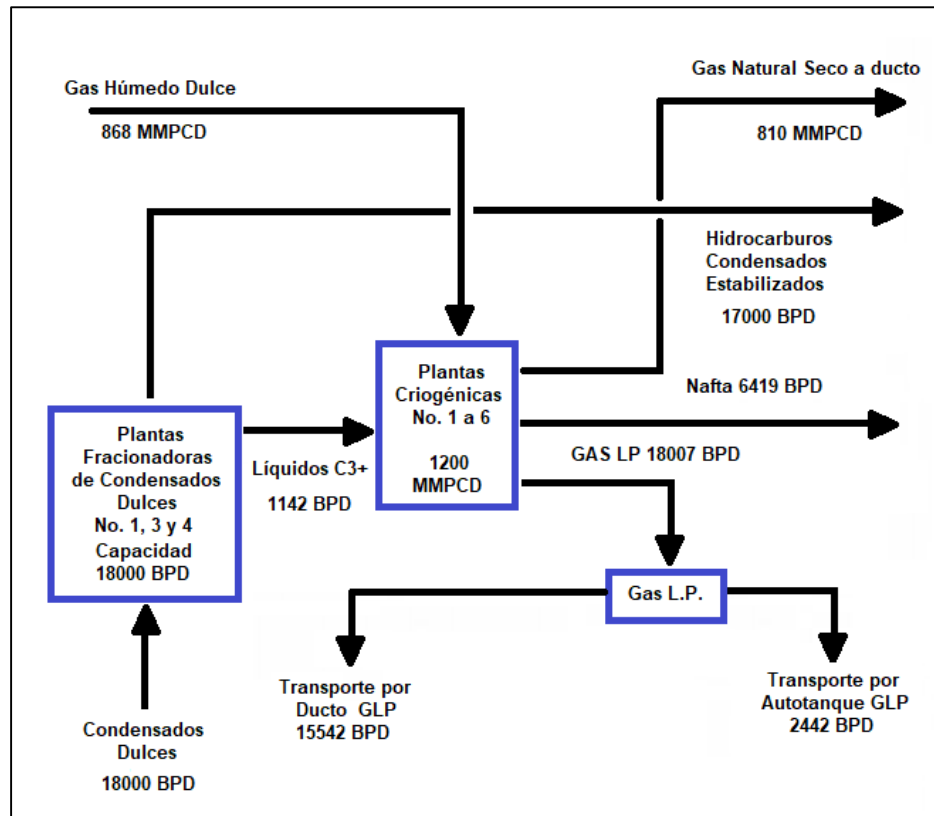


Figura 2. 2. Esquema de Procesamiento CPG Burgos (Secretaría de Energía de México, 2015)

En la figura 2.2 se observa que se producen los hidrocarburos condensados estabilizados y se venden como producto final, que se comercializa con un precio más bajo.

Como parte de la optimización de la capacidad productiva de procesamiento de gas natural, en el segundo semestre de 2016, la SENER otorgó a Pemex Transformación Industrial, la modificación del Título de Permiso SENER-CPG-002-2015, otorgado para el Centro Procesador de Gas (CPG) Burgos.

Esta modificación consistió para el desarrollo de nueva infraestructura para procesamiento de hidrocarburos condensados estabilizados, consiste en el diseño y construcción de una planta fraccionadora dentro del perímetro del CPG Burgos para obtener productos de mayor valor agregado, específicamente al transformar los hidrocarburos condensados estabilizados. Esta nueva planta tendrá una capacidad de 18,000 BPD, así como una inversión estimada de 120 millones de dólares. (Programa Sectorial de Energía 2013-2018, 2017).



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

Es necesario resaltar que la venta de los hidrocarburos recuperados proporciona una porción significativa de los ingresos de estas plantas (Kidnay & Parrish, 2007), y es por ello que se deben procesar para obtener productos de mayor valor agregado, el nuevo esquema de procesamiento del CPG Burgos se observa en la figura 2.3.

El proyecto que plantea PEMEX Transformación industrial es el desarrollo de todas las etapas de ingeniería, ingeniería conceptual, ingeniería de detalle, ingeniería de procura y construcción, arranque y entrega de la planta.

Dado que este es un trabajo de tesis, este debe tener límites, por lo que este trabajo solo contempla la etapa del desarrollo de la ingeniería conceptual y la justificación de esta.

Por lo anterior se planteó el objetivo principal de esta tesis, el “propuesta de diseño conceptual para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el norte de México”. Con la idea de incrementar la lista de productos de mayor valor agregado y de interés en el mercado.

El trabajo se limita a ser una propuesta técnica de ingeniería conceptual y no contempla análisis económico.

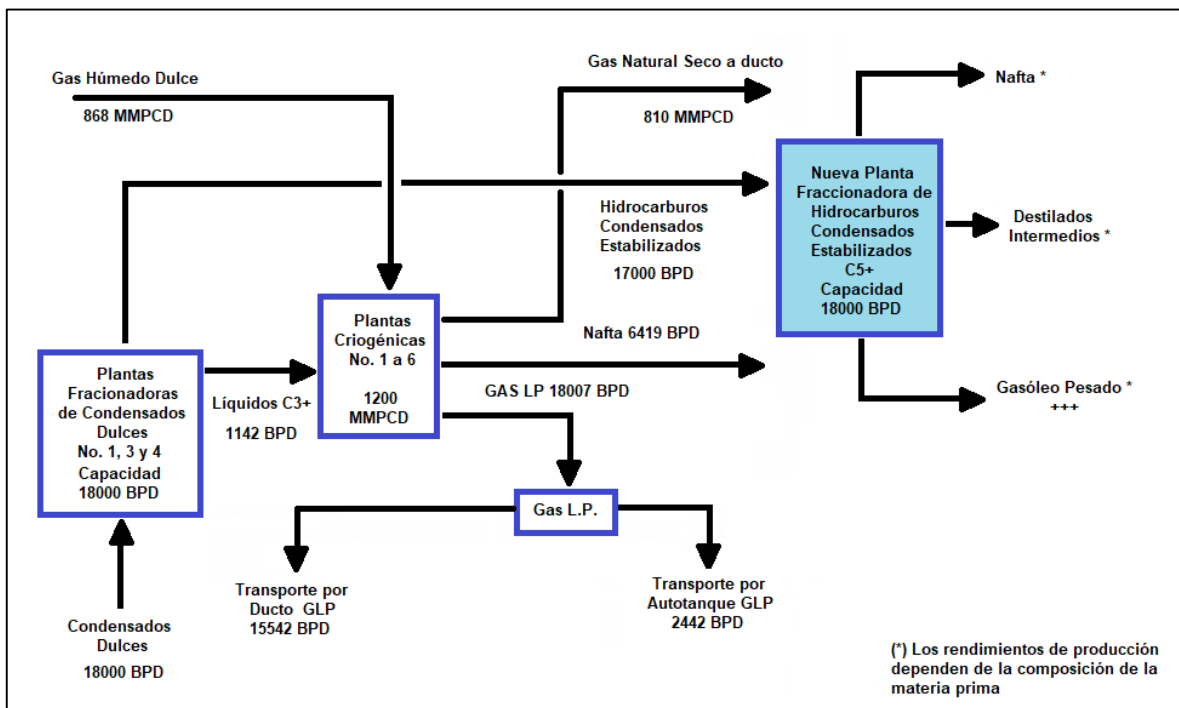


Figura 2. 3. Esquema de Procesamiento CPG Burgos con nueva planta fraccionadora de condensados estabilizados



## 2.2. CONFIGURACIÓN DE UNA PLANTA FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS CONDENSADOS ESTABILIZADOS

Un crudo convencional es fraccionado en unidades de destilación combinada (atmosférica y vacío), como primer proceso en cualquier refinería del mundo. Los productos típicos que se obtienen son (figura 2.4):

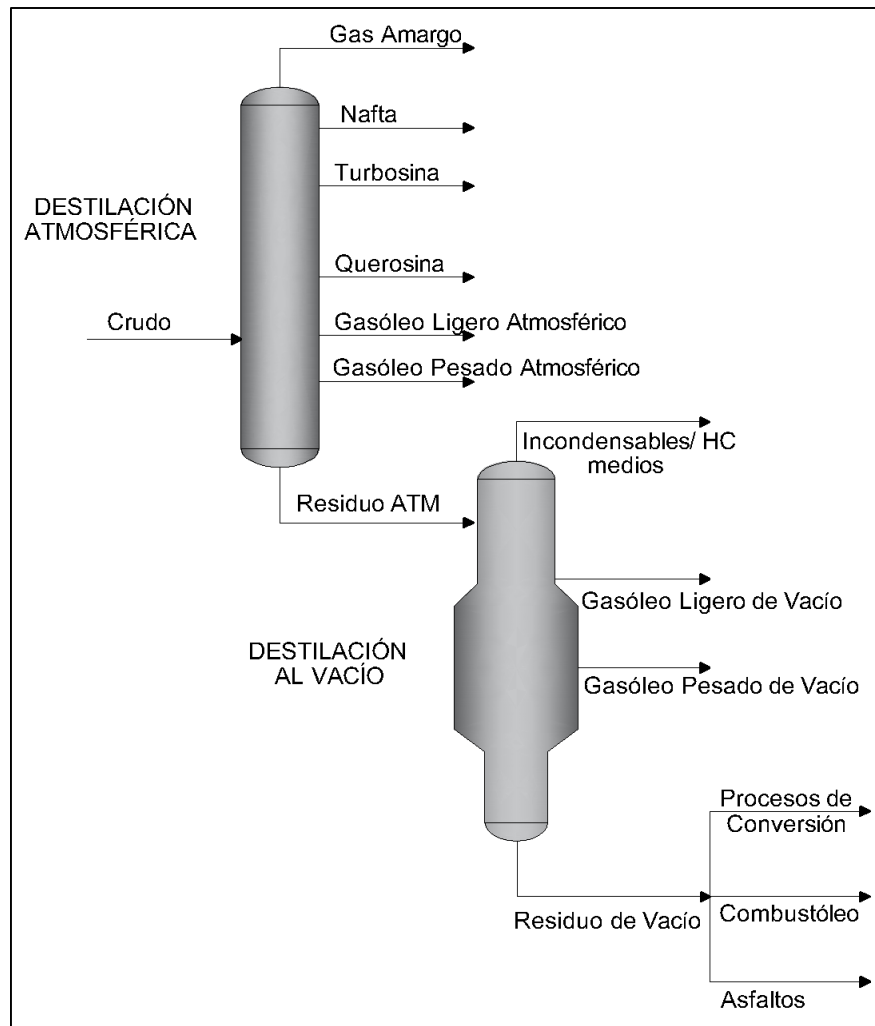


Figura 2. 4. Esquema típico de destilación combinada en una refinería

El diseño de la planta fraccionadora que procesará la mezcla hidrocarburos condensados estabilizados, es una variante de una unidad de destilación combinada.

Los condensados estabilizados tienen una calidad equiparable a un crudo superligero según la clasificación que se presenta en la tabla 2.1, por los 52.9 y 52.4 °API que reportan las muestras analizadas, en las tablas 3.2 y 3.3 respectivamente, de la sección 3.2.2.



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

Tabla 2. 1. Clasificación de los crudos con base en el API (Facultad de Ingeniería UNAM)

Crudo	Gravedad Especifica	°API
Extrapesado	> 1.0	10
Pesado	0.92-1.0	10-22.3
Mediano	0.92-0.87	22.3-31.1
Ligero	0.83-0.87	31.1-39
Superligero	<0.83	>39

Los condensados estabilizados se caracterizan por ser hidrocarburos bastante ligeros, lo cual implica que la carga a la nueva planta no contiene una cantidad considerable de fracciones pesadas (gasóleos o residuales), por lo que el diseño no requerirá una planta de destilación al vacío. Pero si tendrá una planta con configuración similar a la de una planta de destilación atmosférica.

### 2.2.1. UNIDAD DE DESTILACIÓN ATMÓSFERICA

En una planta de destilación atmosférica se destila el petróleo crudo proveniente de campos productores, para obtener diferentes fracciones, entre las cuales destacan:

- Destilados ligeros (gas amargo y nafta)
- Destilados intermedios (turbosina, querosina y gasóleo ligero atmosférico)
- Destilados pesados (gasóleo pesado atmosférico y residuo atmosférico)

Las corrientes salientes de los destilados ligeros e intermedios están sujetas a uno o varios tratamientos posteriores, para eliminar contaminantes y poder cumplir las especificaciones de producto final. En contraste, los destilados pesados se canalizan como alimentación a otras unidades de proceso para su conversión en fracciones más ligeras que aumenten los rendimientos y calidad de los productos finales deseados.

En la figura 2.5. Se presenta un diagrama de flujo esquemático de la unidad de destilación atmosférica, el cual se describe a continuación (Jones & Pujadó, 2006):

- En la unidad el crudo se bombea desde el almacenamiento y se precalienta entre 95-120°C aproximadamente.
- Luego se inyecta agua en el crudo para disolver la sal que generalmente está presente, la mezcla se introduce en una desalinizadora que generalmente contiene



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

---

un precipitador electrostático, el agua salada se separa y se envía a una planta de aguas amargas para tratarla.

- El crudo sale desalado y continúa hacia el tren de precalentamiento, posteriormente la corriente se hace pasar a través del calentador a fuego directo, donde esta se vaporiza para alimentar a la zona flash de la torre.
- La porción no evaporada del crudo cae al fondo de la torre donde se inyecta vapor para recuperar vapores de los componentes más ligeros, finalmente lo que no se puede recuperar se le conoce como residuo atmosférico.
- Los vapores ascienden hacia el domo de la torre donde se condensan de forma total, ya sea como líquido saturado o líquido subenfriado, o de forma parcial en el caso de que se tenga presencia de incondensables (esto depende de la naturaleza del crudo que se alimente), del líquido condensado, una parte se refluja a la torre y la otra parte constituida por la nafta se envía como producto a L.B. Así mismo se produce agua amarga.
- La torre fraccionadora atmosférica cuenta con extracciones laterales para los destilados intermedios, cada una de estas extracciones se envía hacia el agotador para recuperar los componentes ligeros mediante agotamiento con vapor que se alimenta en el fondo de la columna. Finalmente, a partir de los fondos del agotador lateral se obtiene el destilado intermedio (turbosina, querosina o gasóleo ligero primario antes de enviarse a almacenamiento o a límite de batería.
- La torre también cuenta con flujos recirculantes intermedios mejor conocidos como "Pumparounds" o "Pumpdowns", que no son otra cosa más que extracciones de calor, los cuales tienen la función de disminuir la carga térmica del condensador y facilitar la separación de fracciones.

Las características que distinguen estas plantas de destilación atmosférica de otras son: (Acedo Sánchez, 1989):

- Todo el calor necesario para llevar a cabo la destilación se suministra mayormente a partir del calentamiento del crudo hasta muy altas temperaturas (300 a 370°C).
- Para lo cual se utiliza el calentador de crudo (calentador a fuego directo).



Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

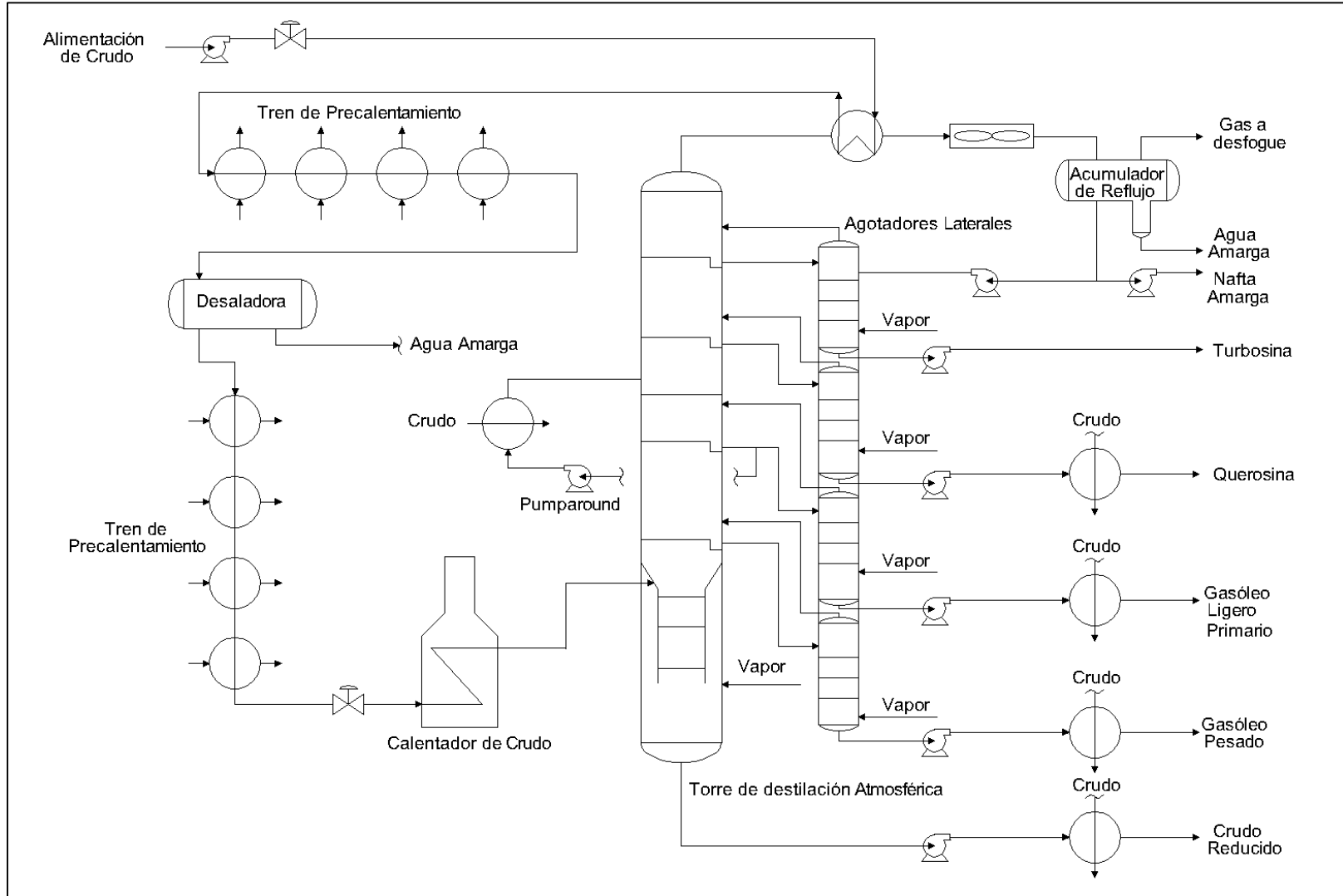


Figura 2. 5. Unidad típica de destilación atmosférica





### 2.3. CARACTERIZACIÓN DE LA CARGA

La carga (alimentación) a la unidad de destilación atmosférica, debe estar correctamente definida. Generalmente las caracterizaciones de crudos se expresan en términos de fracciones C<sub>5</sub>+, C<sub>6</sub>+ o C<sub>7</sub>+. Lo anterior dependerá si la carga es un crudo ligero, un crudo pesado o si son condensados, como es el caso de la planta fraccionadora.

El procedimiento de caracterización implica cómo presentar la carga en un número arbitrario de subfracciones (pseudocomponentes). Para poder realizar una caracterización es necesario determinar mediante pruebas de laboratorio diferentes propiedades del crudo.

A este conjunto de análisis se les denomina ensayo (assay) y contiene información sobre:

Tabla 2. 2. Pruebas más representativas en ensayos para crudos

Prueba	Método de Prueba
Curva de destilación del crudo	ASTM D2892 (TBP) o ASTM D2887
Gravedad específica y API	ASTM D1298
Contenido total de azufre	ASTM D494 o ASTM D5453
Contenido total de nitrógeno	ASTM D4629
Viscosidad cinemática	ASTM D4445

### 2.4. ESPECIFICACIONES DE LOS PRODUCTOS PETROLIFEROS

Debido a que el crudo tiene infinidad de componentes y para su composición se estiman componentes ficticios (pseudocomponentes), es prácticamente imposible separar cada uno de ellos. Por lo que es necesario fraccionarlo en cortes, donde cada corte constituye un producto. Para determinar las especificaciones de corte existen dos métodos:

Tabla 2. 3. Métodos para determinar las curvas de destilación en las fracciones

Prueba	Método de Prueba
Curva de destilación para fracciones ligeras	ASTM D86
Curva de destilación para fracciones pesadas	ASTM D1160

- Fracciones ligeras (nafta, turbosina, querosina, gasóleo ligero primario)
- Fracciones pesadas (gasóleo pesado)

El punto de corte es la temperatura que corresponde a la separación en porcentaje volumen entre dos fracciones consecutivas. (Acedo Sánchez, 1989). Dada su complejidad, se



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

prefiere utilizar el análisis ASTM D86, el cual es más simple, en lugar del análisis TBP o ASTM D2892 que se prefiere utilizar para la caracterización de los crudos.

La equivalencia entre ambas destilaciones es la siguiente (Riazi, 2005):

La temperatura TBP es aproximadamente igual al 95% ASTM D86 de la fracción ligera o al 5% ASTM D86 de la fracción pesada.

- La temperatura TBP es aproximadamente a la semisuma de la temperatura final de ebullición (TFE) de la fracción ligera y de la temperatura inicial de ebullición (TIE) de la fracción pesada.

Las especificaciones de las fracciones se fijan de acuerdo a los lineamientos establecidos por cada país. En el caso de México quien se encarga de esto es la Secretaría de Energía, específicamente la comisión reguladora de energía.

A continuación, se mencionan las especificaciones de corte de los principales petrolíferos que se obtienen en el país y posibles nuevos productos de la nueva planta fraccionadora de condensados.

### 2.4.1. NAFTA (AMARGA)

La nafta es una fracción del petróleo considerada ligera, químicamente formada por la mezcla de hidrocarburos líquidos volátiles, principalmente parafinas ramificadas, aromáticos, naftenos y olefinas, cuyas especificaciones se describen a continuación:

*Tabla 2. 4. Especificaciones de temperaturas de destilación para el corte de nafta método ASTM D86 (Comisión Reguladora de Energía, 2016)*

% Volumen destilado	T °C máxima de destilación
10	70
50	77 a 121
90	185
TFE	225

Es un producto que cumple con la curva de destilación de la gasolina comercial tipo Premium y Regular, pero para cumplir las características de dicho producto, debe cumplir con todas las especificaciones que menciona la NOM-CRE-016, las cuales son:



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

Tabla 2. 5. Especificaciones generales de la gasolina (Comisión Reguladora de Energía, 2016)

Prueba	Unidad	Método de Prueba	Valor Límite	
			Gasolina Premium	Gasolina Regular
Gravedad Especifica a 20/4°C	Adimensional	ASTM D1298 ASTM D4052	Informar	Informar
Azufre (Mercaptano)	mg/kg	ASTM D3227	20 máximo	20 máximo
Corrosión al Cu, 3h a 50 °C	Adimensional	ASTM D130	Estándar #1 máximo	Estándar #1 máximo
Corrosión a la Ag	Adimensional	ASTM D7671	Estándar #1 máximo	Estándar #1 máximo
Goma lavada	kg/m <sup>3</sup> (mg/100mL)	ASTM D381	0.050 máximo (5 máximo)	0.050 máximo (5 máximo)
Gomas no lavadas	kg/m <sup>3</sup> (mg/100mL)	ASTM D381	0.7 máximo (70 máximo)	0.7 máximo (70 máximo)
Periodo de Inducción	Minutos	ASTM D525	240 mínimo	240 mínimo
Número de octano (RON)	Adimensional	ASTM D2699	94 mínimo	Informar
Número de octano (MON)	Adimensional	ASTM D2700	Informar	82 mínimo
Índice de octano (RON+MON)/2	Adimensional	ASTM D2699 ASTM D2700	91 mínimo	87 mínimo
Aditivo detergente dispersante	mg/kg	ASTM D5598 ASTM D5500	En concentración que cumple con la especificación EPA en el apartado 80.165	
Azufre total	mg/kg	ASTM D5453 ASTM D2622 ASTM D7039 ASTM D7220	30 Promedio 80 máximo	

Su principal uso, cumpliendo las especificaciones de la tabla 2.5, es como combustible automotor, para automóviles y motocicletas principalmente.

### 2.4.2 TURBOSINA (AMARGA)

Petrolífero proveniente de destilado intermedio y es una mezcla de hidrocarburos de base naftenos y aromáticos que se utiliza como combustible para la aviación comercial y militar (Gary & Handwerk, 2001). Sus especificaciones de corte se mencionan a continuación:



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

Tabla 2. 6. Especificaciones de temperatura de destilación para el corte de turbosina método ASTM D86 (Comisión Reguladora de Energía, 2016)

% Volumen destilado	T °C máxima de destilación
10	205
50	Informar
90	Informar
TFE	255

La producción de la turbosina depende principalmente de su demanda, si existe un mercado para la turbosina, como aeropuertos comerciales o bases áreas militares es conveniente producirla, pero si no hay mercado para comercializarla, es conveniente extraerla junto con el gasóleo ligero, en un solo corte.

Es un producto que cumple con la curva de destilación de la turbosina comercial tipo Jet A1 y Jet A, pero para cumplir las características de dicho producto, debe cumplir con todas las especificaciones que menciona la NOM-CRE-016, las cuales son:

Tabla 2. 7. Especificaciones generales de la turbosina (Comisión Reguladora de Energía, 2016)

Prueba	Unidad	Método de Prueba	Valor Límite	
			Jet A1	Jet A
Gravedad Especifica a 20 °C	Adimensional	ASTM D1298 ASTM D4052	0.7720 a 0.8370	
Gravedad	°API	ASTM D287 ASTM D4052	Informar	
Apariencia	Adimensional	Visual	Brillante y Clara	
Temperatura de Inflamación	°C	ASTM D56	38 Mínimo	
Temperatura de congelación	°C	ASTM D2386 ASTM D5972 ASTM D7153 ASTM D7154	-47 máximo	-40 máximo
Poder Calorífico	MJ/Kg	ASTM D4529 ASTM D3308 ASTM D4809	42.8 Mínimo	
Acidez total	mg KOH/g	ASTM D3242	0.10 máximo	
Azufre total	mg/kg	ASTM D5453 ASTM D2622 ASTM D7039 ASTM D7220	3000 máximo	
Azufre Mercaptánico	mg/kg	ASTM D3227	30 máximo	
Viscosidad Cinemática	cSt	ASTM D445 ASTM D7042	8.0 máximo	
Corrosión al Cu, 2h a 100°C	Adimensional	ASTM D130	Estándar 1, máximo	
Contenido de goma	mg/100mL	ASTM D381	7.0 máximo	



### 2.4.3 QUEROSINA (AMARGA)

Petrolífero también proveniente de destilado intermedio, es una mezcla de hidrocarburos un poco más pesada, como se observa en la siguiente tabla, no es útil como combustible de motor, pero anteriormente era utilizada como combustible de lámparas, (Gary & Handwerk, 2001). Sus especificaciones de destilación se describen a continuación:

Tabla 2. 8. Especificaciones de temperaturas de destilación para el corte de querosina método ASTM D86 (Comisión Reguladora de Energía, 2016).

% Volumen destilado	T °C máxima de destilación
10	205
50	Informar
90	Informar
TFE	300

La producción de la querosina es muy limitada, al ser un producto que carece de mercado y al tener una curva de destilación muy parecida a la de turbosina, se prefiere la extracción del combustible de las aeronaves, o en su defecto es conveniente no extraerla y dejarla caer a la fracción de gasóleo ligero.

### 2.4.4 GASÓLEO LIGERO PRIMARIO O ATMÓSFERICO (GOLP)

El gasóleo ligero es una fracción del petróleo considerada intermedia, químicamente compuesta por una mezcla compleja de hidrocarburos, principalmente parafinas no ramificadas, cuyas especificaciones de corte se reportan en la tabla 2.9.

Tabla 2. 9. Especificaciones de temperatura de destilación para el corte de gasóleo ligero método ASTM D86 (Comisión Reguladora de Energía, 2016)

% Volumen destilado	T °C máxima de destilación
TIE	Informar
10	275
50	Informar
90	345
TFE	Informar

Es un producto que cumple con la curva de destilación del diésel comercial, pero para cumplir las características de dicho producto, debe cumplir con todas las especificaciones que menciona la NOM-CRE-016, las cuales son:



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

Tabla 2. 10. Especificaciones generales del diésel (Comisión Reguladora de Energía, 2016)

Prueba	Unidad	Método de Prueba	Valor Límite	
			Diésel Automotriz	Diésel Agrícola/ Marino
Gravedad Especifica a 20/4°C	Adimensional	ASTM D1298 ASTM D4052	Informar	Informar
Temperatura de Inflamación	°C	ASTM D93	45 mínimo	60 mínimo
Temperatura de escurrimiento	°C	ASTM D97	Marzo a Octubre: 0 °C; Noviembre a Febrero: -5 °C	
Temperatura de Niebla	°C	ASTM D2500	Informar	Informar
Índice de Cetano	Adimensional	ASTM D4737	45 mínimo	45 mínimo
Azufre total	mg/kg	ASTM D5453 ASTM D2622 ASTM D7039 ASTM D7220	15 máximo	500 máximo
1) Corrosión al Cu, 3h a 50 °C	Adimensional	ASTM D130	Estándar #1 máximo	Estándar #1 máximo
Residuos de Carbón (en 10% de residuo)	% masa	ASTM D524	0.35 máximo	0.35 máximo
Agua y Sedimento	% vol.	ASTM D2709	0.05 máximo	0.05 máximo
Viscosidad Cinemática a 40 °C	mm <sup>2</sup> /s	ASTM D445	1.9 a 4.1	1.9 a 4.1
Cenizas	% masa	ASTM D482	0.01 máximo	0.01 máximo

su principal uso, cumpliendo las especificaciones de la tabla 2.10, es como combustible de autobuses, tracto camiones, maquinaria agrícola, maquinaria de construcción, así como embarcaciones y barcos.

### 2.4.5 GASÓLEO PESADO (CRUDO REDUCIDO)

Producto residual de la destilación cuyo intervalo de ebullición se encuentra entre 300 y 600°C. Se utiliza como materia prima en refinería para la unidad de desintegración catalítica y en mezclas con otros productos para obtener combustóleo. (Gary & Handwerk, 2001).

La generación de esta fracción se convirtió en un problema ambiental, debido a que sus gases de combustión son muy contaminantes, pero, aunque se desea minimizar su producción, el combustóleo, en el principal combustible en el que se convierte, es muy económico y se utiliza como combustible para las calderas en la generación de vapor entre otros medios de calentamiento



## 2.5. VARIABLES DE ANALISIS DE PROCESO

Existen dos factores principales en el diseño de torres fraccionadoras:

- La calidad y número de productos que se desean obtener.
- En el diseño de la planta se deben considerar las fluctuaciones de operación sin que se afecten las especificaciones de los productos.

En general para el diseño de la torre fraccionadora se necesita analizar las siguientes variables de proceso:

- Presión a la que opera la torre fraccionadora
- Gap/Overlap entre las fracciones
- Temperatura de alimentación a la zona flash de la torre fraccionadora
- Overflash
- Sistema de condensación
- Extracción de calor (pumparounds o pumpdowns)
- Vapor o medio de agotamiento para el fondo de la torre atmosférica / agotadores laterales

A continuación, se describen cada una de las variables mencionadas.

### 2.5.1. PRESIÓN DE OPERACIÓN EN LA TORRE FRACCIONADORA

La presión juega un papel fundamental en la operación de una torre fraccionadora atmosférica. Esta variable se debe fijar al menor valor posible, dado que de esta manera el fraccionamiento se favorece, por ende, se obtienen mejores rendimientos de los productos extraídos.

Al disminuir la presión aumenta la vaporización en la zona flash. Por lo tanto, la temperatura a la salida del horno será más baja y el perfil de temperatura a lo largo de la torre también será menor, lo cual implica menor consumo de energía.

También disminuir la presión tiene como efecto el aumento en la volatilidad relativa de las fracciones del petróleo, favoreciendo la separación entre ellas.

Por el contrario, el aumentar la presión de operación de la torre tiene como efecto aumentar el perfil de temperatura a lo largo de esta, lo anterior es crítico para fracciones pesadas de petróleo debido a que estas pueden llegar a su descomposición térmica, formando coque y poniendo en peligro la operación de la columna.

El efecto que tiene aumentar la presión tiene como consecuencia más etapas teóricas de separación en el diseño y el aumento en el perfil de temperatura a lo largo de la torre, esto



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

implica que los crudos al tener componentes pesados son susceptibles a la formación de coque, el cual es un producto no deseado y que pone en riesgo la operación de la planta.

A pesar de las ventajas que se mencionan al disminuir la presión, existen ciertas limitaciones, las que se mencionan a continuación se consideran las más importantes (Acedo Sánchez, 1989):

- Inundación en los platos de la torre
- Gas a desfogue
- Mínima presión de aspiración del compresor
- Posición o apertura de la válvula de control

Tabla 2. 11. Presiones típicas de operación de una torre

Sección	Presión (kg/cm <sup>2</sup> man)
Acumulador	0.15
Domo de la torre	0.75
Zona Flash	1
Fondo	1.1

### 2.5.2. GAP/OVERLAP

El Gap/Overlap es una medición a la separación entre dos productos adyacentes en una torre atmosférica, el corte pesado es el producto inferior y tiene el mayor peso molecular. Así mismo el corte ligero es el producto superior y tiene el menor peso molecular (CH2M HILL, 2014).

Matemáticamente gap/overlap son definidos por la siguiente ecuación:

$$gap/overlap = T_{del\ corte\ pesado_{50\%}} - T_{del\ corte\ ligero_{95\%}} \quad \text{Ecuación 1.}$$

*\*Nota: ambas temperaturas son tomadas de las curvas ASTM D86 de cada fracción*

Un número positivo indica un gap es decir hay una brecha entre cortes, un número negativo indica un overlap, es decir ocurre traslape entre ellos, cuanto más grande y positivo sea el valor, se tendrá como resultado una buena separación como el gráfico que se representa en la parte izquierda de la figura 2. 6.

En contraste, si el valor es pequeño y/o negativo el traslape será más evidente y el fraccionamiento será pobre, como el gráfico que se representa en la parte derecha de la figura 2.6.



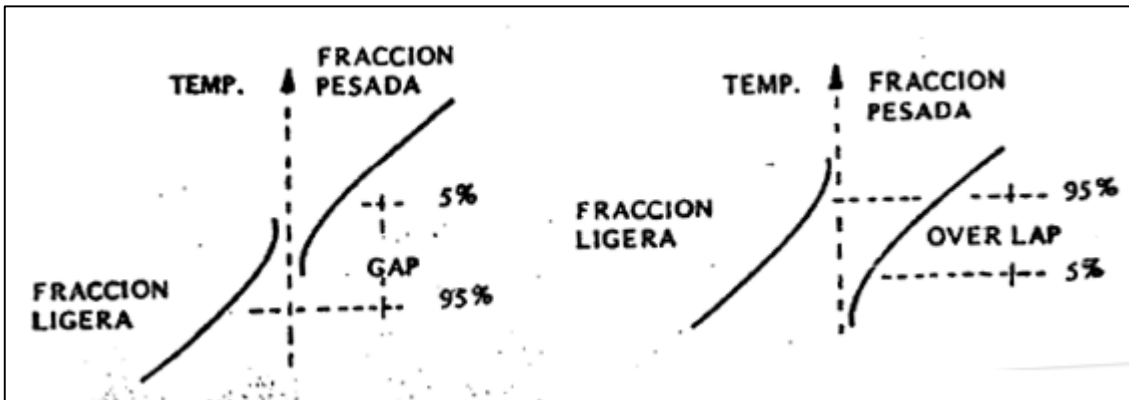


Figura 2. 6. Conceptualización del gap/overlap

En la separación, no se puede controlar ambos extremos de la curva ASTM D86, debido a que, si en dos fracciones que se encuentran cercanas, se controla la temperatura al 5% de volumen destilado de la fracción pesada, no se podría especificar el 95% de la fracción ligera, se estaría sobre especificando la separación y no tendría solución el problema.

Debido a esto, habitualmente se suele especificar la temperatura al 95% de volumen destilado y el grado de separación (gap/overlap). A continuación, se presentan en la tabla 2.12, los rangos típicos de separación entre fracción pesada/ fracción ligera para curvas ASTM D86:

Tabla 2. 12. Rangos típicos de separación entre fracciones de petróleo (CH2M HILL, 2014)

Sección	Gap /Overlap	
	°F	°C
Nafta/ Turbosina	0 a 50	0 a 28
Turbosina/GOLP	-20 a 50	-11 a 28
GOLP/GOP	-50 a 0	-28 a 0
GOP/ Res Atm	-200 a 100	-111 a-56

Una desventaja de la medición de la separación con gap/overlap es la sensibilidad que tiene la temperatura de destilación al 5% de la curva ASTM D86 con el medio de agotamiento (vapor de agua o rehervidor), por lo que se debe tener precaución en el ajuste de esta variable.

A pesar de lo anterior, tradicionalmente la medición del gap/overlap se considera la medida básica de la separación de la torre atmosférica.



### 2.5.3. TEMPERATURA DE ALIMENTACIÓN A LA ZONA FLASH DE LA TORRE

Para definir la temperatura de alimentación, primero se debe definir la temperatura en la zona crítica de descomposición o cracking, la cual es la temperatura a la cual no se desea llegar. Debido a que al llegar a esta zona se presenta la formación de coque y ruptura de hidrocarburos de cadena larga para convertirse en olefinas principalmente.

Para determinar la temperatura límite a la cual no se debe llegar, se utiliza el factor de caracterización UOP o constante de Watson de la alimentación ( $K_w$ ). Dicha constante es una medida indirecta del tipo de componentes que caracterizan la carga, a continuación, se presenta una clasificación de la base química de los componentes de los crudos:

Tabla 2. 13. Clasificación de los crudos con base en su constante de Watson ( $K_w$ )

$K_w$	Base
< 10	Aromático
10.5 a 12.9	Nafténico
> 12.9	Parafínico

Con el gráfico de la figura 2.7. se puede establecer la temperatura de descomposición aproximada, una  $K_w$  menor indica una temperatura de descomposición mayor, mientras que, si la  $K_w$  aumenta de valor, la temperatura para la descomposición térmica disminuye.

Una vez establecida la temperatura de descomposición a la que no se debe llegar, se debe realizar un análisis de sensibilidad de la temperatura de alimentación proponiendo varias temperaturas y elegir la que presente los mejores resultados sobre las demás variables de estudio.

Típicamente la temperatura a la que se alimenta la carga a la torre ronda entre los 300-370°C, aunque puede estar por arriba o por abajo del rango, esto depende de la composición de la alimentación y del overflash, otra variable importante de la cual se habla a continuación.

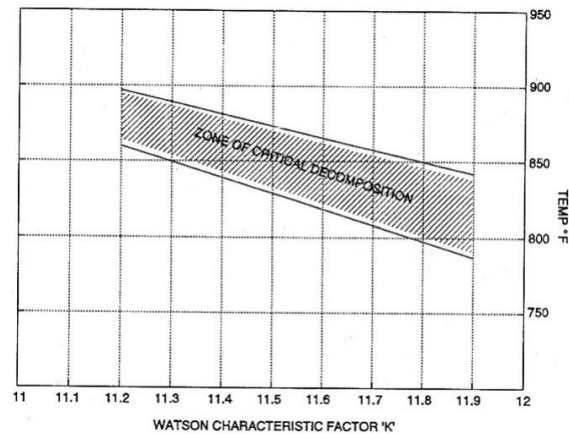


Figura 2. 7.Zona crítica de descomposición (Jones & Pujadó, 2006)

#### 2.5.4. OVERFLASH

La línea de alimentación a la zona flash generalmente se encuentra con una temperatura elevada, por lo anterior es muy probable encontrar flujo a dos fases en dicha corriente. Al vaporizarse, una parte de la corriente se convierte en vapor, mientras que la otra parte se mantiene en fase líquida.

Al entrar a la zona flash en la torre atmosférica, esta se deriva en dos corrientes, una de vapor y otra de líquido. La primera asciende hacia el domo de la columna, si la condición anterior se cumpliera, los platos que se encuentran a lo largo de la columna no tendrían tráfico de líquido y vapor.

Por lo tanto, debe existir un ligero exceso en la vaporización, debido a que, al condensarse, una parte del flujo regresa a la torre, para tener tráfico de líquido en los platos superiores a la zona flash, mientras que la otra parte se envía a L.B.

Al flujo interno se le denomina overflash. Como se mencionó este parámetro es un exceso de vaporización que no se recupera como extracción de la torre y se desea que este sea lo mínimo posible.

Algunos autores refieren el % de overflash con respecto a la alimentación como se muestra en la siguiente ecuación:

$$\%Overflash = \frac{\text{flujo vol.std líquido en el plato superior a la zona flash}}{\text{flujo vol.std corriente de alimentación}} \times 100 \quad \text{Ecuación 2.}$$

Estos autores mencionan que es importante mantener el porcentaje de overflash dentro de sus límites recomendados, algunos de ellos se presentan a continuación:

- 2-3% overflash (Acedo Sánchez, 1989)
- 2-5% overflash (Jones & Pujadó, 2006)



Mientras que otros autores (Chang, Liu, & Pashinkati, 2012) lo refieren con respecto a los productos (excepto el residuo).

$$\%Overflash = \frac{\text{flujo vol.std líquido en el plato superior a la zona flash}}{\sum \text{flujos vol.std corrientes de producto}} \times 100 \quad \text{Ecuación 3.}$$

Ellos también mencionan que es importante mantener este parámetro dentro de un límite recomendado, que para ellos es:

- 2-10% de overflash

Es importante remarcar que no puede existir una precisión aceptable en el cálculo del overflash, para utilizarla como elemento de control en la torre atmosférica.

Para ambos casos se debe tomar en cuenta que, a porcentajes de overflash menores al 2 %, el plato superior al plato de la zona flash corre el riesgo de secarse, por ende, se afectaría gravemente la operación hidráulica de la torre.

Por el contrario, si existe un exceso del límite superior de reflujo interno en cada caso, se corre el riesgo de que no se recuperen los ligeros del fondo de la torre, pues estos serán condensados por el flujo en exceso del plato superior a la zona flash, por lo tanto, ocurriría una mala transferencia de masa.

### **2.5.5. SISTEMA DE CONDENSACIÓN**

El diseño de un sistema de condensación debe cumplir los objetivos específicos de procesamiento.

Cuando se alimentan crudos ligeros de fácil desalado en la torre atmosférica, se recomienda utilizar un sistema de condensación como el que se muestra en la figura 2.8, con solo un tanque acumulador (una etapa), que separe la nafta, el reflujo, el agua amarga y el gas (depende de la composición de la alimentación) que salen del condensador. Un sistema de condensación con un solo acumulador tiene costos de fabricación más bajos. (Barletta & White, 2007).

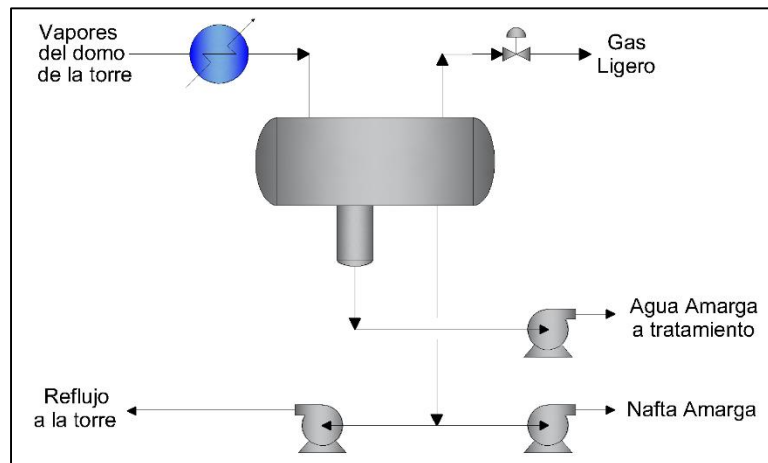


Figura 2. 8. Esquema de condensación en una etapa

Maximizar la recuperación de energía requiere un sistema de condensación con dos tanques acumuladores (dos etapas), como el que se muestra en la figura 2.9. En un sistema con dos acumuladores, determinar si se debe condensar agua en el primer acumulador (caliente) debe o no depender si es probable el ensuciamiento en el interior de la torre atmosférica.

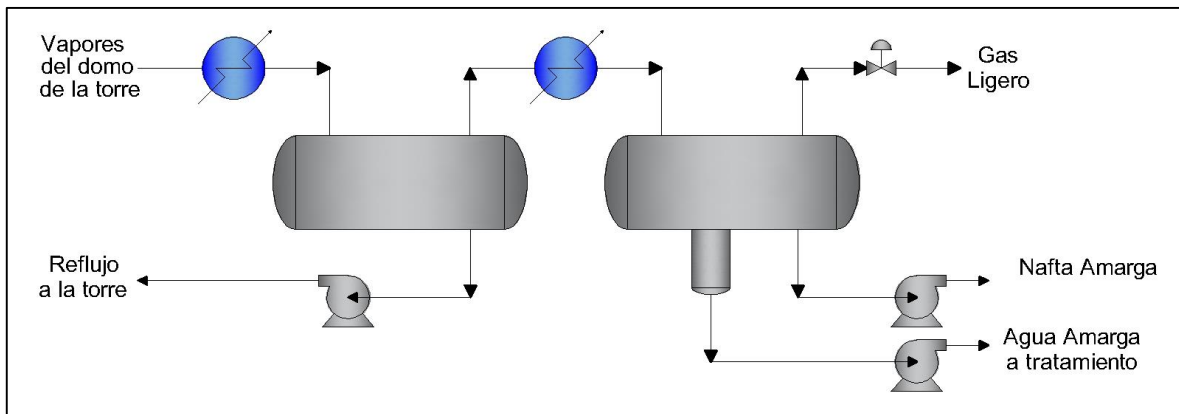


Figura 2. 9. Esquema de condensación en dos etapas

Cuando se procesan crudos difíciles de desalar, es probable la formación de sales adentro de la torre, por lo que es necesario utilizar un sistema con dos tanques acumuladores, operando el acumulador caliente y seco, es decir sin condensación de agua. Por lo tanto, al operar en seco, se minimiza la corrosión en el intercambiador de vapores de domo-crudo, antes de ingresar al primer acumulador y el sistema debe ser diseñado para evitar que el lado por donde circulan los vapores de domo (típicamente circula por tubos) se encuentran a una temperatura por debajo del punto de rocío del agua. Este diseño evita que el reflujo ingresa a la torre atmosférica a temperaturas por debajo del punto de rocío del agua, lo que disminuye el ensuciamiento y corrosión en el interior de la torre atmosférica.



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

Para un diseño óptimo del sistema de condensación, se debe elegir el condensador más adecuado de acuerdo a las necesidades de la planta. Existen dos tipos de condensadores principales, el condensador total y el parcial, los cuales se describen a continuación:

El condensador total (figura 2.10), tiene un mejor funcionamiento cuando se tiene una pequeña cantidad de gases los cuales también se condensan y se asegura que se mantengan en fase líquida a la temperatura mencionada con anterioridad. (KLM Technology Group, 2011).

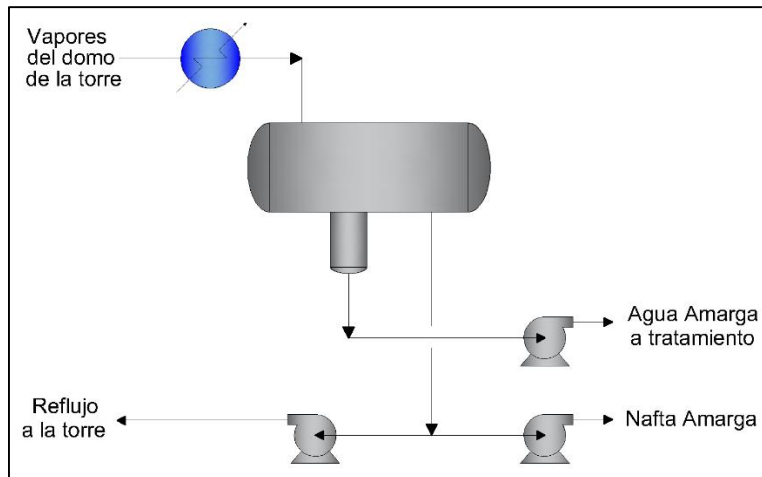


Figura 2. 10. Condensador total

Por otra parte, el condensador parcial (figura 2.11), funciona mejor cuando hay una gran cantidad de gases incondensables o que no condensan a la condición establecida, un ejemplo de uso sería que la alimentación tuviera metano y  $N_2$ , el equipo condensaría los hidrocarburos de composición química  $C_{5+}$ , pero el metano y  $N_2$  se mantendrían como gases.

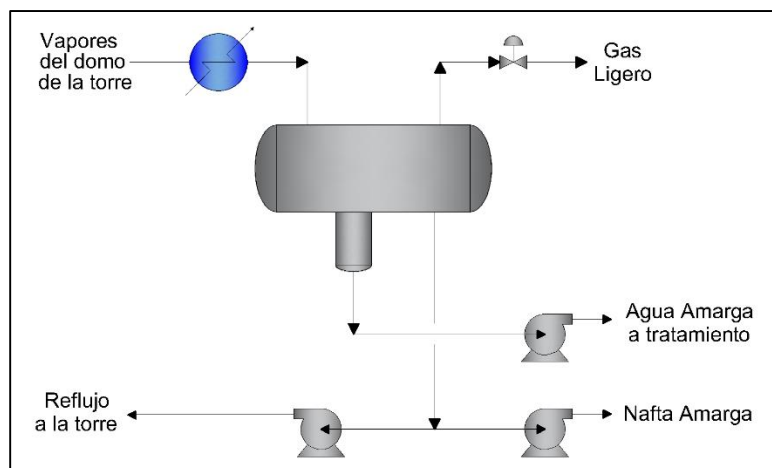


Figura 2. 11. Condensador parcial



### 2.5.6. EXTRACCIONES DE CALOR CON BASE EN LA CONFIGURACIÓN DE LA TORRE FRACCIONADORA

En esta sección se mencionan las configuraciones básicas de una torre fraccionadora. Se han reconocido tres tipos de configuraciones:

#### I. RO-Torres (Torres con reflujo en la parte superior)

En este tipo de torre, el líquido retorna al domo de la torre proveniente del sistema de condensación como se muestra en la figura 2.12.

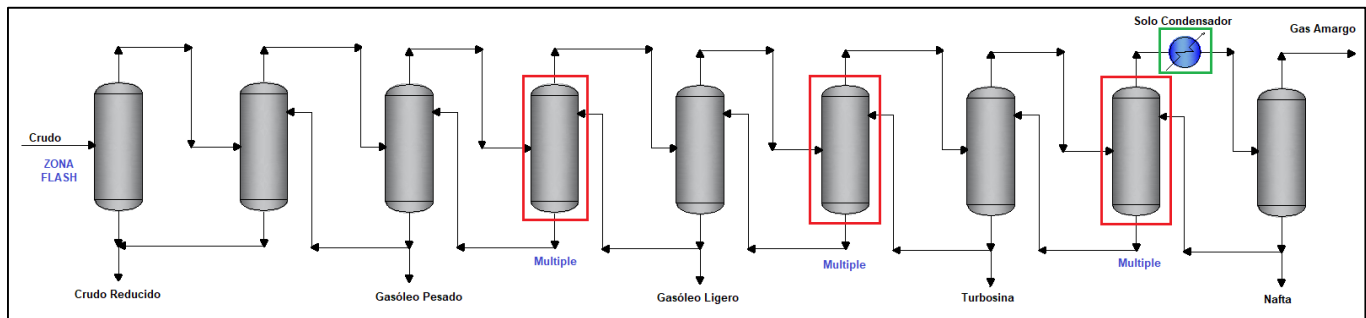


Figura 2. 12. Conceptualización de una torre con sólo reflujo en la parte superior

Dada la configuración, el sistema de condensación tiene que remover toda la carga térmica, sin embargo, la recuperación de calor es pobre y el diámetro de la torre aumenta considerablemente en relación con su capacidad de procesamiento (Watkins, 1979).

#### II. PA-Torres (Torres con eliminación de calor o torres con pumparounds)

En este tipo de torre, el líquido se extrae de la torre principal, se enfría y se devuelve a esta, una etapa o dos etapas arriba según sea conveniente como se muestra en la figura 2.13.

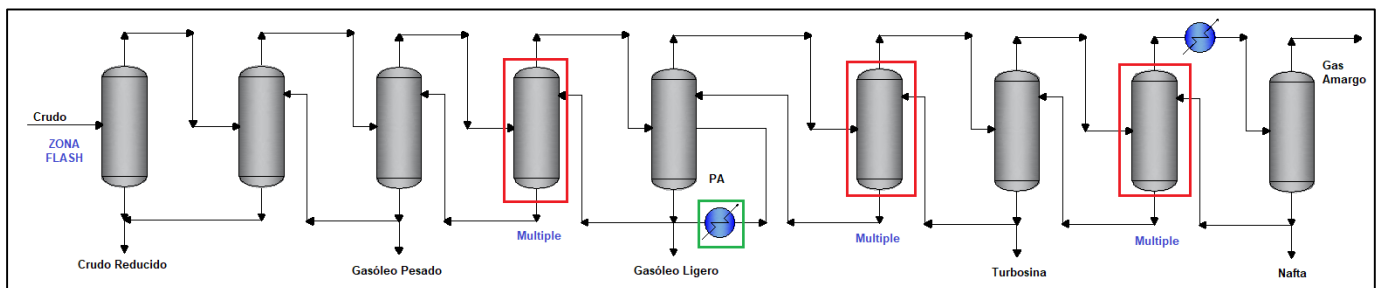


Figura 2. 13. Conceptualización de una torre con reflujo superior más pumparound

Dada la configuración, las extracciones de calor son tantas como las extracciones laterales de producto más el condensador superior. Esta configuración tiene una efectiva recuperación de calor, control simple, además de tener un costo de construcción muy bajo,



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

ya que los pumparounds regulan el tráfico interno de líquido, lo que disminuye el diámetro de diseño de la torre (Watkins, 1979).

### III. PD-Torres (Torres de eliminación de calor o torres de pumpdowns)

En este tipo de torre, el líquido se extrae de torre principal, se enfría y se devuelve a esta, una etapa o dos etapas abajo según sea conveniente como se muestra en la figura 2.14.

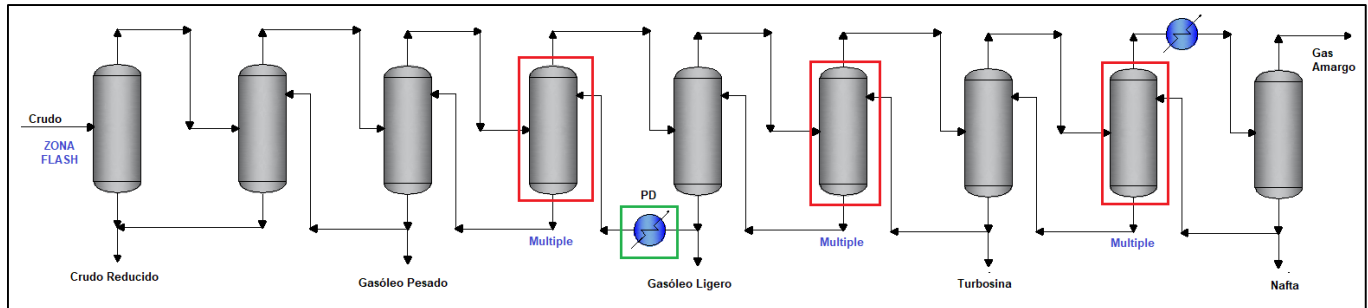


Figura 2. 14. Conceptualización de una torre con reflujo superior más pumpdown

Con base en su configuración, las extracciones de calor son tantas como las extracciones laterales de producto más el condensador superior, como en la estructura de una torre con pumparounds. Esta configuración también tiene una efectiva recuperación de calor, aunque el costo de construcción es muy superior al de una columna PA, además de que el control de los pumpdowns es muy complicado (Watkins, 1979).

La clasificación anterior permite saber que para mejorar el diseño de la torre se debe tener configuración tipo PA (Pumparound) o configuración tipo PD (Pumpdown).

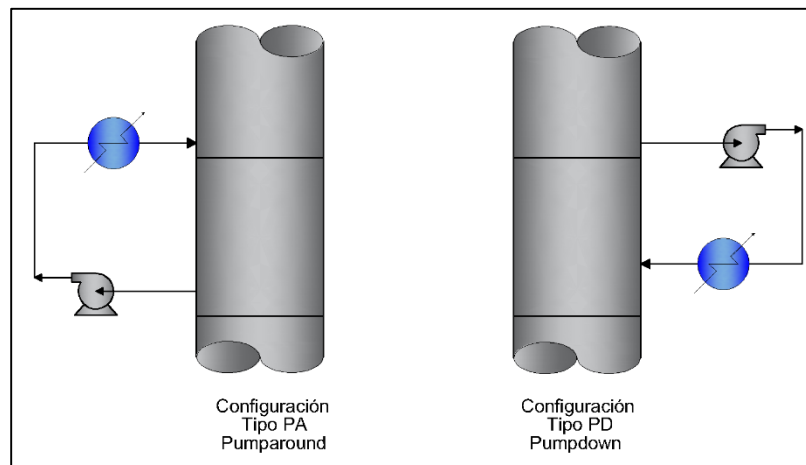


Figura 2. 15. Configuración de las extracciones de calor

El diseño de la torre atmosférica se optimiza si cuenta con extracciones de líquido para remover calor y devolverlo a la torre, esto se debe a diferentes factores como:





- Disminución del perfil de flujo de vapor en la torre

Esto se debe a que se extrae líquido saturado y regresa a la torre como líquido subenfriado, el líquido condensa el vapor al entrar en contacto. Dado que los flujos volumétricos de vapor son mayores que los flujos volumétricos en la torre, al disminuir el flujo de vapor, hace posible disminuir el diámetro de la torre.

- Disminución de la carga térmica del condensador

La cantidad total de calor eliminado en la columna es el mismo, independientemente de cuantos circuitos de remoción de calor existan. En otras palabras, si no se extrae el calor en estos circuitos, el condensador asumiría la tarea de remover todo el calor en la torre. Lo anterior incrementaría el tamaño del condensador como el del diámetro de la torre considerablemente

- Recuperación del calor removido por los circuitos internos

Una característica de los circuitos de extracción de calor, es el aprovechamiento del calor que retiran de la torre para integrarlo térmicamente en la planta, principalmente se utilizan para el precalentamiento del crudo. El número de circuitos de remoción de calor generalmente es igual al número de extracciones laterales de la torre.

### **2.5.7. VAPOR DE AGOTAMIENTO O MEDIO DE AGOTAMIENTO**

Como se mencionó en la sección 2.4. en las fracciones solo se puede definir un extremo de la curva de destilación de cada fracción. Generalmente es la temperatura ASTM D86 al 95% de volumen destilado cada fracción es la que se especifica. Por ende, la temperatura ASTM D86 al 5% de volumen destilado, debe ser ajustada, para ello se utiliza vapor de agua como medio de agotamiento.

Las fracciones intermedias se corrigen con vapor de agotamiento. Dicho vapor cumple con tres funciones primordiales, separar los componentes ligeros del corte, retornarlos a la columna fraccionadora principal, así como disminuir la presión parcial de la fracción.

Las fracciones intermedias también se pueden agotar con un rehervidor, debido a que las fracciones no tienen componentes tan pesados que permiten su uso sin llegar a la descomposición térmica.

Las fracciones pesadas solo pueden ser agotadas con vapor de agotamiento con el fin de disminuir su presión parcial y vaporizar los componentes ligeros que se encuentren disueltos en las fracciones pesadas, así como también ajustar la temperatura inicial destilación del gasóleo pesado por el método ASTM D1160.

La cantidad de vapor necesaria para el agotamiento es función de la cantidad de hidrocarburos ligeros que contenga la fracción que se desea agotar, así como el flujo



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

volumétrico de la corriente a condiciones estándar (15.6°C y 14.7 psia). De tal modo existen criterios iniciales de vapor de agotamiento, como los que se presentan a continuación:

*Tabla 2. 14. Criterios de vapor de agotamiento para fracciones de petróleo*

Fracción	lb vapor/bbl agotado [1]	lb vapor/bbl agotado [2]
Turbosina	8.4 -21	10
Querosina	8.4 -21	10
Gasóleo Ligero	4.2 -21	10
Gasóleo Pesado	16.8 - 37.8	10
Crudo Reducido	16.8 -50.4	10

*Nota: [1] (Van Winkle, 1967), [2] (Watkins, 1979).*

# **CAPITULO 3. SÍNTESIS Y DISEÑO DE PROCESO**





### 3.1. METODOLOGÍA PARA LA SÍNTESIS Y DISEÑO DE PROCESO

La transformación de materias primas en otros productos deseados, generalmente requiere una variedad de etapas de transformación, cada una de las cuales se lleva a cabo en un equipo de transformación parcial intermedia, que integrada con el resto de las etapas en forma ordenada resulta en el proceso de transformación. Las etapas de un proceso consisten en los siguientes procesos:

- Reacción
- Separación
- Calentamiento y Enfriamiento
- Cambios de presión
- Incorporación de un nuevo material

Definir cada una de las etapas, así como la forma en que estarán interconectadas por corrientes de proceso, para llevar a cabo todo el proceso, a esto se le denomina síntesis de proceso (Aguilar Rodríguez, 2007).

Sintetizar o construir un esquema de proceso, a partir de la cantidad y especificación de las materias primas y de los productos deseados, es una tarea fundamental en el diseño de procesos.

El modelo de proceso debe estructurarse en un solo paso, con una secuencia jerárquica para definir las etapas del mismo por medio de lo que se conoce como **Modelo de cebolla** (Smith, 2005). Donde se desarrollan los siguientes pasos:

1. Definir el esquema de reacción y tratar de optimizarlo
2. Seleccionar y definir el sistema de separación y las corrientes de circulación asociadas
3. Definir la red de intercambio de calor
4. Definir el equipo de bombeo y compresión pertinente en el proceso
5. Finalmente, la red de servicios auxiliares necesarios para proporcionar la energía adicional que se requiere en el proceso

La figura 3.1 representa el diagrama de cebollas del modelo para la síntesis de proceso.

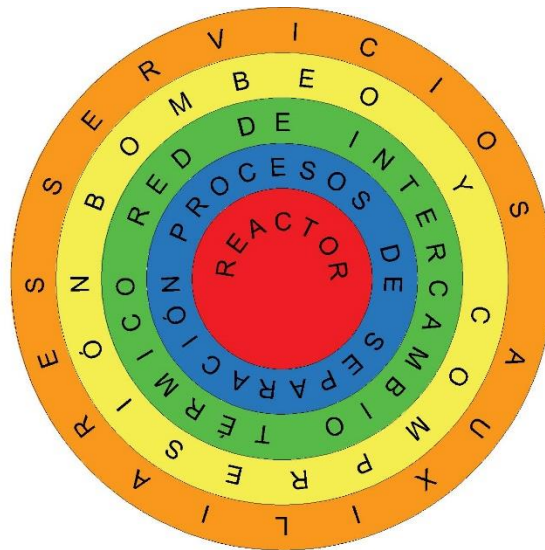


Figura 3. 1. Diagrama de cebolla para el diseño en ingeniería de proceso

Para realizar el diseño de la planta fraccionadora de hidrocarburos condensados, se comenzó por definir la parte más crítica del proceso.

De acuerdo con el diagrama de cebolla que se muestra en la figura 3.1, la parte más crítica en el diseño de procesos, es el reactor. Sin embargo, en esta planta no se lleva a cabo ningún sistema de reacción.

Por lo tanto, la parte más crítica del diseño, es el proceso de separación. Específicamente se llevará a cabo una destilación compleja, la cual, implica el diseño de una torre fraccionadora de condensados.

### Torre Fraccionadora de Condensados

Para el diseño de la torre se consideró lo siguiente:

- Definir un modelo termodinámico para realizar la caracterización de los hidrocarburos condensados de carga.

Para tener una simulación óptima del fenómeno de estudio, se considera necesario definir un modelo termodinámico, acorde con la composición química de la carga a planta. Para poder caracterizar la carga de hidrocarburos condensados estabilizados lo más real posible.

- Realizar una estimación de productos, rendimientos de productos y etapas teóricas por medio del método corto de destilación.

Para definir los productos para el mejor diseño de la torre, se propusieron 2 arreglos de fraccionamiento para la torre, dichos arreglos se basan en los posibles productos que se pueden obtener, los cuales se mencionan en la sección 2.2 y en el mercado que tiene cada uno de los petrolíferos mencionados.



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

---

En cada una de las propuestas se compararon los rendimientos, facilidad de la separación y etapas teóricas sin dejar de lado las especificaciones que le dan la calidad a los productos.

- Definir presión de trabajo a lo largo de toda la torre, el tipo del condensador y etapas de condensación (así como su carga térmica), el overflow en función de la temperatura de alimentación a la torre (zona flash), platos óptimos de las extracciones requeridas de la torre hacia el agotador, así como los platos óptimos de retorno del agotador a la columna, arreglos de las extracciones de calor (además de carga térmica y temperatura de retorno), todo esto por medio del método riguroso.

Para definir las variables mencionadas, se realizó un análisis de sensibilidad el cual permitió definir los valores más adecuados, para cada una de las variables en las dos propuestas (con vapor de agotamiento y sin vapor de agotamiento). Dado que el uso del vapor o no, puede representar disminución en los costos de operación de la planta. Así como definir cuál es la mejor.

- Mejora del método riguroso que presentó los mejores resultados, con una nueva configuración en el diseño de la planta.

### Red de Intercambio de Calor

Con base en la figura 3.1, la siguiente parte por definir fue la red de intercambio térmico.

Para el diseño de la red de intercambio térmico se consideró lo siguiente:

- Realizar el análisis PINCH, por medio de la tabla problema y la gran curva compuesta, para posteriormente definir la red de intercambio térmico por medio del método de malla.

En esta propuesta se compararon los resultados obtenidos del análisis PINCH y se realizó la integración térmica, solo de las corrientes que permanecen en una sola fase.

- Realizar la integración térmica de la planta por medio de reglas heurísticas.

En esta propuesta se realizó la integración térmica con todas las corrientes, incluyendo las que tienen cambio de fase.

Finalmente se compararon ambas propuestas y se seleccionó la red que tiene el mejor aprovechamiento de energía, lo que representa menor consumo de servicios auxiliares y menores costos de operación.

### Bombeo y Compresión

La siguiente parte de la síntesis del proceso (figura 3.1), fue definir donde se requería en la planta, el equipo de bombeo, el cálculo de cada una de las bombas en encuentra en el Anexo 2.



### **Servicios Auxiliares**

Definidos los equipos de intercambio térmico y bombeo se procedió al cálculo de los servicios auxiliares (agua de enfriamiento, vapor de agotamiento, energía eléctrica, gas combustible) como última etapa del diagrama de cebolla. La memoria de cálculo de los servicios auxiliares se encuentra en el Anexo 2.

### **Resultados**

Los resultados formales de la propuesta de diseño se presentan en el capítulo 4.

## **3.2. ALIMENTACIÓN DE HIDROCARBUROS CONDENSADOS ESTABILIZADOS**

### ***3.2.1. MODELO TERMODINÁMICO DEL PROCESO UTILIZADO PARA EL DISEÑO***

La selección del modelo termodinámico para el desarrollo de la simulación como herramienta principal en el diseño de la planta fraccionadora, tiene un impacto significativo en los resultados.

Su importancia radica en lo siguiente:

- Correcta predicción de las propiedades físicas de la alimentación y productos como función de temperatura y presión.
- Cada método es adecuado solo para tipos particulares de componentes químicos y limitado a ciertas condiciones.
- Elegir un método equivocado podría traer resultados incorrectos a la simulación.
- Particularmente importante para resultados confiables asociados a operaciones de separación. (Carlson, 1996).

Eric Carlson, Ingeniero Químico de Aspen Technology, Inc. Desarrolló un algoritmo para la elección de paquete termodinámico con base en la naturaleza química de los componentes a procesar como se muestra en la figura 3.2.

- Los hidrocarburos son no polares
- No se conoce su composición exacta (Pseudocomponentes)
- Presión manométrica de trabajo cercana a la atmosférica





## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

El algoritmo nos permite elegir entre 3 opciones de modelos termodinámicos

- Chao Seader
- Grayson-Streed
- Braun K-10

Se tienen 3 opciones, pero la que tiene un uso más común, es el modelo de Grayson-Streed, debido a su uso en la industria de la refinación debido a que ofrece mejores aproximaciones en las propiedades de los pseudocomponentes pesados en comparación con otros modelos. (Chang, Liu, & Pashinkati, 2012).

Con base en lo anterior, el modelo termodinámico a ser utilizado para la estimación del balance de materia y energía fue Grayson-Streed.

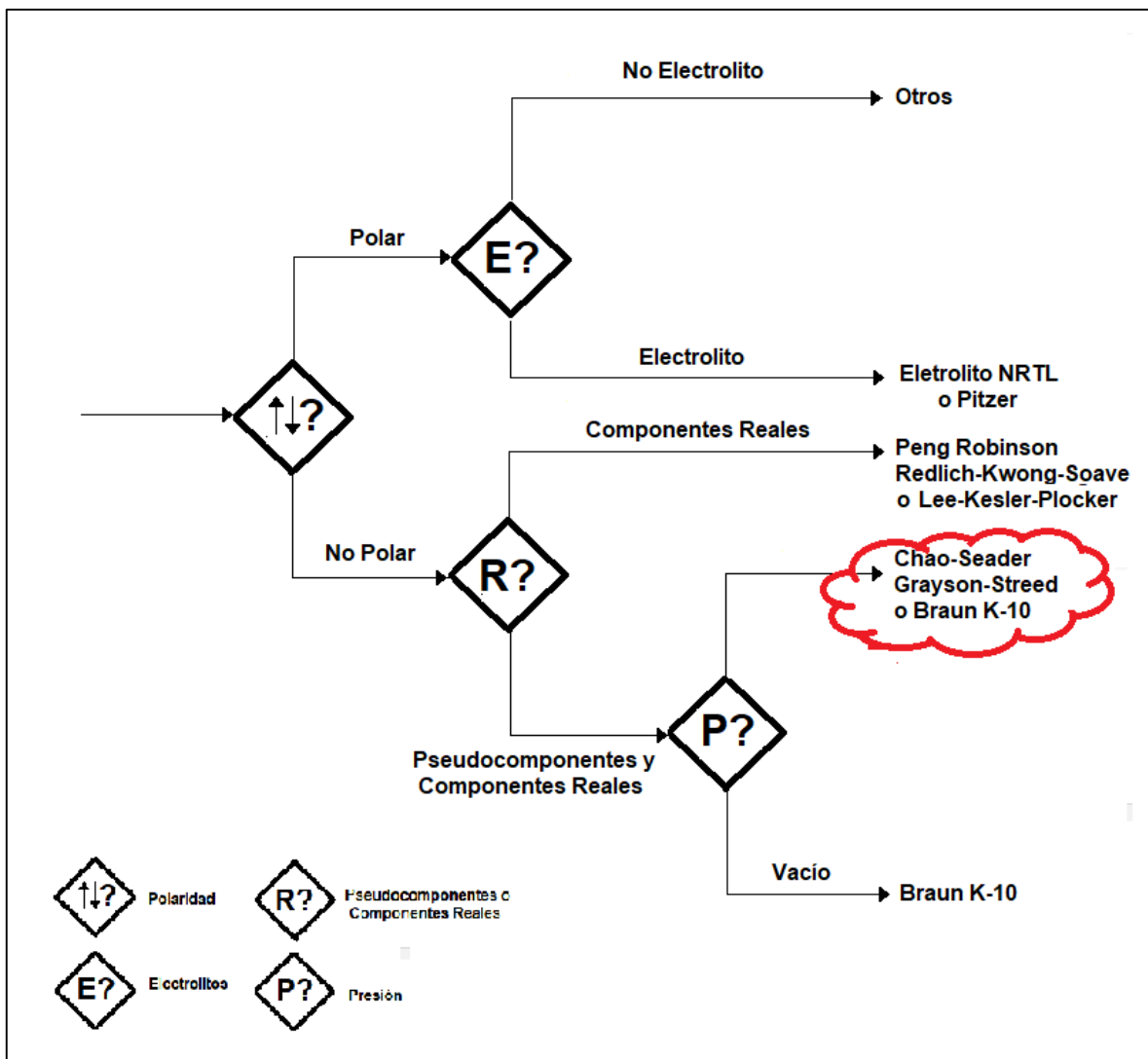


Figura 3. 2. Algoritmo de selección de paquete termodinámico (Carlson, 1996)



### 3.2.2. MUESTRAS REALES



*Figura 3. 3. Hidrocarburos condensados estabilizados que se generan en las fraccionadoras 1,3 y 4 del CPG Burgos*

Para el diseño de la planta fraccionadora de hidrocarburos condensados, se reportan dos análisis experimentales (la primera con fecha 13 de abril de 2016 y la segunda con fecha del 22 de abril de 2016), que incluyen la curva de destilación simulada ASTM D2887, la cual se utilizó para el desarrollo del proceso.

Los resultados de dichos análisis se muestran en las tablas 3.1, además en el anexo se encuentra el ensayo original.



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

Tabla 3. 1. Curvas de destilación simuladas por el método ASTM D2887

a) Análisis del día 13-04-2016		b) Análisis del día 22-04-2016	
% Peso	T °C	% Peso	T °C
TIE	35.54	TIE	59.93
5	62.01	5	71.17
10	67.93	10	78.76
15	76.28	15	87.47
20	85.5	20	98.76
25	98.37	25	99.64
30	99.63	30	108.69
35	107.45	35	113.51
40	114.79	40	122.33
45	125.89	45	129.69
50	134.91	50	137.5
55	142.06	55	147.76
60	153.96	60	157.55
65	166.42	65	170.77
70	182.15	70	185.92
75	202.91	75	205.68
80	229.27	80	229.96
85	255.49	85	254.58
90	299.55	90	295.58
95	362.7	95	355.49
TFE	540.28	TFE	480.29

Las curvas ASTM D2887 de las muestras de hidrocarburos condensados presentadas en el gráfico 3.1, muestran una tendencia similar. La curva con fecha 13-04-2016 abarca un rango más amplio de temperatura en la cantidad de materia destilada, tanto al inicio como al final con respecto a la curva con fecha 22-04.2016.

Por lo tanto, se seleccionó la curva con fecha 13-04-2016, para su caracterización en el simulador y poder definir la carga a la planta.

Así mismo, para especificar a cada muestra se realizaron las pruebas que se presentan en las tablas 3.2, 3.3 y 3.4, las pruebas originales también se pueden encontrar en el anexo.



**Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México**

*Tabla 3. 2.Especificaciones de la muestra del 13-04-16*

Prueba	Unidad	Método de Prueba	Valor
Índice de octano (RON+MON)/2	Adimensional	ASTM D2699	69.004
Índice de Carbono Conradson	% masa	ASTM D189	< 0.01
Presión de Vapor Reid 100°F (38°C)	Adimensional	-	1.901
Gravedad Especifica a 20/4°C	Adimensional	ASTM D1298	0.75
Gravedad	°API	ASTM D1298	52.9
Densidad	kg/m <sup>3</sup>	ASTM D1298	767.2
Agua por Karl Fisher	ppm	ASTM D1064	43
Viscosidad cinemática a 68°F (20°C)	cSt	ASTM D445	1.13
Viscosidad cinemática a 122°F (50°C)	cSt	ASTM D445	0.7952
Punto Superior de Fluidéz	°C	ASTM D97	-3
Índice de cetano calculado	Adimensional	ASTM D976	25
Contenido total de azufre	% masa/ ppm w	ASTM D494	0.0272 / 272
Azufre de mercaptano	ppm w	ASTM D3227	7
Numero de Acidez	mg KOH/g	ASTM D664	< 0.1
Cloruro Orgánico	ppm	ATM 058	< 1
No. de Bromo cortado en 360°C	mg Br/100g	ASTM D1159	4.1
Nitrógeno Total	ppm	ASTM D4629	10.3
Contenido de cera	% masa	UOP46	1
Color Saybolt	Adimensional	ASTM D156	< -16
Color ASTM	Adimensional	ASTM D1500	L 7.5
Mercurio (Hg)	ppb	UOP938M	16
Arsénico (As)	ppb	ICPMS	< 10
Sodio (Na)	ppm w	ICPMS	1.46
Hierro (Fe)	ppm w	ICPMS	5.93



**Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México**

*Tabla 3. 3. Especificaciones de la muestra del 22-04-16*

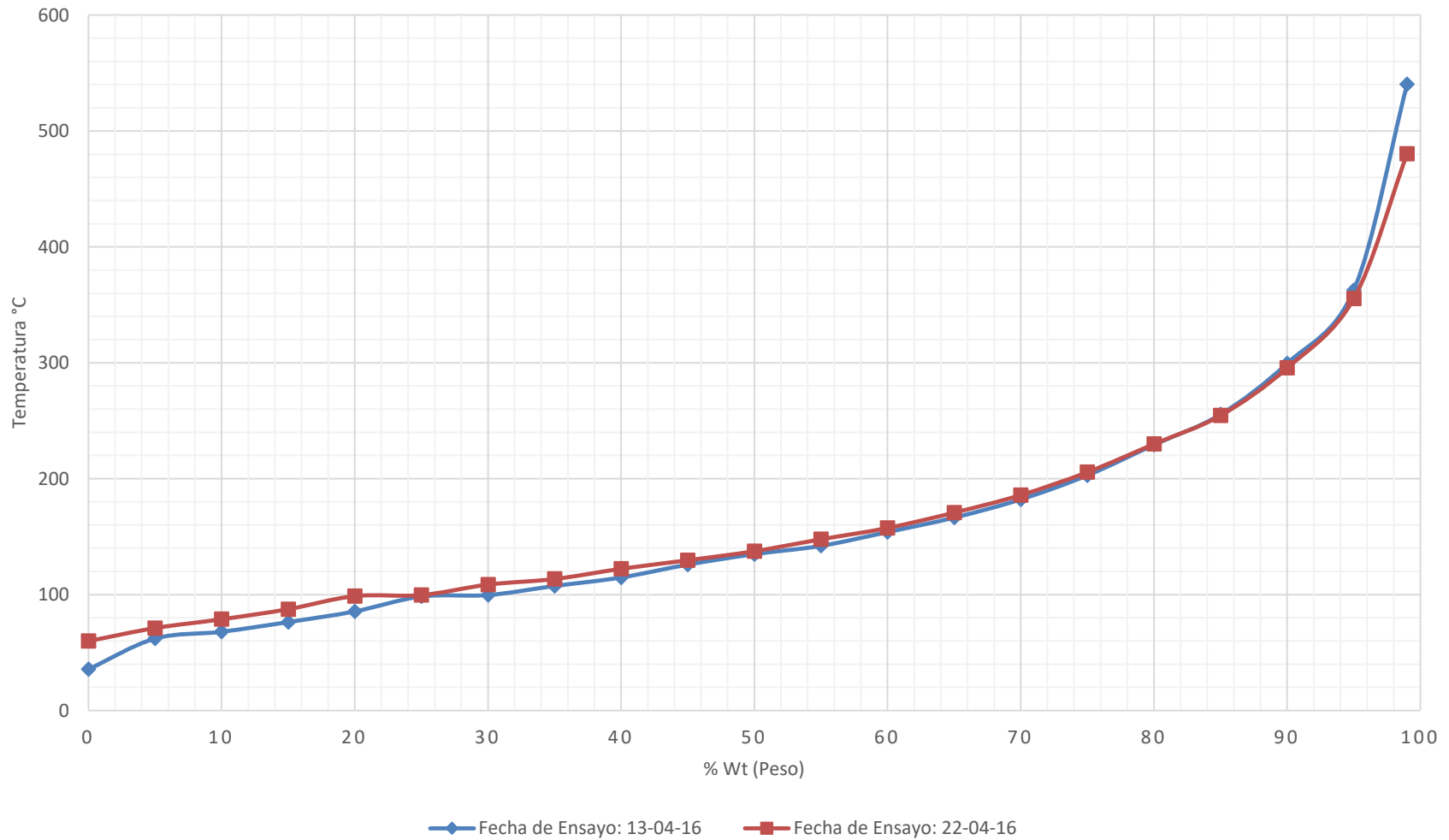
Prueba	Unidad	Método de Prueba	Valor
Índice de octano (RON+MON)/2	Adimensional	ASTM D2699	67.95
Índice de Carbono Conradson	% masa	ASTM D189	< 0.01
Presión de Vapor Reid 100°F (38°C)	Adimensional	-	1.287
Gravedad Especifica a 20/4°C	Adimensional	ASTM D1298	0.75
Gravedad	°API	ASTM D1298	52.4
Densidad	kg/m <sup>3</sup>	ASTM D1298	769.2
Contenido de Agua	ppm	ASTM D4377	22
Viscosidad cinemática a 68°F (20°C)	cSt	ASTM D445	1.139
Viscosidad cinemática a 122°F (50°C)	cSt	ASTM D445	0.8183
Punto Superior de Fluidez	°C	ASTM D97	<-33
Índice de cetano calculado	Adimensional	ASTM D976	32
Contenido total de azufre	% masa/ ppm w	ASTM D494	0.0118 / 118
Azufre de mercaptano	ppm w	ASTM D3227	< 3
Numero de Acidez	mg KOH/g	ASTM D664	< 0.1
Cloruro Orgánico	ppm	ATM 058	< 1
No. de Bromo cortado en 360°C	mg Br/100g	ASTM D1159	0.2
Nitrógeno Total	ppm	ASTM D4629	11.2
Contenido de cera	% masa	UOP46	0.6
Color Saybolt	Adimensional	ASTM D156	-16
Color ASTM	Adimensional	ASTM D1500	L 5.5
Mercurio (Hg)	ppb	UOP938M	24
Arsénico (As)	ppb	ICPMS	12
Sodio (Na)	ppm w	ICPMS	0.2
Hierro (Fe)	ppm w	ICPMS	14.8

*Tabla 3. 4. Análisis cromatográfico de hidrocarburos ligeros en muestras estabilizadas por el método ASTM D7900*

Componente	% Vol.
Isobutano (iC <sub>4</sub> )	0.04
n-Butano (C <sub>4</sub> )	0.2
Isopentano (iC <sub>5</sub> )	1.08
n- Pentano (C <sub>5</sub> )	1.59
Ciclo pentano (CicloC <sub>5</sub> )	0.41



Grafico 3.1 Comparación de curvas de destilación ASTM D2887 de Condensados





### 3.2.3. CARACTERIZACIÓN DEL ENSAYO EXPERIMENTAL: DEFINICIÓN DE LA CARGA A LA PLANTA

Stream Data - Assay Definition

UOM Range Help Tag

Assay data for stream 2887130416

Distillation

- True Boiling Point
- ASTM D86
- ASTM D1160
- ASTM D2887

D2887 Basis

- Liquid Volume
- Weight

Pressure:  kg/cm

Correct for Cracking  
(Recommended for API 63 and Edminster-Okamoto Interconversion only)

Gravity Data

- API Gravity
- Specific Gravity
- Watson K-Factor

Average:

Cut	Percent Distilled	Temperature C
1	1	35.54
2	5	62.01
3	10	67.93
4	15	76.28
5	20	85.5
6	25	98.37
7	30	99.63
8	35	107.45
9	40	114.79
10	45	125.89

Additional Data

- 
- 
- 
- 

Exit the window after saving all data

Figura 3. 4. Caracterización en un simulador comercial (PRO II) de la muestra del 13-04-16 de hidrocarburos

Caracterizar significa precisar y transformar los datos experimentales de la curva ASTM D2887 en una gama amplia de pseudocomponentes que permiten modelar el proceso.

El análisis cromatográfico seleccionado para el diseño de la planta, fue el del día 13 de abril de 2016, su contenido, se caracterizó en el simulador de procesos, como se muestra en la figura 3.4.

La gravedad API de la muestra analizada, así como un vistazo general al gráfico 3.1 indican que los condensados estabilizados tienen potencial para petrolíferos de fracciones ligeras.



### Inclusión del contenido de hidrocarburos ligeros definidos

La información del ensayo de hidrocarburos ligeros que se reportó en tabla 3.4, fue introducida en la caracterización de los hidrocarburos condensados como se muestra en la figura 3.5, de lo cual destaca que los hidrocarburos ligeros de componentes reales forman un 3.32 % volumen de la mezcla de la carga de condensados estabilizados a la planta.

Stream Data - Assay Lightends Data

UOM Range Help Tag

Assay lightends information for stream 2887130416

Specification of Total Lightends Flowrate

Match to TBP Curve

Fraction of Assay: [ ]

Percent of Assay:  Basis:

Use Compositions as Actual Rates

Lightends Rate: [ ] kg-mol/hr

Normalize Component Flowrates Based on Specified Total Flowrate

Component	Composition Liq. Vol.
IBUTANE	0.04
BUTANE	0.2
IPENTANE	1.08
PENTANE	1.59
CYCLOPNT	0.41
H2O	

Total: 3.3200

OK to PFD OK Cancel Cancel to PFD

Exit the window after saving all data

Figura 3. 5. Caracterización de la muestra seleccionada con el ensayo de los hidrocarburos ligeros definidos

Así mismo, en la tabla 3.2 se reportan las especificaciones de la muestra seleccionada (13-04-2016), de estas las más representativas para la caracterización y generación de pseudocomponentes, son el contenido total del azufre por medio de la prueba ASTM D4924 y el contenido de nitrógeno por medio del método ASTM D4629.

### Inclusión del contenido de azufre total en el simulador de procesos

Como se observa en la figura 3.5, el contenido de azufre total es muy bajo, del orden de 118 ppm peso (0.0118% peso). Típicamente un crudo pesado, tiene del orden de 3.5 a 6% en peso de azufre total, mientras que un aceite crudo ligero se encuentra en el de 1.5 a 2% en peso.

Cabe mencionar que la información que se muestra en la figura 3.6, limita a solo conocer el contenido inicial de azufre en la alimentación. Para poder conocer el porcentaje total de azufre en cada una de las fracciones que resulten como producto en la planta fraccionadora, es importante realizar y tener la curva del porcentaje contenido de azufre en función del





## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

porcentaje de volumen destilado, para enriquecer la caracterización de la alimentación. Desafortunadamente no se cuenta con esta información.

Stream - Refinery Inspection Properties

UOM Range Help

Sulfur Content assay data for stream 2887130416

Fluid Average:  percent

Supply Property Curve Data

Cut	Percent Distilled	Data Value
Copy		percent
Paste 1		
Insert 2		
Reset 3		
4		
5		
6		
7		
8		

OK Cancel

OK to PFD Cancel to PFD

Enter the average property value

Figura 3. 6. Especificación de contenido total de azufre en la muestra del 13-04-2016

### Inclusión del contenido de nitrógeno total en el simulador de procesos

Como se observa en la figura 3.7, el contenido de nitrógeno total es muy bajo, del orden de 118 ppm peso (0.0118% peso). Típicamente un crudo pesado, tiene del orden de 0.1 a 0.5% en peso de nitrógeno total, mientras que un crudo ligero tiene un contenido < 0.1% peso.

Lo mismo ocurre con la información que se presenta en la figura 3.7, esta se limita a solo conocer el contenido total inicial de nitrógeno en la alimentación. Debido a que no se cuenta con la información que proporciona la curva de contenido de nitrógeno, no se podrá conocer el contenido total de nitrógeno en cada una de las fracciones que se obtengan como producto en la planta fraccionadora.



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

Stream - Refinery Inspection Properties

UOM Range Help

Nitrogen (Total) assay data for stream 2887130416

Fluid Average:  ppm

Supply Property Curve Data

Cut	Percent Distilled	Data Value percent
Copy		
Paste 1		
Insert 2		
Reset 3		
4		
5		
6		
7		
8		

Exit the window after saving all data

Figura 3. 7. Especificación de contenido total de nitrógeno en la muestra del 13-04-2016

Las pruebas realizadas a ambas muestras indican que el contenido de cloruros y sodio es menor a 2 ppm en peso, eso es 0.002% del total de la carga. Adicionalmente no contiene calcio ni magnesio y no se reportan resultados en las tablas 3.2 y 3.3 expresados en libras de sales minerales por cada mil barriles de crudo (pounds per thousand barrels en inglés). Por lo que prácticamente la carga no contiene sales de ningún tipo y se consideró que la carga no requiere desalado.



### 3.2.4. DEFINICIÓN Y AJUSTE DE LOS PSEUDOCOMPONENTES

Inicialmente el simulador tiene definidos como punto de partida un numero de cortes por cada rango de temperatura de ebullición.

Cut	Maximum Temperature for Interval C	Number of Pseudo-components in Interval
1	426.667	28
2	648.889	8
3	871.111	4

Figura 3. 8. Pseudocomponentes predeterminados por el simulador

Al tener predeterminados (por default) el número de pseudocomponentes para intervalos de temperatura predeterminados, el simulador genera una curva ASTM D2887 calculada con una tendencia un poco diferente de la información alimentada que se obtuvo experimentalmente, como se observa en el gráfico 3.2.



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

Tabla 3. 5. Información de Curvas ASTM D2887 (Experimental vs Simulada)

a) Curva experimental D2887

% Peso	T °C
TIE	35.54
5	62.01
10	67.93
15	76.28
20	85.5
25	98.37
30	99.63
35	107.45
40	114.79
45	125.89
50	134.91
55	142.06
60	153.96
65	166.42
70	182.15
75	202.91
80	229.27
85	255.49
90	299.55
95	362.7
TFE	540.28

b) Curva simulada D2887 (sin ajuste de pseudocomponentes)

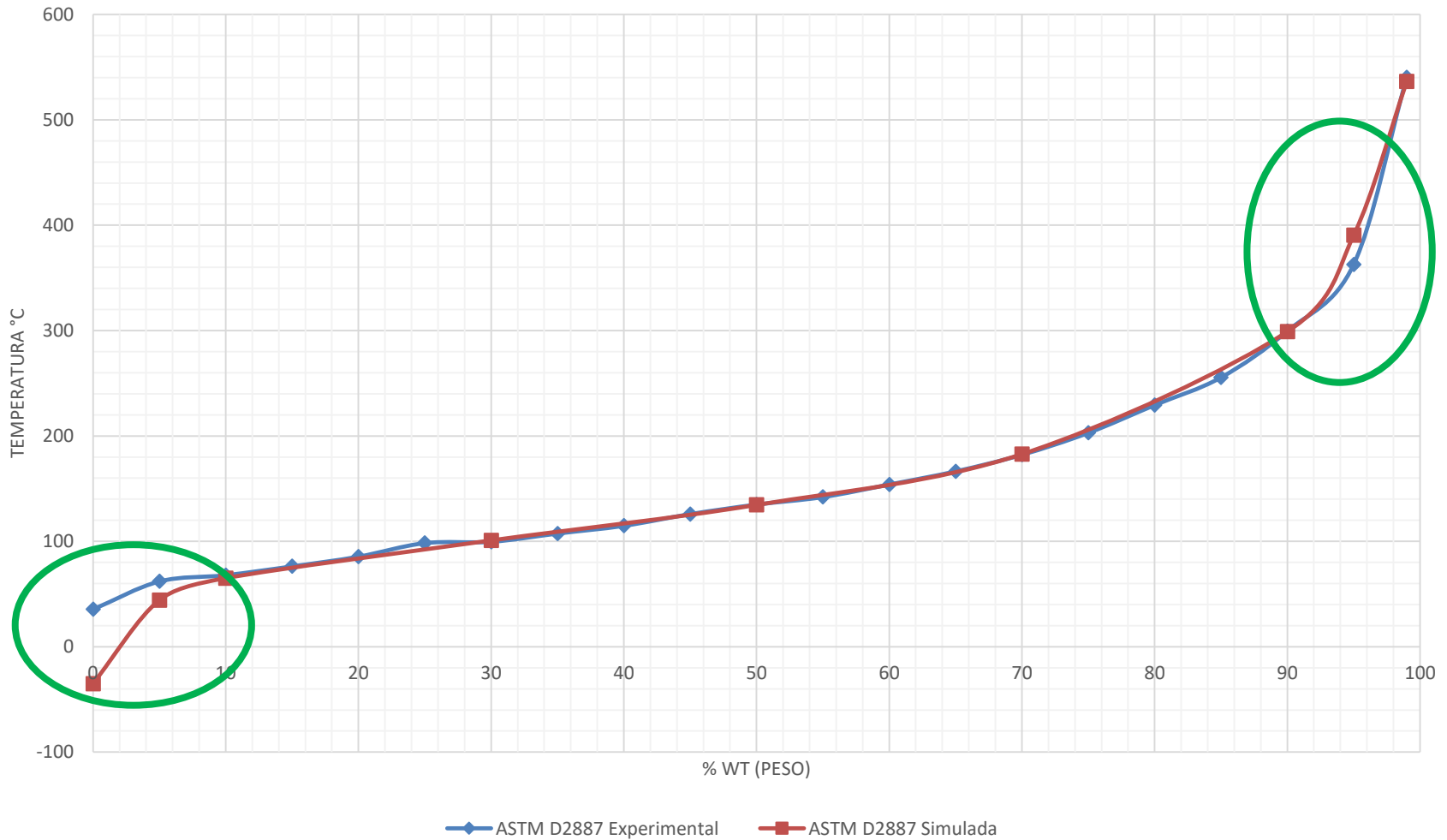
% Peso	T °C
TIE	-35.12
5	44.08
10	65.03
30	100.84
50	134.55
70	182.72
90	299.04
95	390.5
TFE	536.35

En el gráfico 3.2, la separación de temperaturas que se presenta al 95% de masa destilada puede arrojar información errónea para el método corto de la torre, principalmente los rendimientos de los productos.

Por lo tanto, fue necesario corregir el número de pseudocomponentes hasta que la diferencia de temperaturas no fuese mayor a 1°C, entre la curva calculada comparada con la experimental.



Gráfico 3.2. Comparación de curva experimental vs curva simulada (calculada sin ajuste de Pseudocomponentes)





## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

Con el ajuste realizado al número de pseudocomponentes (figura 3.9), se trazaron nuevamente las curvas y se observó en gráfico 3.3, que en su mayoría todos los puntos quedaron traslapados o muy cercanos al traslape a excepción del primer punto. El ajuste mencionado hace más confiable la caracterización de la carga. Por lo tanto, se pudo utilizar para el desarrollo del diseño del proceso y el balance de materia y energía.

Cut	Maximum Temperature for Interval C	Number of Pseudo-components in Interval
1	70	6
2	120	23
3	210	6
4	300	4
5	350	3
6	400	12
7	500	40
8	600	3
9	700	2

Figura 3. 9. Ajuste de pseudocomponentes por corte para reproducir el ensayo experimental

Como se observa en el gráfico 3.3, la desviación entre las curvas es mínimo. Por lo tanto, se pudo hacer uso de esta curva calculado por el simulador para iniciar el análisis del proceso. Es decir, con esto quedó definida la carga a la planta.



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

Tabla 3. 6. Información de Curvas ASTM D2887 (Experimental vs Simulada)

a) Curva experimental D2887

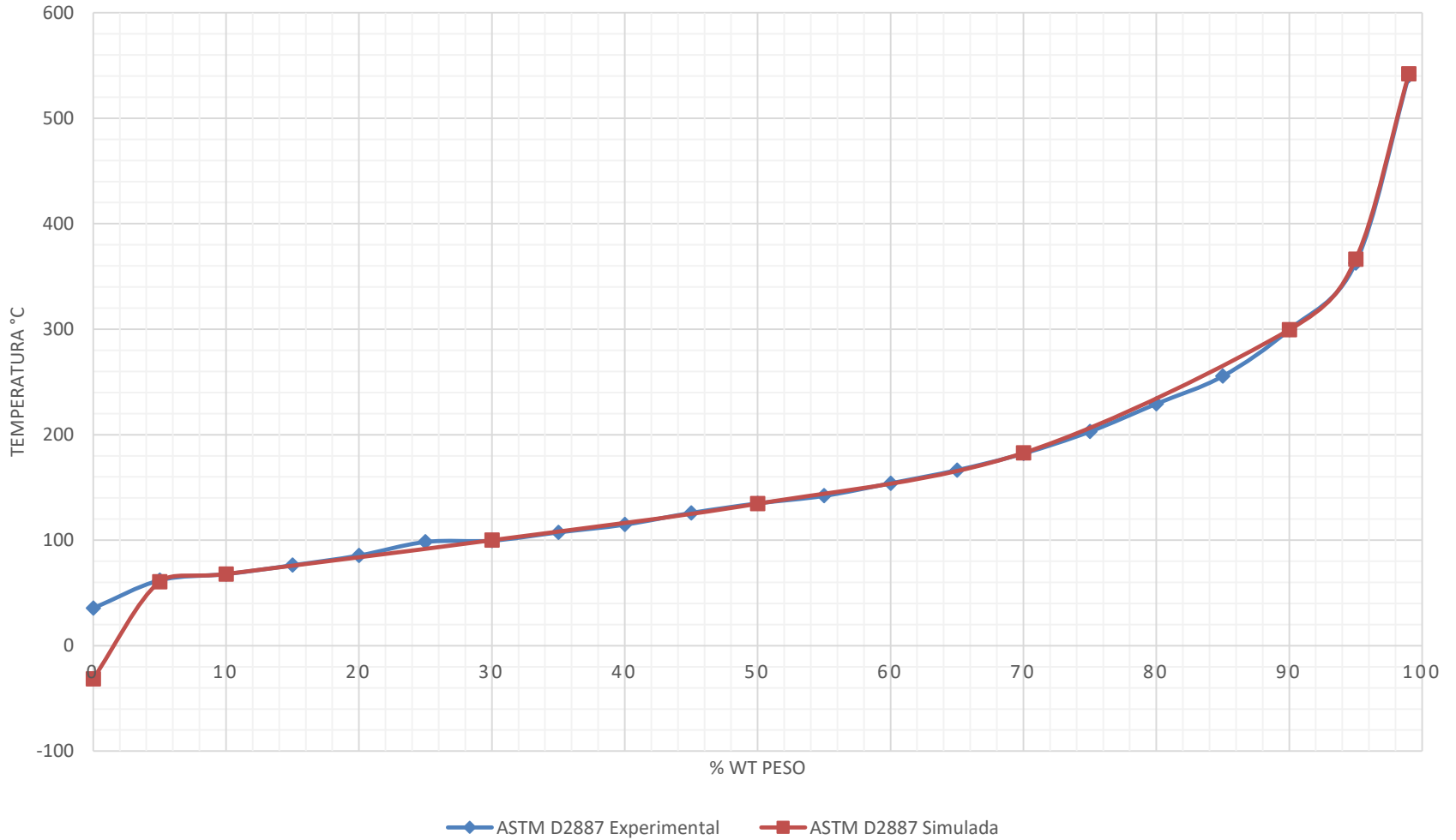
% Peso	T ° C
0.001	35.54
5	62.01
10	67.93
15	76.28
20	85.5
25	98.37
30	99.63
35	107.45
40	114.79
45	125.89
50	134.91
55	142.06
60	153.96
65	166.42
70	182.15
75	202.91
80	229.27
85	255.49
90	299.55
95	362.7
99	540.28

b) Curva simulada D2887 (con ajuste de pseudocomponentes)

% Peso	T ° C
0.001	-31.42
5	60.46
10	67.92
30	99.98
50	134.56
70	182.70
90	299.49
95	366.41
99	542.04



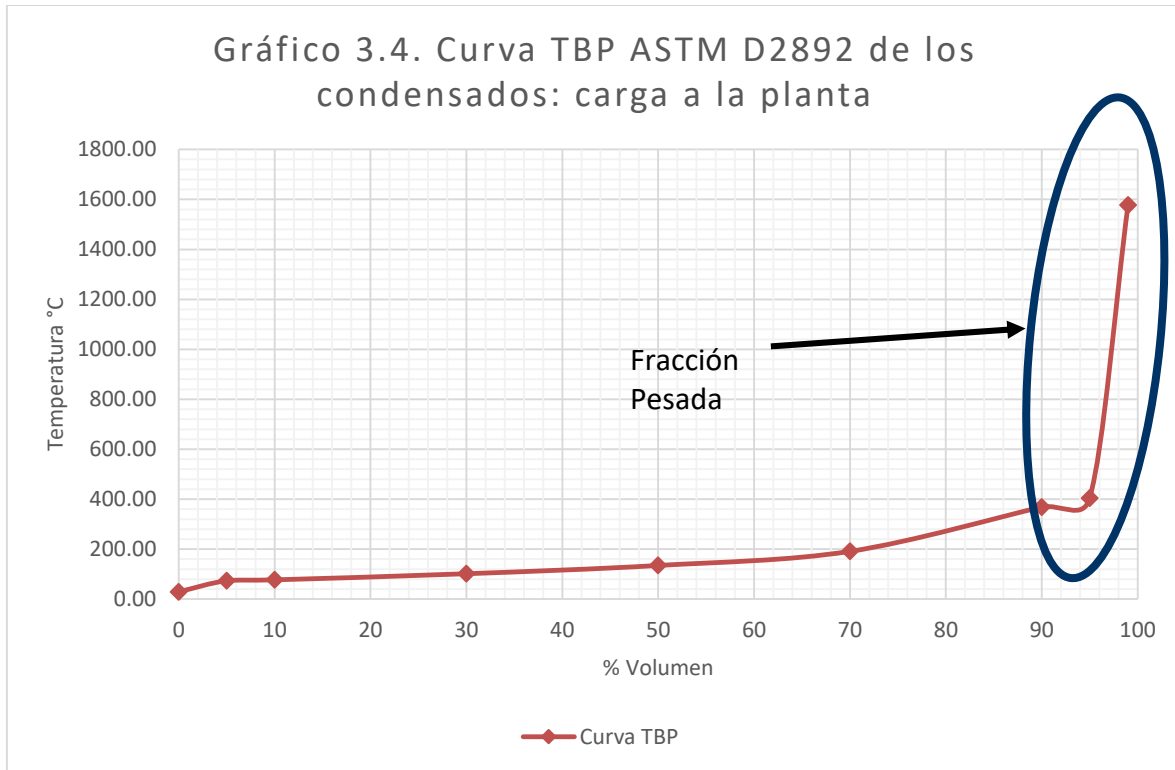
Grafico 3.3. Comparación de curva experimental vs curva simulada (Calculada con ajuste de Pseudocomponentes)







### 3.3. MÉTODO CORTO DE LA TORRE FRACCIONADORA: PROPUESTAS Y SELECCIÓN DEL ESQUEMA DE FRACCIONAMIENTO



El gráfico 3.4, es la curva TBP o ASTM D2892 obtenida mediante la conversión de la curva ASTM D2887.

En el 90% de su trayectoria, esta tiene una pendiente poco pronunciada, lo cual, manifiesta que gran parte de los hidrocarburos condensados corresponden a fracciones ligeras y solo contiene una pequeña parte de fracción pesada.

De tal modo se han planteado dos propuestas para el diseño de la torre fraccionadora para llevar a cabo la separación de los hidrocarburos y obtener productos de mayor valor agregado.



### 3.3.1. PROPUESTAS DE ESQUEMAS DE FRACCIONAMIENTO

Los posibles productos petrolíferos se mencionan en la sección 2.4.

De tal modo se plantearon dos propuestas de esquemas de fraccionamiento:

1. Con obtención de turbosina

Consiste en una planta fraccionadora donde se obtengan los siguientes productos petrolíferos:

- Nafta
- Turbosina
- Gasóleo Ligero Primario (Querosina + Gasóleo Ligero)
- Gasóleo Pesado +++ (Crudo Reducido)

La producción de la querosina es muy limitada, al ser un producto que carece de mercado y al tener una curva de destilación muy parecida a la de turbosina, se prefiere la extracción del combustible de las aeronaves, por lo que no es conveniente extraerla y se prefirió extraer junto con la fracción de gasóleo ligero primario.

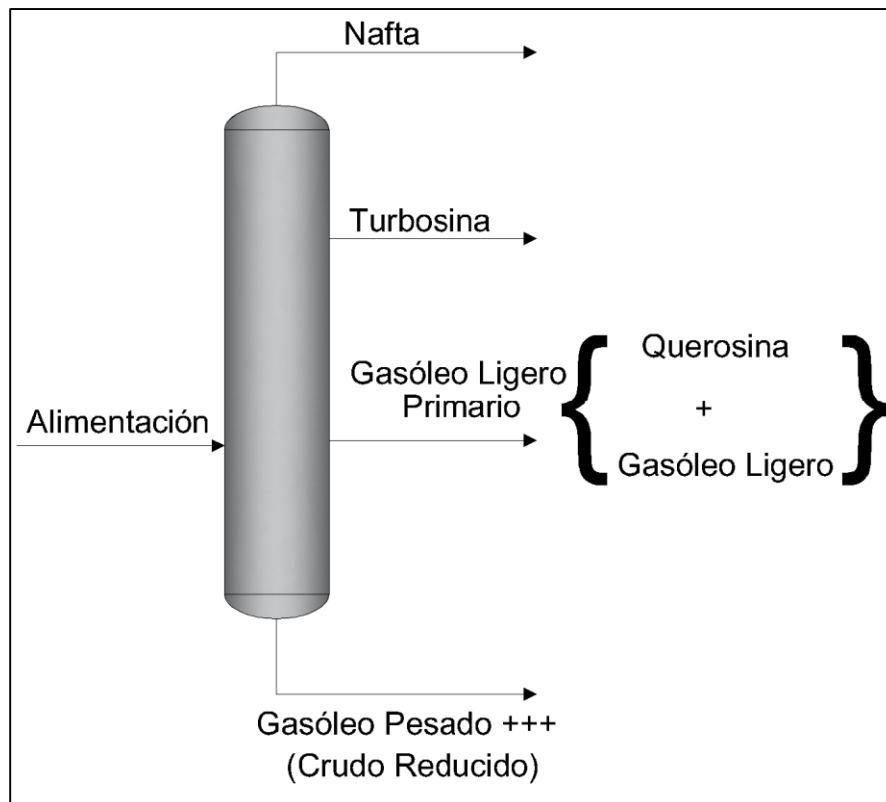


Figura 3. 10. Conceptualización de fraccionador con producción de turbosina



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

### 2. Sin obtención de turbosina

Consiste en una planta fraccionadora donde se obtengan los siguientes productos petrolíferos:

- Nafta
- Gasóleo Ligero Primario (Turbosina + Querosina + Gasóleo Ligero)
- Gasóleo Pesado +++ (Crudo Reducido)

La producción de la turbosina depende principalmente de su demanda, si existe un mercado para la turbosina, como aeropuertos comerciales o bases áreas militares es conveniente producirla, pero si no hay mercado para comercializarla, es preferible extraer en la fracción de gasóleo ligero primario junto con querosina y gasóleo ligero.

Por lo anterior se consideró lo siguiente, en la región de la cuenca de Burgos, específicamente en Reynosa existe un aeropuerto pequeño, el cual además se abastece con combustible importado de EU y el aeropuerto de Monterrey que es la ciudad cercana más grande, cubre sus necesidades con la refinería de Cadereyta, por lo tanto, es conveniente no extraerla y dejarla caer a la fracción de gasóleo ligero primario.

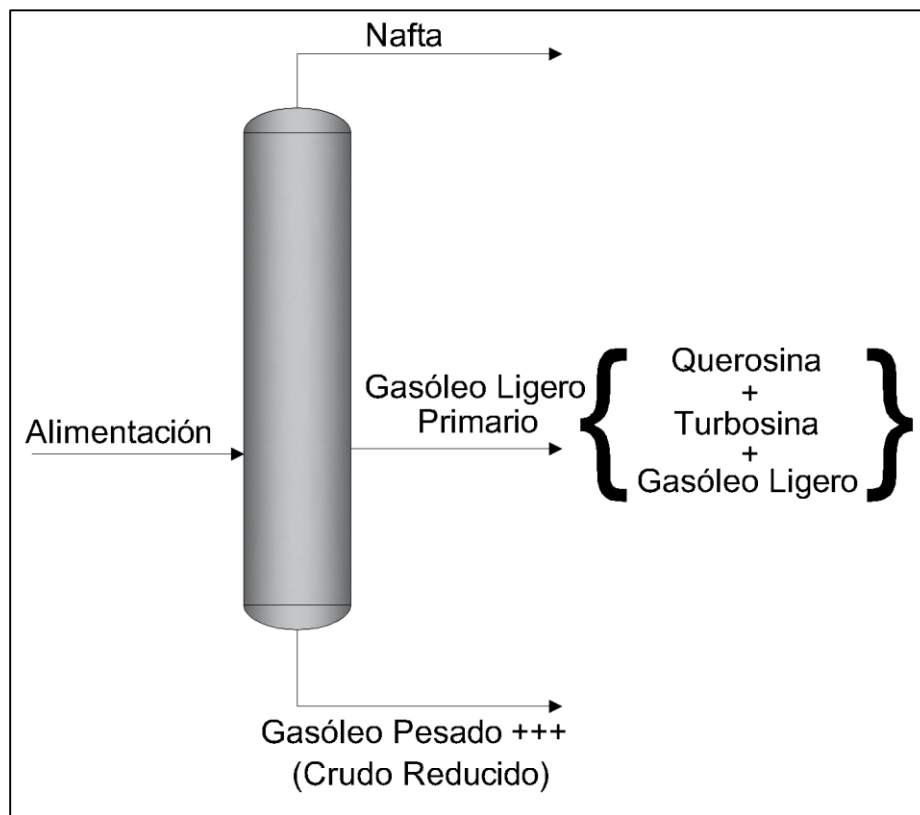


Figura 3. 11. Conceptualización de fraccionador sin producción de turbosina



### 3.3.2. ESPECIFICACIONES DE CORTE PARA SIMULACIÓN

Las curvas de destilación mencionadas en la sección 2.4 se utilizaron como especificaciones de corte para la simulación de ambas propuestas y la variable que se modificó fue el gap/overlap entre las fracciones, para el desarrollo del método corto. El cual permite estimar las etapas teóricas necesarias y los rendimientos de los productos.

Es importante señalar que las temperaturas que se reportan en las distintas curvas de destilación para los productos que se desean obtener, siguen el método ASTM D86 para fracciones ligeras (Nafta, turbosina y GOLP) y ASTM D1160 (Crudo reducido) para fracciones pesadas. (Riazi, 2005). A continuación, se presentan las especificaciones de temperatura de corte para diferentes productos.

- La nafta utiliza las especificaciones de corte de la gasolina **regular** y **Premium**, la norma menciona que la temperatura máxima de ebullición final es de 225°C, pero para esta propuesta se utilizará a temperatura de 190°C.
- La turbosina utiliza las especificaciones de corte de la **Jet A1** y **Jet A**, dicha norma menciona que la temperatura máxima de ebullición final es de 255°C, se eligió la temperatura de 250°C como temperatura final de corte, debido a que la querosina un destilado intermedio, ligeramente más pesado, tiene un rango inicial similar al de turbosina, pero la temperatura final es más cercana a los 255°C.
- El gasóleo ligero primario utiliza las especificaciones del diésel **automotriz** y **marino/agrícola**, la norma menciona que la temperatura máxima de corte se debe informar, pero que la temperatura máxima destilación al 90% debe ser de 345°C, por lo tanto, se utilizó dicha especificación de corte, sin embargo, la temperatura final de corte se obtiene más adelante en los resultados del análisis de sensibilidad de la primera propuesta.
- El gasóleo pesado (crudo reducido) no tiene la especificación de la temperatura final de corte reportada en la norma, no obstante, se sabe que esta fracción es la más pesada y para este diseño no es de interés conocerla. Es deseable que la TIE esté por encima de los 300°C para asegurar mínima presencia de gasóleo ligero primario.



### 3.3.3. PRIMERA PROPUESTA (CON OBTENCIÓN DE TURBOSINA)

Con las especificaciones de temperatura de corte y variando el gap/overlap se realizó el análisis de sensibilidad para definir la primera propuesta.

#### Sección turbosina/nafta

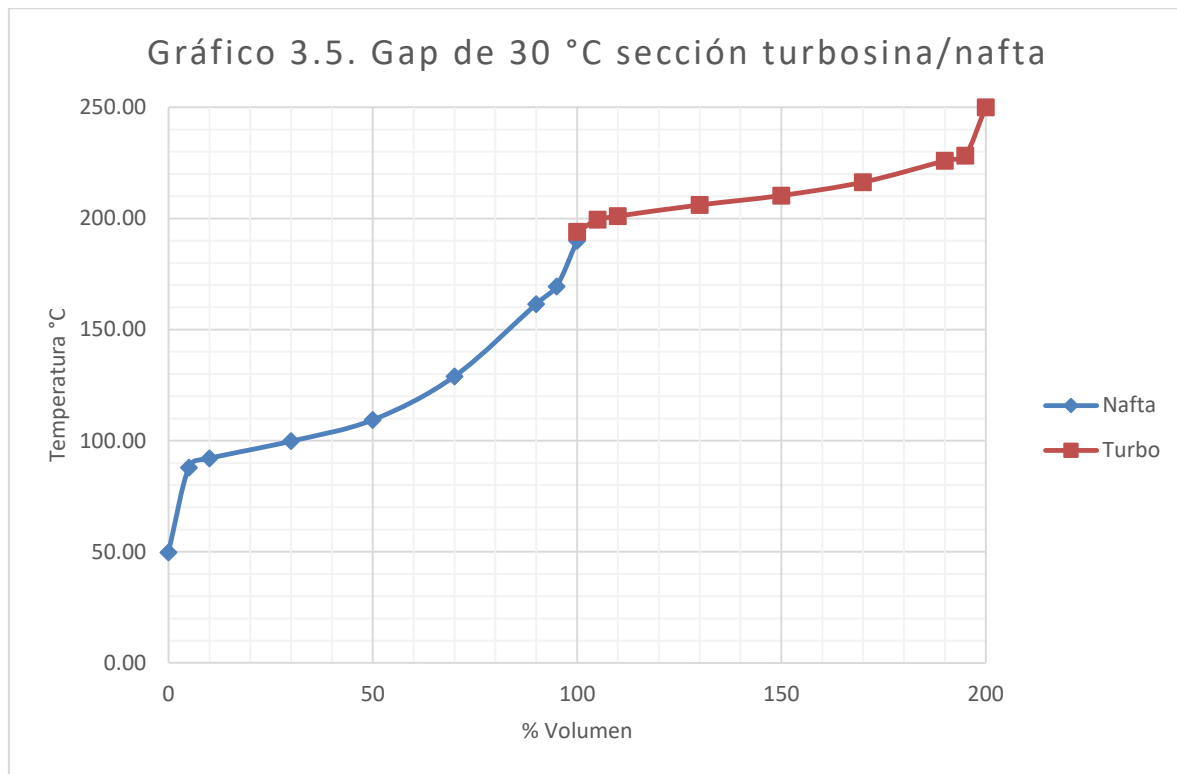


Tabla 3. 7. Gap de 30°C sección turbo/nafta

% Vol.	Nafta	Turbo
	T °C	
TIE	49.70	194.01
5	87.90	199.45
10	92.04	201.11
30	99.80	206.11
50	109.37	210.37
70	128.98	216.38
90	161.56	226.01
95	169.45	228.38
TFE	190.00	250.00

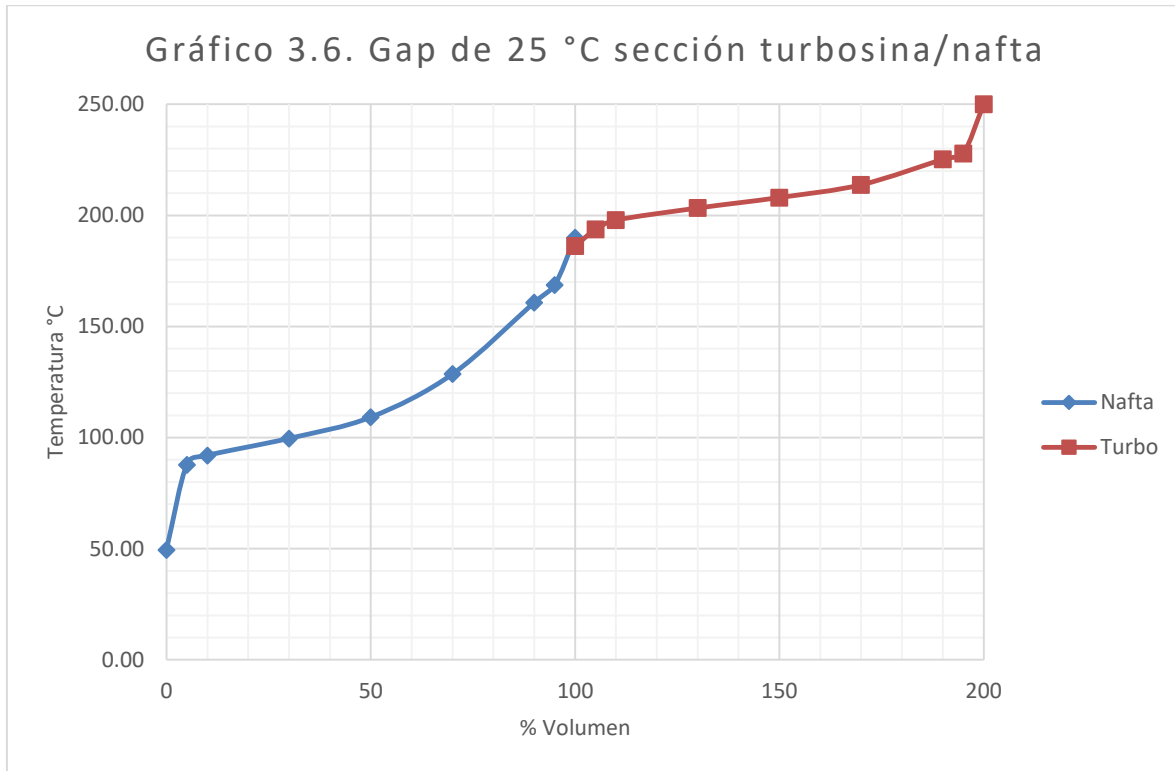


Tabla 3. 8. Gap de 25°C sección turbo/nafta

% Vol.	Nafta	Turbo
	T °C	
TIE	49.46	186.24
5	87.80	193.70
10	91.95	197.91
30	99.62	203.34
50	109.17	208.07
70	128.59	213.81
90	160.84	225.27
95	168.70	227.93
TFE	190.00	250.00



Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

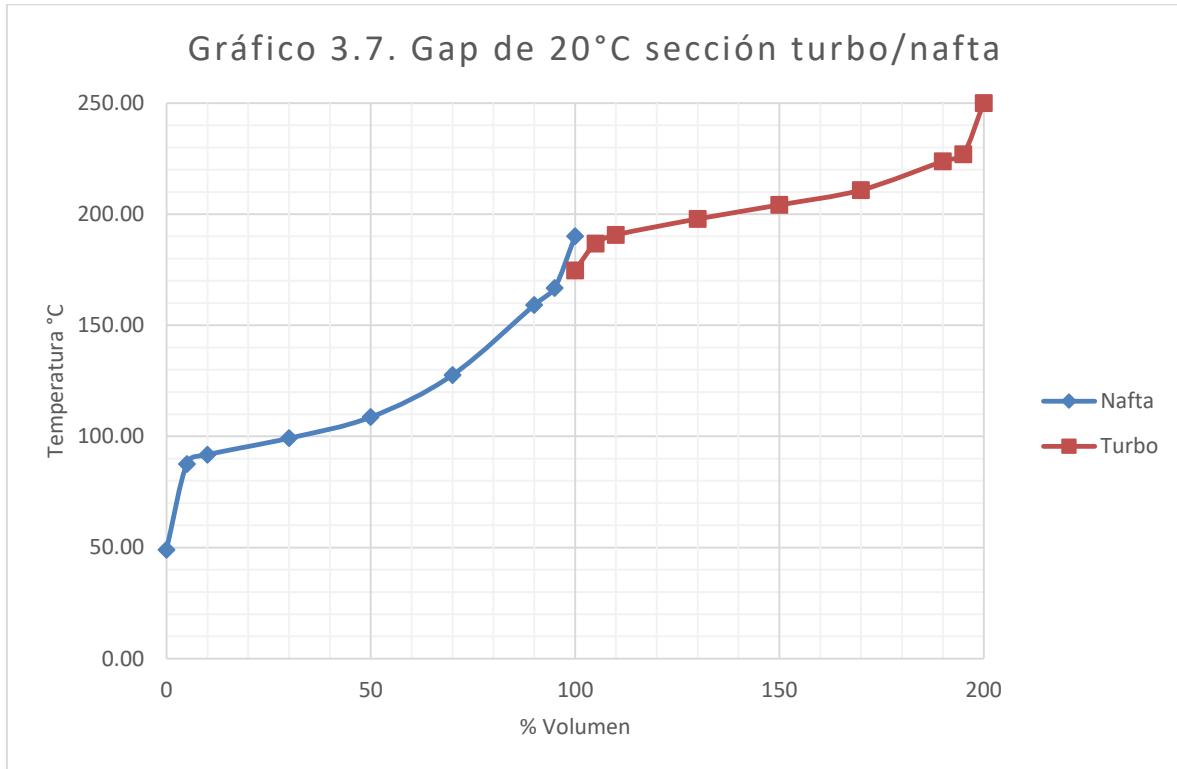


Tabla 3. 9. Gap de 20°C sección turbo/nafta

% Vol.	Nafta	Turbo
	T °C	
TIE	48.87	174.69
5	87.55	186.80
10	91.73	190.64
30	99.19	197.84
50	108.68	204.12
70	127.62	210.83
90	159.13	223.79
95	166.80	226.92
TFE	190.00	250.00

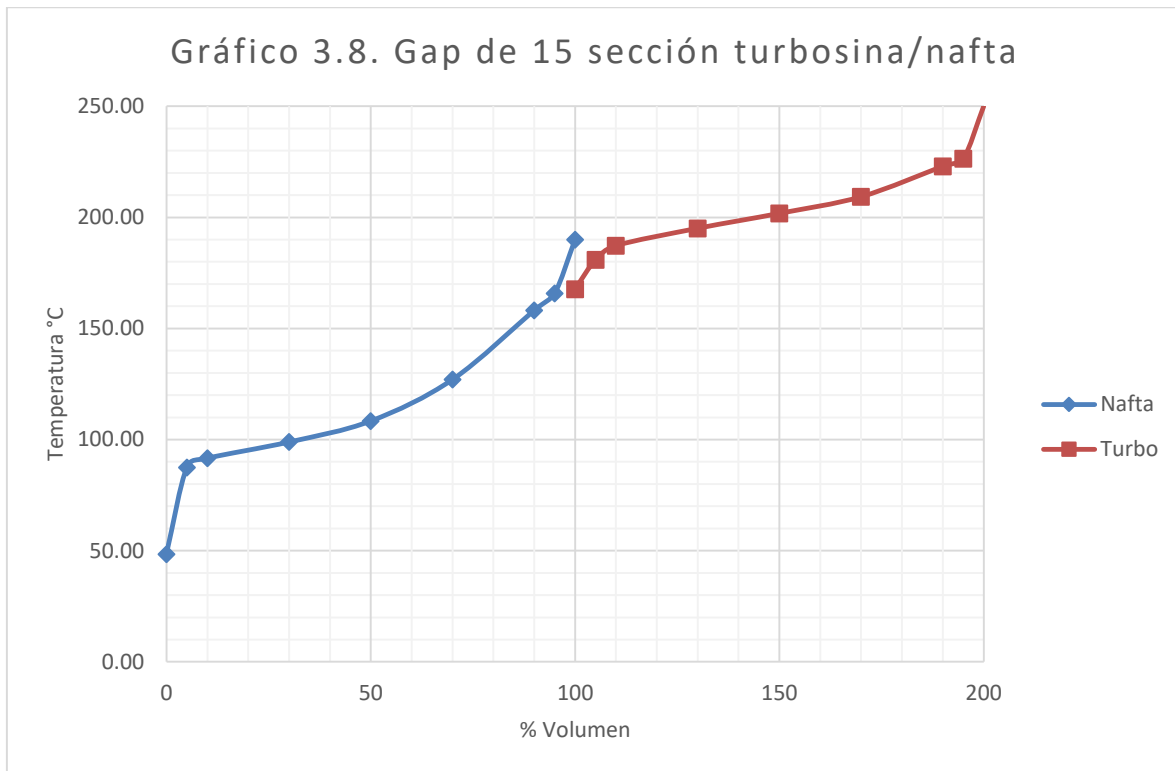


Tabla 3. 10. Gap de 15°C sección turbo/nafta

% Vol.	Nafta	Turbo
	T °C	
TIE	48.51	167.73
5	87.40	180.86
10	91.60	187.26
30	98.93	195.08
50	108.39	201.80
70	127.05	209.30
90	158.25	223.02
95	165.86	226.41
TFE	190.00	250.00





Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

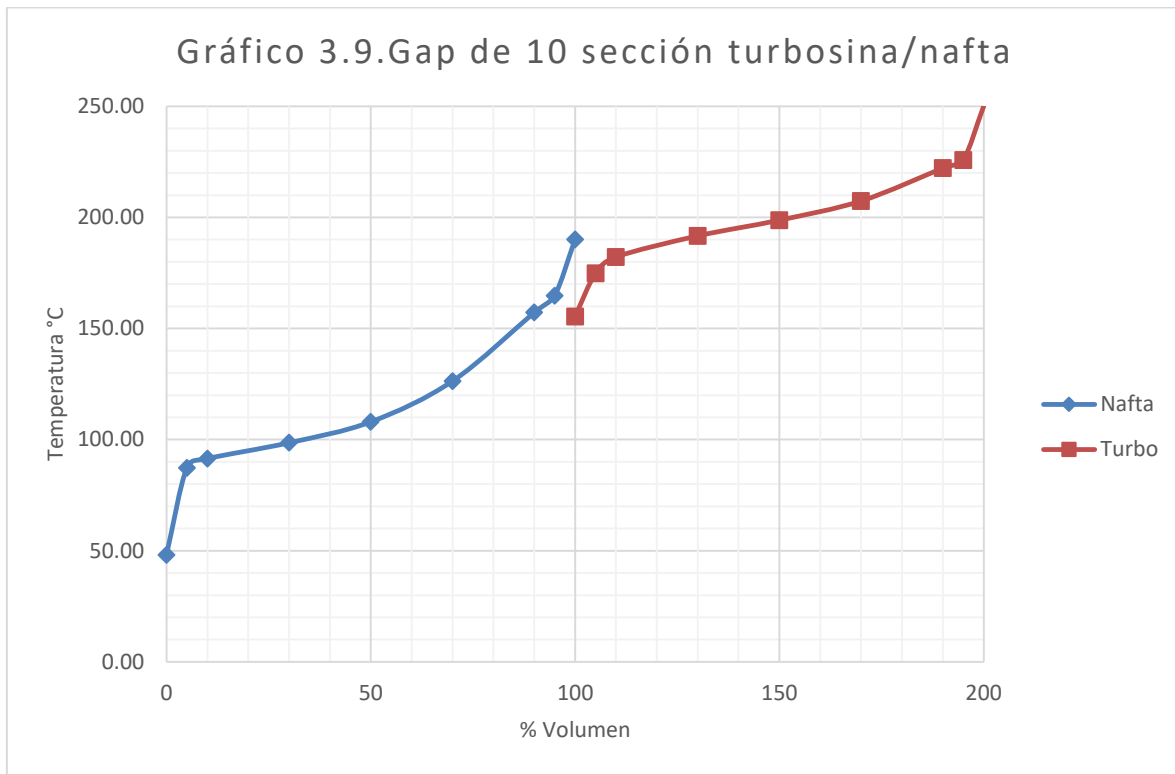


Tabla 3. 11. Gap de 10°C sección turbo/nafta

% Vol.	Nafta	Turbo
	T °C	
TIE	48.03	155.38
5	87.20	174.79
10	91.43	182.14
30	98.59	191.61
50	108.00	198.70
70	126.31	207.34
90	157.21	222.14
95	164.79	225.85
TFE	190.00	250.00

Nota: Para todos los gráficos de gap/overlap de la sección turbosina/nafta en la escala del eje x (% de volumen destilado) esta va de 0 a 200%, sin embargo, cada fracción se debe representar de 0 a 100%, para términos prácticos la fracción nafta se representa de 0 a 100% y la fracción turbosina se representa de 100 a 200%.



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

Con relación a los gráficos anteriores, el gráfico 3.5 representa la separación más cercana a la idealidad, por el contrario, el gráfico 3.9 representa un fraccionamiento deficiente entre la sección turbosina/nafta, entre dichos gráficos se observa como el gap entre más pequeño es, más afecta la separación de los productos nafta y turbosina.

Mediante la simulación del método corto de destilación para cada gráfico se obtuvieron los siguientes resultados:

Tabla 3. 12. Análisis de sensibilidad sección turbosina/nafta

Parámetro de Comparación	GAP 30°C	GAP 25°C	GAP 20°C	GAP 15°C	GAP 10°C
Numero de etapas teóricas para sección Nafta	7.57	5.78	4.57	4.08	3.57
Rendimiento de Nafta (BPD)	13021	12968	12834	12754	12645
Rendimiento de Turbosina (BPD)	495	545	684	770	890
T al 5% vol. destilado Turbosina °C ASTM D86	199.45	193.7	186.8	180.8	174.7

En una comparación más cuantitativa en la tabla 3.12, se hizo un balance entre las siguientes variables: el número de etapas teóricas que se requieren para la sección nafta, los rendimientos de nafta y turbosina en barriles estándar por día (BPD) y la temperatura al 5% volumen destilado ASTM D86 en la que comienza a destilar la turbosina. Por lo tanto, para esta sección el mejor gap es el de 20°C.

Esta opción representa el mejor fraccionamiento cercano a la realidad, ya que tiene una cantidad razonable de etapas teóricas que permite un buen fraccionamiento, pero no incrementa el tamaño de la torre de una forma considerable como si se eligiera el gap de 30°C, el cual aumenta 3 etapas teóricas para ganar aproximadamente 200 barriles más de nafta con respecto al gap de 20°C.

Finalmente considerando que se dará un buen fraccionamiento, la temperatura al 5% de volumen destilado es aceptable para la fracción de turbosina.



**Sección gasóleo ligero /turbosina**

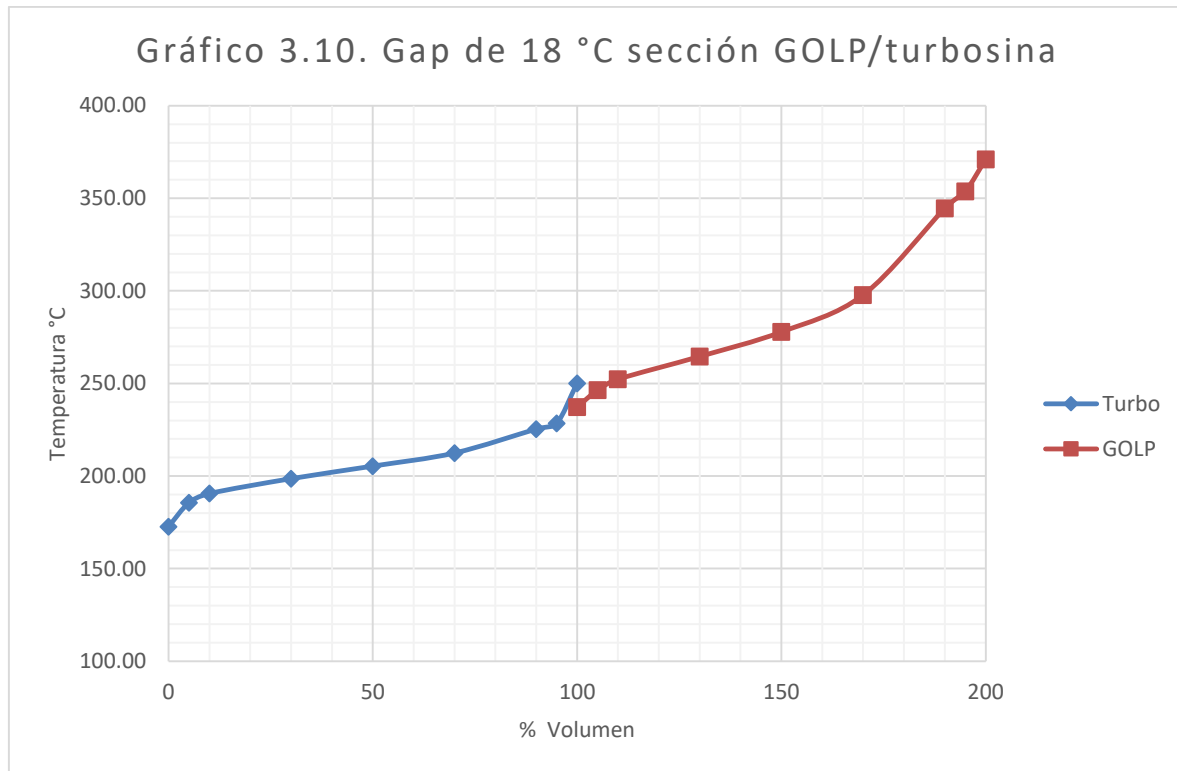


Tabla 3. 13. Gap de 18°C sección GOLP/turbo

% Vol.	Turbo	GOLP
	T °C	
TIE	172.56	237.23
5	185.46	246.31
10	190.45	252.22
30	198.51	264.53
50	205.28	277.78
70	212.37	297.71
90	225.32	344.57
95	228.31	353.69
TFE	250.00	371.00

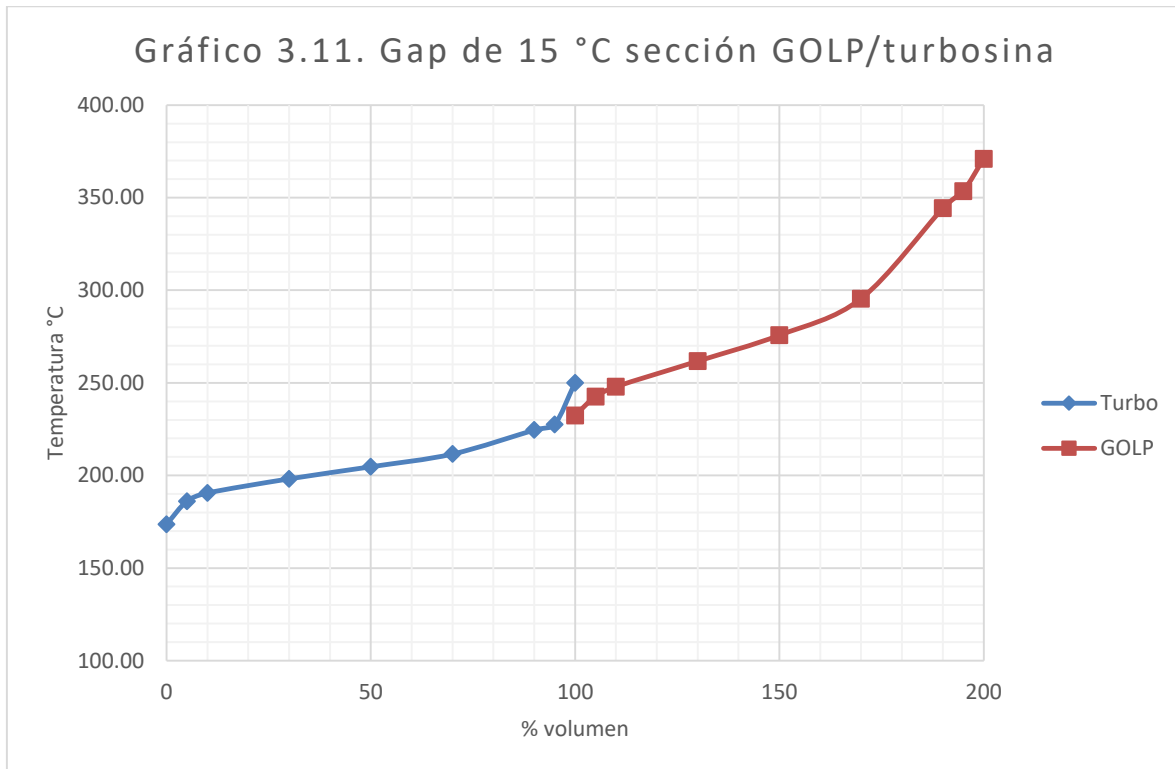


Tabla 3. 14. Gap de 15°C sección GOLP/turbo

% Vol.	Turbo	GOLP
	T °C	
TIE	173.55	232.37
5	186.07	242.53
10	190.52	247.85
30	198.16	261.64
50	204.68	275.67
70	211.55	295.42
90	224.49	344.25
95	227.53	353.56
TFE	250.00	371.00

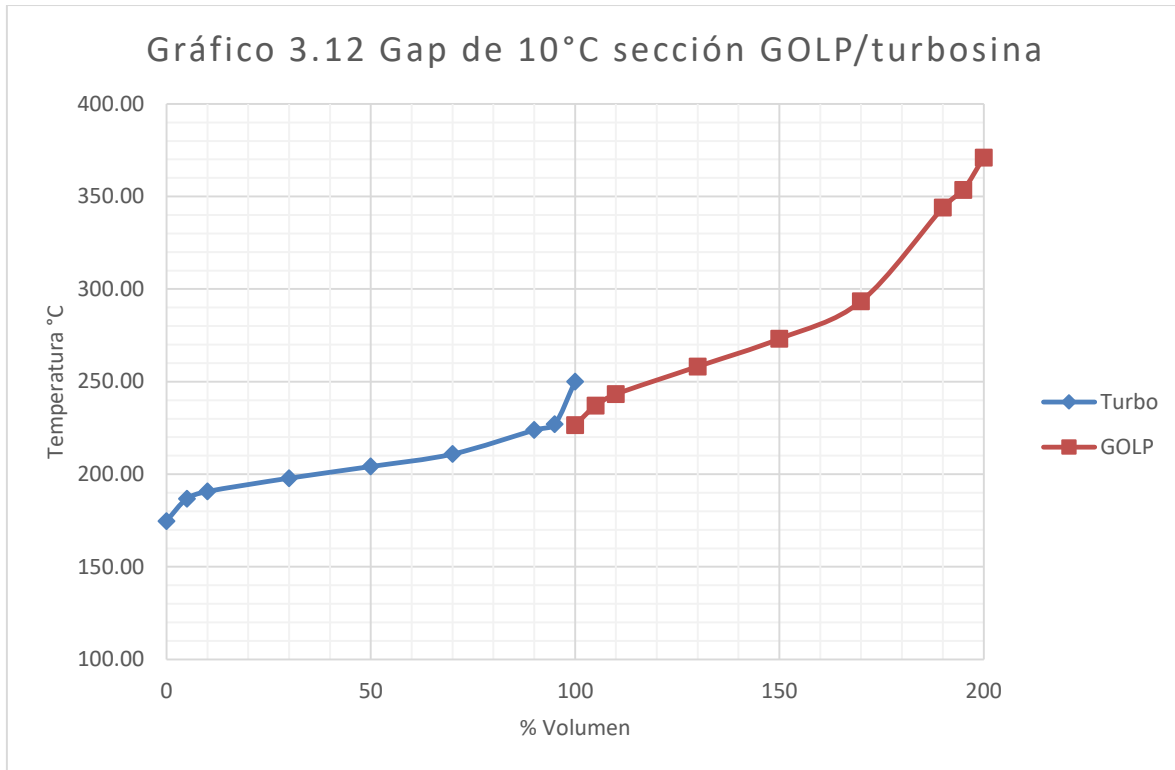


Tabla 3. 15. Gap de 10°C sección GOLP/turbo

% Vol.	Turbo	GOLP
	T °C	
TIE	174.69	226.51
5	186.80	236.92
10	190.64	243.19
30	197.84	258.12
50	204.12	273.08
70	210.83	293.36
90	223.79	343.94
95	226.92	353.47
TFE	250.00	371.00

Nota: Para todos los gráficos de gap/overlap de la sección GOLP/turbosina en la escala del eje x (% de volumen destilado) esta va de 0 a 200%, sin embargo, cada fracción se debe representar de 0 a 100%, para términos prácticos la fracción turbosina se representa de 0 a 100% y la fracción GOLP se representa de 100 a 200%.



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

Con base en los gráficos de esta sección, el gráfico 3.10 representa lo que podría ser la mejor separación, por el contrario, el gráfico 3.12 podría representar el fraccionamiento más deficiente entre la sección gasóleo ligero primario/turbosina, entre dichos gráficos se observa como el gap entre más pequeño es más afecta la separación de los productos turbosina y gasóleo ligero primario.

Como se señaló antes para cada gráfico se corrió el método corto y como resultado del mismo se obtuvieron los siguientes datos:

Tabla 3. 16. Análisis de sensibilidad sección gasóleo ligero primario/turbosina

Parámetro de Comparación	GAP 18°C	GAP 15°C	GAP 10°C
Numero de etapas teóricas para sección Turbosina	6.28	5.62	5.10
Rendimiento de Turbosina (BPD)	1010	864	684
Rendimiento de GOLP (BPD)	2390	2495	2632
T al 5% vol. Destilado GOLP °C ASTM D86	246.31	242.53	236.92

En un análisis más detallado de la tabla 3.16, se hizo un balance entre las siguientes variables: el número de platos teóricos que requiere para la sección turbosina, los rendimientos de turbosina y gasóleo ligero primario en barriles estándar por día (BPD) y la temperatura al 5% volumen destilado ASTM D86 en la que comienza a destilar el gasóleo ligero primario.

Para esta sección la mejor opción es el gap de 10°C, aunque en los gráficos aparentemente muestra ser la peor opción para el fraccionamiento de esta zona, esta representa el menor número de etapas para una sección donde el producto sólo es el 4% aproximadamente de la carga alimentada y que por 4 etapas teóricas más se obtendría solo el 6% es decir 2% más, lo cual no es rentable ni para el diseño ni mucho menos para la operación de la torre.

Finalmente, la T al 5% vol. destilado del gasóleo ligero primario con un gap de 10°C, refleja su parte de querosina al iniciar su fraccionamiento cerca de los 236°C y no cercano a los 270°C como se reporta en la literatura (Gary & Handwerk, 2001) como consecuencia de que en esta propuesta no se contempla la extracción la fracción querosina y se dejan caer al GOLP. La fracción también se podría conocer como un quero-gasóleo ligero.



**Sección gasóleo pesado/gasóleo ligero primario**

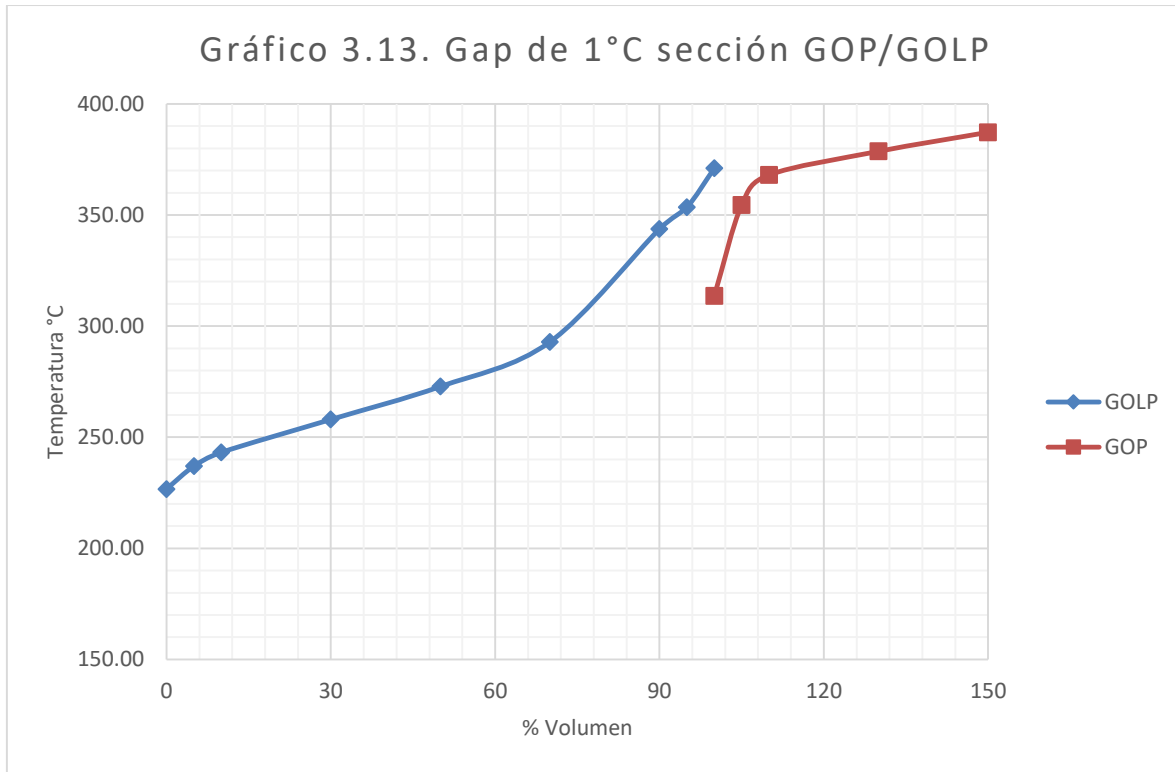


Tabla 3. 17. Gap de 1°C sección GOP/GOLP

% Vol.	GOLP	GOP
	T °C	
TIE	226.64	313.52
5	236.94	354.46
10	243.14	367.97
30	257.95	378.62
50	272.79	387.20
70	292.87	748.15
90	343.72	2056.61
95	353.46	2096.64
TFE	371.00	2135.88



Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

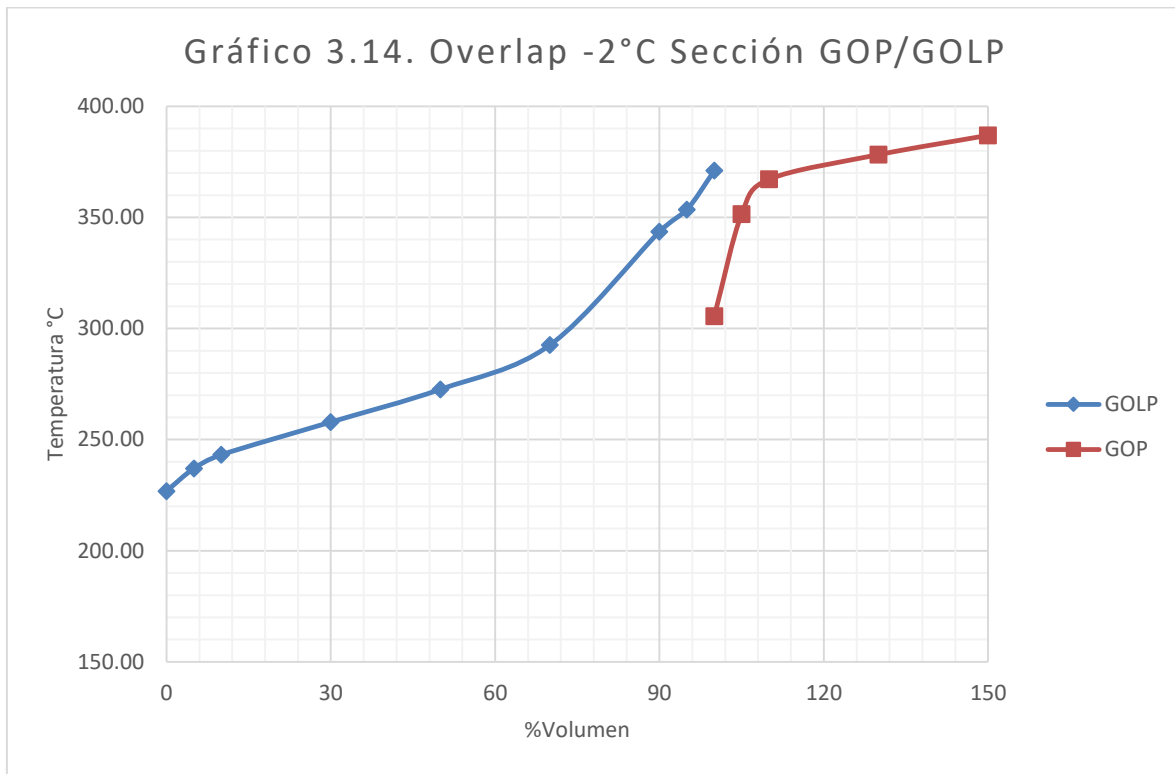


Tabla 3. 18. Overlap de -2°C sección GOP/GOLP

% Vol.	GOLP	GOP
	T °C	
TIE	226.74	305.44
5	236.95	351.46
10	243.10	367.07
30	257.84	378.18
50	272.58	386.88
70	292.55	736.37
90	343.58	2061.79
95	353.46	2102.06
TFE	371.00	2141.53





**Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México**

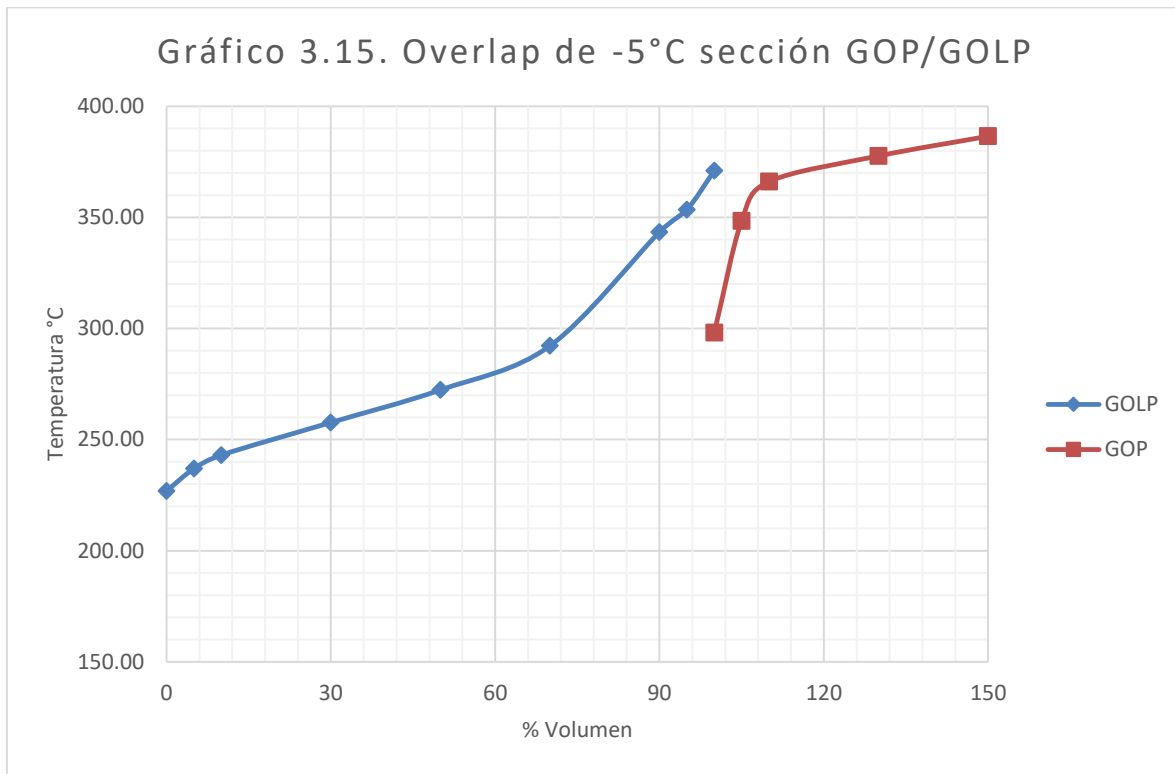


Tabla 3. 19. Overlap de -5°C sección GOP/GOLP

% Vol.	GOLP	GOP
	T °C	
TIE	226.84	298.11
5	236.96	348.47
10	243.06	366.12
30	257.71	377.69
50	272.37	386.55
70	292.21	723.71
90	343.44	2067.48
95	353.47	2108.02
TFE	371.00	2147.74

Nota: Para todos los gráficos de gap/overlap de la sección GOP/GOLP en la escala del eje x (% de volumen destilado) esta va de 0 a 200%, sin embargo, cada fracción se debe representar de 0 a 100%, para términos prácticos la fracción GOLP se representa de 0 a 100% y la fracción GOP se representa de 100 a 200%.



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

Tabla 3. 20. Análisis de sensibilidad sección gasóleo pesado/ gasóleo ligero primario

Parámetro de Comparación	GAP 1 °C	OVERLAP -2°C	OVERLAP -5°C
Numero de etapas teóricas para sección GOLP	2.34	2.27	2.19
Rendimiento de GOLP (BPD)	2607	2590	2570
Rendimiento de GOP (BPD)	1870	1886	1903
TIE para GOP °C ASTMD 1160	325.01	316.8	308.97

De acuerdo con los gráficos de la última sección de esta propuesta, en todos se presenta una región de traslape considerable debido a la dificultad de la separación entre la sección de gasóleo pesado y lo que varía un poco es la temperatura inicial de ebullición del GOP en función del gap/overlap.

En una comparación más detallada como se presenta en la tabla 3.20, se hace un balance entre el número de platos teóricos que requiere para la sección gasóleo ligero, los rendimientos de gasóleo ligero y gasóleo pesado en barriles estándar por día (BPD) y la temperatura inicial en la que comienza a destilar el gasóleo ligero primario en ASTM D1160, dónde se considera que para esta sección la mejor opción es el gap de 1°C.

Prácticamente en todas las alternativas de gap/overlap el número de etapas teóricas es 3, el rendimiento de gasóleo ligero primario como de gasóleo pesado no varían más allá de los 30 barriles, que para fines de sensibilidad es casi nada, por lo que el parámetro que definió que el gap/overlap a usarse fue la temperatura de ebullición inicial del gasóleo pesado que comienza en los 322.51°C.

### **Resumen del análisis de la propuesta I: Con obtención de turbosina**

En resumen, los resultados que definen la primera propuesta (propuesta con obtención de turbosina) se muestran en la tabla 3.21.



**Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México**

Tabla 3. 21. Resultados de la propuesta con obtención de turbosina

Producto	Rendimiento (BPD)	No. de etapas teóricas	Redondeo de etapas
Nafta	12834	4.57	5
Turbosina	689	5.10	6
GOLP	2607	2.27	3
GOP	1870	-	-
Total	18000	11.94	14

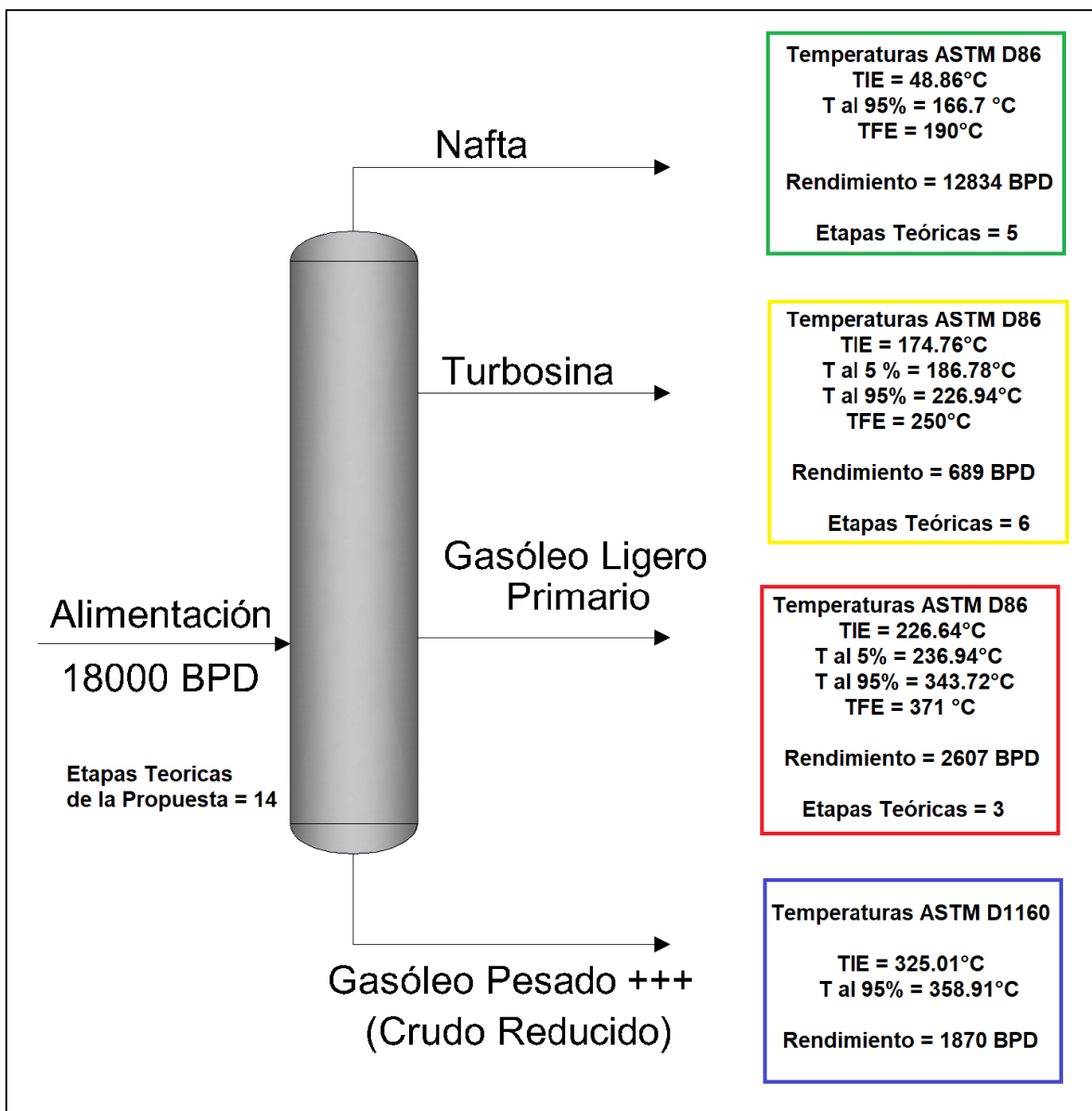


Figura 3. 12. Esquema final de la primera propuesta (con producción de turbosina)



### 3.3.4 SEGUNDA PROPUESTA (SIN OBTENCIÓN DE TURBOSINA)

Con las especificaciones de temperatura de corte y variando el gap/overlap se realizó el análisis de sensibilidad para definir la primera propuesta.

#### Sección gasóleo ligero primario/nafta

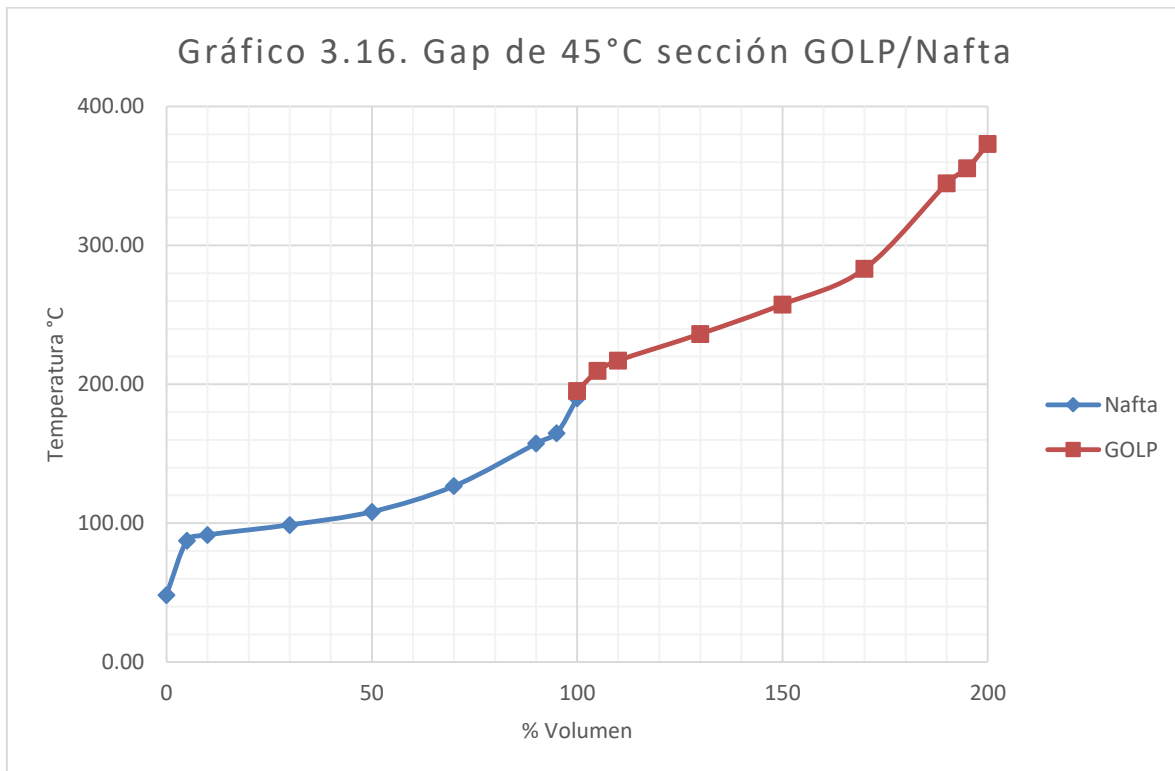


Tabla 3. 22. Gap de 45°C sección GOLP/nafta

% Vol.	Nafta	GOLP
	T °C	
TIE	48.30	195.30
5	87.31	209.79
10	91.53	217.17
30	98.78	236.33
50	108.21	257.51
70	126.69	283.18
90	157.38	344.70
95	164.79	355.59
TFE	190.00	373.00

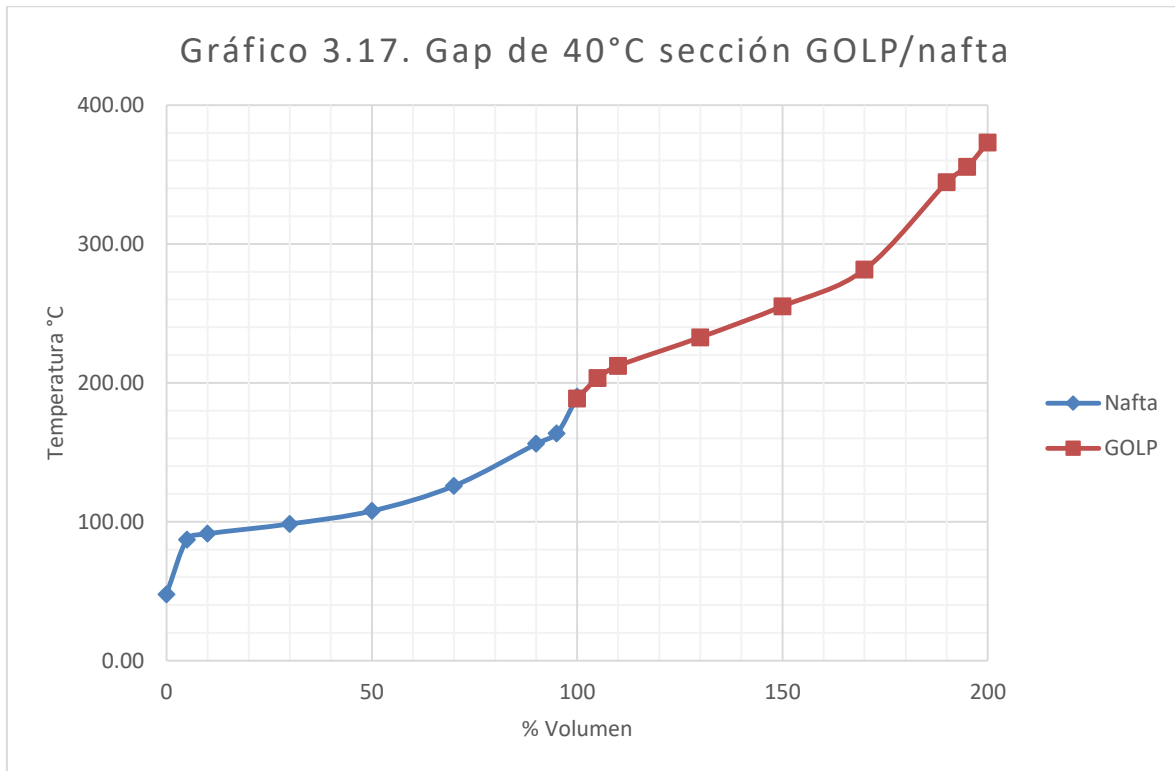


Tabla 3. 23. Gap de 40°C sección GOLP/nafta

% Vol.	Nafta	GOLP
	T °C	
TIE	47.76	188.68
5	87.09	203.45
10	91.33	212.22
30	98.39	232.72
50	107.77	255.10
70	125.84	281.48
90	156.11	344.41
95	163.45	355.53
TFE	190.00	373.00



Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

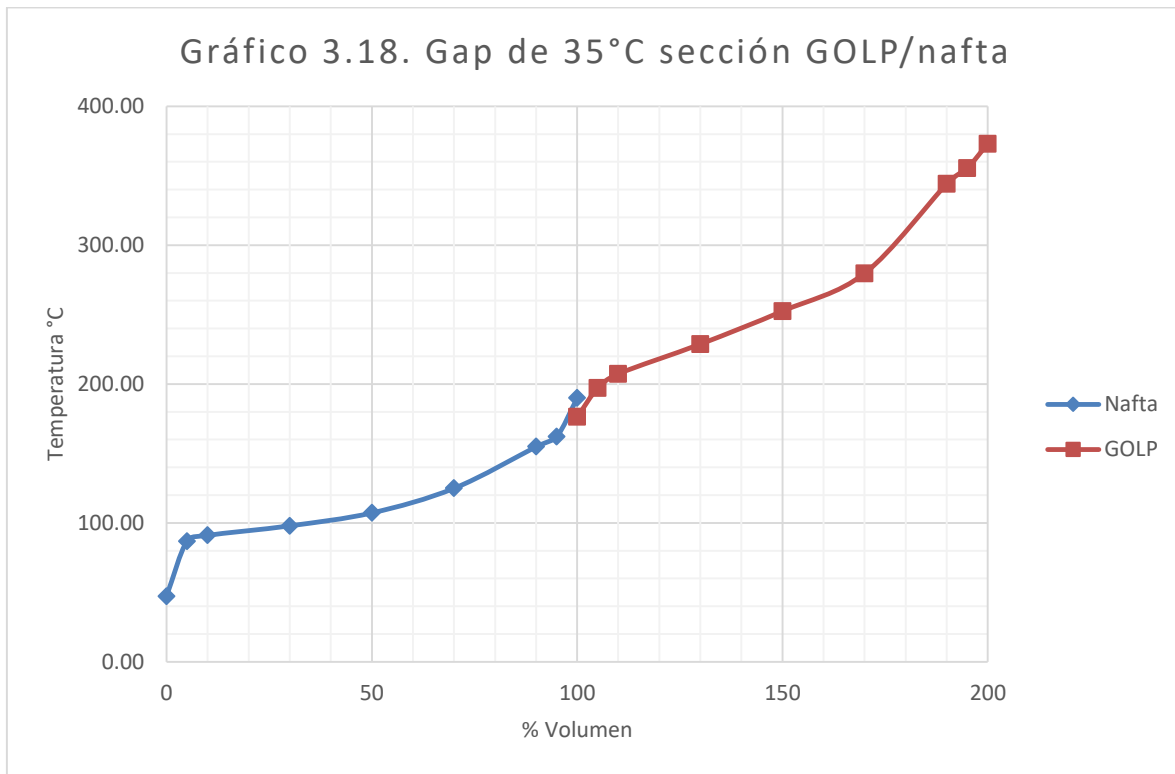


Tabla 3. 24. Gap de 35°C sección GOLP/nafta

% Vol.	Nafta	GOLP
	T °C	
TIE	47.17	176.35
5	86.84	197.25
10	91.11	207.34
30	97.97	228.76
50	107.29	252.48
70	124.97	279.64
90	154.94	344.10
95	162.25	355.46
TFE	190.00	373.00

Nota: Para todos los gráficos de gap/overlap de la sección GOLP/nafta en la escala del eje x (% de volumen destilado) esta va de 0 a 200%, sin embargo, cada fracción se debe representar de 0 a 100%, para términos prácticos la fracción nafta se representa de 0 a 100% y la fracción GOLP se representa de 100 a 200%.



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

Con base en los gráficos anteriores, el gráfico 3.16. representa la separación ideal, el gráfico 3.17 representa una buena separación, finalmente el gráfico 3.18 muestra la separación más real.

Como se señaló antes para cada gráfico se corrió el método corto y como resultado del mismo se obtuvieron los siguientes datos:

Tabla 3. 25. Análisis de sensibilidad sección gasóleo ligero primario/ nafta

Parámetro de Comparación	GAP 45°C	GAP 40°C	GAP 35°C
Numero de etapas teóricas para sección Nafta	4.72	4.14	3.67
Rendimiento de Nafta (BPD)	12707	12586	12455
Rendimiento de GOLP (BPD)	3508	3634	3770
T al 5% vol. Destilado GOLP °C ASTM D86	209.79	203.45	197.25

En una comparación más a detalle como se muestra en la tabla 3.25, se hizo un balance entre las siguientes variables: el número de platos teóricos que se requiere para la sección nafta, los rendimientos de nafta y gasóleo ligero en barriles estándar por día (BPD) y la temperatura inicial en la que comienza a destilar el gasóleo ligero. Por lo que para esta sección la mejor opción es el gap de 35°C.

Esta opción representa el mejor fraccionamiento cercano a la realidad, pero con un ligero traslape del gasóleo ligero primario con la nafta. El ligero traslape representa la dificultad de la separación entre dichas fracciones.

Finalmente, la T al 5% vol. destilado del gasóleo ligero refleja que esta fracción es más ligera, al tener temperaturas similares a las obtenidas como en el corte de turbosina de la propuesta 1. Esto es la consecuencia de que en esta propuesta no se contempla la extracción de la fracción turbosina, ni de la fracción querosina. Por lo tanto, se extraen en un solo corte, el gasóleo ligero primario. Esta fracción también se puede conocer como turbo-queo-gasóleo ligero.



**Sección gasóleo pesado/gasóleo ligero primario**

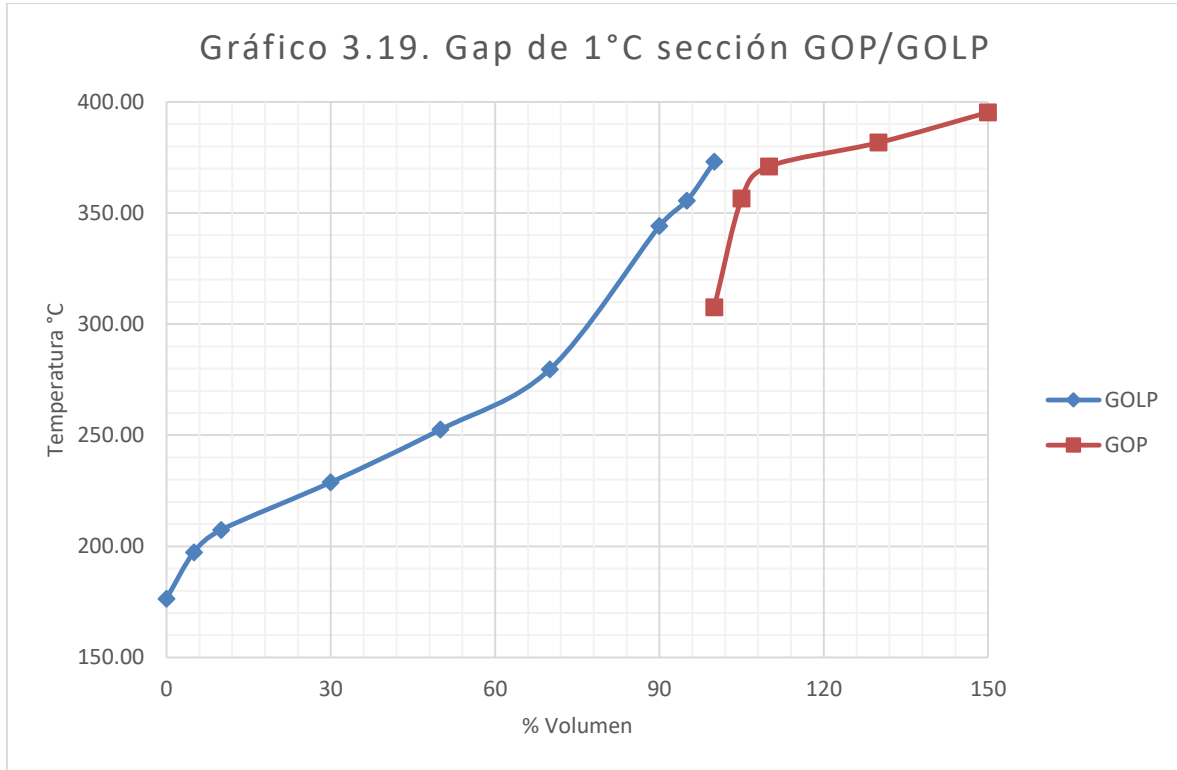


Tabla 3. 26. Gap 1°C sección GOP/GOLP

% Vol.	GOLP	GOP
	T °C	
TIE	176.35	307.51
5	197.25	356.45
10	207.34	370.95
30	228.76	381.64
50	252.48	395.26
70	279.64	817.78
90	344.10	2022.34
95	355.46	2060.86
TFE	373.00	2098.61





Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

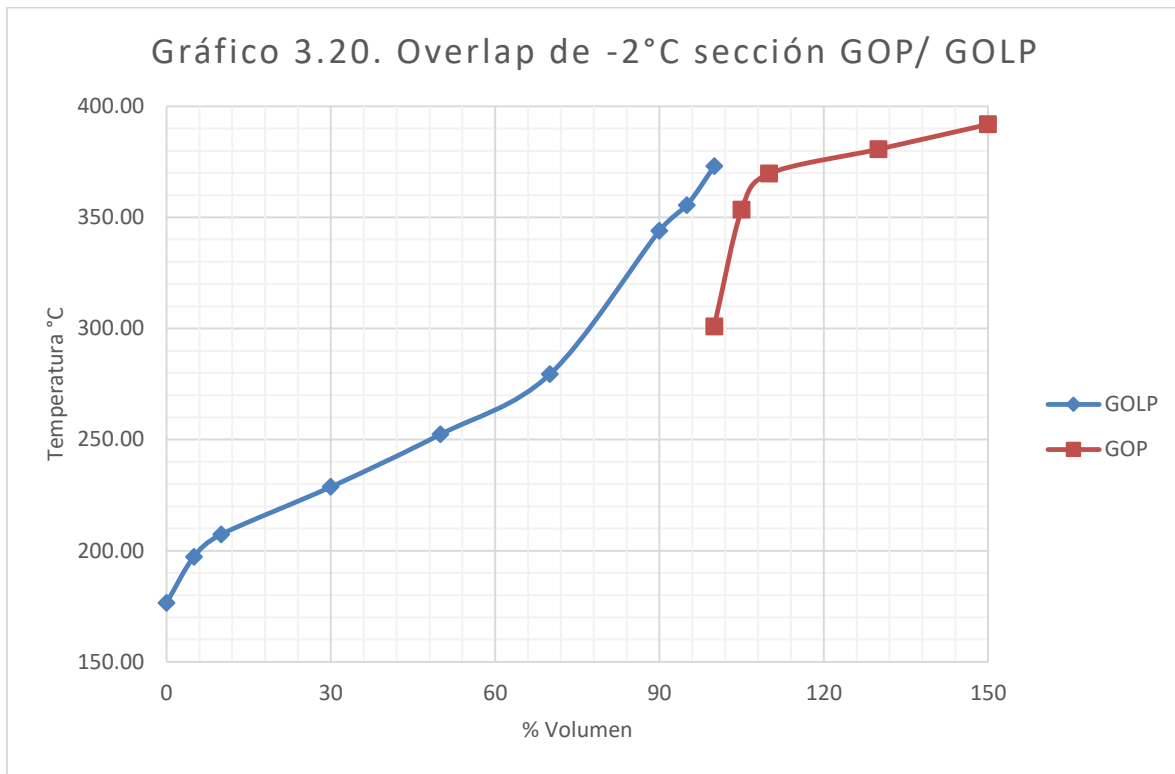


Tabla 3. 27. Overlap de  $-2^{\circ}\text{C}$  sección GOP/GOLP

% Vol.	GOLP	GOP
	T °C	
TIE	176.40	300.92
5	197.26	353.46
10	207.34	369.70
30	228.69	380.74
50	252.34	391.89
70	279.42	812.58
90	344.01	2027.39
95	355.46	2066.06
TFE	373.00	2103.96



Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

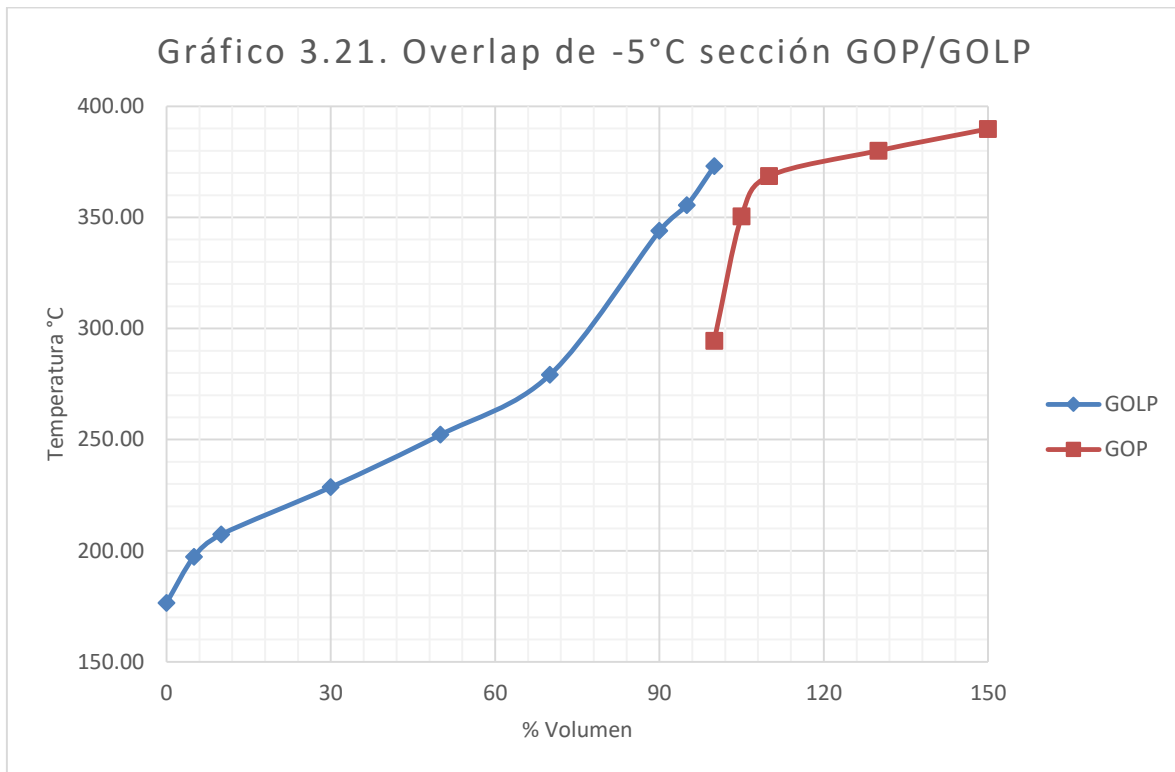


Tabla 3. 28. Gap -5°C sección GOP/GOLP

% Vol.	GOLP	GOP
	T °C	
TIE	176.47	294.47
5	197.28	350.48
10	207.34	368.51
30	228.61	380.00
50	252.19	389.77
70	279.17	805.33
90	343.91	2032.03
95	355.48	2070.87
TFE	373.00	2108.94

Nota: Para todos los gráficos de gap/overlap de la sección GOP/GOLP en la escala del eje x (% de volumen destilado) esta va de 0 a 200%, sin embargo, cada fracción se debe representar de 0 a 100%, para términos prácticos la fracción GOLP se representa de 0 a 100% y la fracción GOP se representa de 100 a 200%.



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

De acuerdo con los gráficos de la última sección de la primera propuesta, en todos se presenta una región de traslape considerable debido a la complejidad de la separación entre la sección de gasóleo pesado y lo que varía un poco es la temperatura inicial de ebullición del GOP en función del gap/overlap.

Con base en los resultados que se presentan en tabla 3.10, se hizo un balance entre las siguientes variables: número de platos teóricos que requiere para la sección gasóleo ligero, los rendimientos de gasóleo ligero primario y gasóleo pesado en barriles estándar por día (BPD) y la temperatura inicial en la que comienza a destilar el gasóleo pesado en ASTM D1160. Dónde se considera que para esta sección la mejor opción es el gap de 1°C.

Prácticamente en todas las alternativas de gap/overlap el número de etapas teóricas es 3, el rendimiento de gasóleo ligero como de gasóleo pesado no varían más allá de los 20 barriles, que para fines de sensibilidad es despreciable, por lo que el parámetro que definió que el gap/overlap a usarse fue la temperatura de ebullición inicial del gasóleo pesado que comienza en los 319.76°C.

Tabla 3. 29. Análisis de sensibilidad sección gasóleo pesado/gasóleo ligero primario

Parámetro de Comparación	GAP 1°C	OVERLAP -2°C	OVERLAP -5°C
Numero de platos teóricos para sección GOLP	2.17	2.11	2.06
Rendimiento de GOLP (BPD)	3770	3759	3747
Rendimiento de GOP (BPD)	1774	1784	1794
TIE para GOP °C ASTM D1160	318.56	311.66	304.88

### **Resumen del análisis de la propuesta II: sin obtención de turbosina**

Los resultados que definen la primera propuesta se muestran en la tabla 3.30.



**Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México**

Tabla 3. 30. Resultados de la propuesta sin obtención de turbosina

Producto	Rendimiento (BPD)	No. de etapas teóricas	Redondeo de etapas
Nafta	12455	3.66	4
GOLP	3770	2.17	3
GOP	1775	-	-
Total	18000	5.83	7

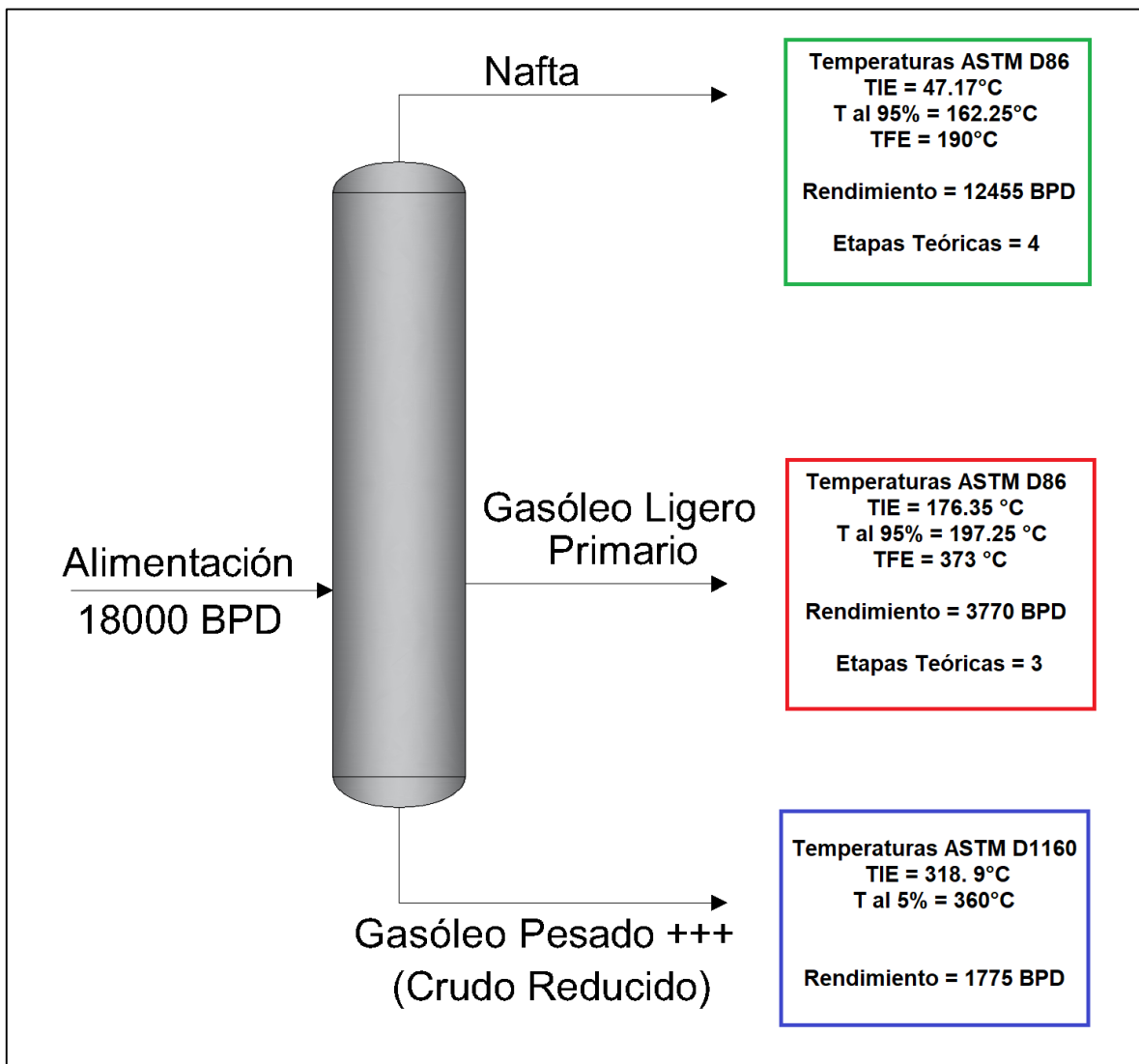


Figura 3. 13. Esquema final de la segunda propuesta (sin producción de turbosina)



### 3.3.5 SELECCIÓN DE LA PROPUESTA

En resumen, los resultados que definen a la propuesta son los siguientes:

Tabla 3. 31. Comparación de los resultados de ambas propuestas

Producto	Rendimiento (BPD)	Rendimiento (%)	No. de etapas teóricas	Redondeo de etapas
<b>Primera Propuesta (con producción de turbosina)</b>				
Nafta	12834	71.3	4.57	5
Turbosina	689	3.8	5.1	6
GOLP	2607	14.5	2.27	3
GOP	1870	10.4	-	-
Total	18000	100	11.94	14
<b>Segunda Propuesta (sin producción de turbosina)</b>				
Nafta	12455	69.2	3.66	4
GOLP	3770	20.9	2.17	3
GOP	1775	9.9	-	-
Total	18000	100	5.83	7

Con base en la comparación de resultados de las propuestas presentadas que se muestran en la tabla 3.31.

Se considera que la mejor propuesta de fraccionamiento es la segunda, dicha propuesta en total tiene 7 etapas teóricas y un rendimiento de gasóleo ligero equivalente al 20% del total de la alimentación superando el rendimiento de gasóleo ligero de la primera propuesta que es cercano al 15% del total de la carga.

En contraste la primera propuesta tiene 14 etapas teóricas, de las cuales, se necesitan 6, para el fraccionamiento de turbosina, para obtener aproximadamente el 4% de rendimiento con respecto a la alimentación, un rendimiento muy bajo para las etapas de fraccionamiento que necesita y un 15% de rendimiento de gasóleo ligero.

Con base en las consideraciones ya mencionadas, la propuesta 2 del esquema de fraccionamiento, fue la seleccionada para continuar con el diseño riguroso de la torre.

Aunque si se comparan bajo la misma base de extracción de productos son equivalentes. Lo que realmente hace la diferencia es el obtener o no turbosina, para lo cual se requieren 6 etapas teóricas.



### **3.4 PROPUESTAS DE DISEÑO RIGUROSO DE LA TORRE ATMÓSFERICA**

La segunda propuesta, como se señaló antes, resultó ser la seleccionada para el diseño riguroso. Por lo que los productos que se obtendrán en esta planta fraccionadora son:

- Nafta
- Gasóleo Ligero Primario (Turbosina + Querosina + Gasóleo Ligero)
- Gasóleo Pesado+++ (Crudo Reducido)

Del mismo modo en el que se tuvieron dos propuestas del método corto, para el método riguroso también hay dos propuestas para llevar a cabo el diseño de la torre atmosférica:

- Con vapor de Agotamiento
- Sin vapor de Agotamiento



### 3.5 DISEÑO RIGUROSO DE LA TORRE FRACCIONADORA: PROPUESTA CON VAPOR DE AGOTAMIENTO

El desarrollo de la simulación rigurosa para el diseño de la torre con vapor de agotamiento, se establece a partir de un caso base.

#### 3.5.1 CASO BASE

##### Platos Teóricos

Tabla 3. 32. Conformación de las etapas teóricas para cada sección de la torre atmosférica (propuesta con vapor de agotamiento)

Plato Teórico	Plato Teórico Simulador	Sección
Condensador	1	Condensación
1	2	Nafta
2	3	
3	4	
4	5	
5	6	Gasóleo Ligero Primario
6	7	
7	8	
8	9	Fin de Sección GOLP-Inicio Zona Flash
9	10	
10	11	Zona Flash
11	12	Agotamiento de Residuo (GOP)
12	13	

Nota: Platos teóricos para sección nafta y gasóleo ligero (tabla 24).Platos recomendados para final de la sección diésel al inicio de la zona flash, zona flash y sección de agotamiento (Chang, Liu, & Pashinkati, 2012).

##### Condensador

La condensación se llevará a cabo en una sola etapa, esto se debe al nulo contenido de sales en los condensados como se menciona en la sección 2.5.5, lo cual disminuye la corrosión considerablemente. Además, el sistema de condensación en una sola etapa se utiliza más para crudos ligeros.



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

La nafta es la fracción más ligera, la cual saldrá con vapor de agua, como vapor saturado por el domo de la torre, pasará a un condensador total hasta convertirse en líquido subenfriado a 55°C, se eligió esta temperatura porque se puede aprovechar el enfriamiento con aire atmosférico.

Se eligió el condensador total, dado que tiene un mejor funcionamiento cuando se tiene una pequeña cantidad de gases (caso de la torre a diseñar), los cuales también se condensan y se asegura que se mantengan en fase líquida a la temperatura de 55°C.

### **Extracción Lateral y Agotador Lateral**

El gasóleo ligero primario es la única fracción intermedia, la cual, se obtendrá a partir de una extracción lateral en la sección del mismo nombre, en el plato 8(7) de la torre atmosférica para el caso base.

Esta corriente se envía hacia un agotador lateral, donde se rectifica la TIE del GOLP, mediante el agotamiento con vapor de agua (incrementar la temperatura inicial de ebullición y la temperatura al 5% de volumen destilado del GOLP).

Para esto se ayuda de vapor de agotamiento, el cual cumple la función de disminuir la presión parcial de la fracción y separar los componentes ligeros de dicha extracción y regresarlos a la torre atmosférica al plato 7(6) como caso base.

*Tabla 3. 33. Etapas teóricas de agotador de gasóleo ligero primario*

Plato Teórico	Plato Teórico Simulador	Sección
1	14	Agotador de GOLP
2	15	

Nota: Platos teóricos recomendados para el agotador de gasóleo ligero (Watkins, 1979). Número de plato fuera de paréntesis indica plato en la simulación, dentro del paréntesis indica plato teórico normal en los párrafos (Ver tabla 3.32 y 3.33).

### **Vapor de Agotamiento**

A partir de la literatura, los rangos sugeridos de vapor de agotamiento por barril de producto agotado, los flujos de vapor calculados para cada flujo de cada corte y el que fue seleccionado para el caso base de la simulación rigurosa.





## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

Tabla 3. 34. Criterios y flujo de vapor de agotamiento

Sección	Rendimiento deseado (BPD)	Vapor sugerido [1] (lb/bbl)	Vapor sugerido [2] (lb/bbl)	Vapor calculado [1] (kg/h)	Vapor calculado [2] (kg/h)	Vapor seleccionado [1] (kg/h)
Fondo Agotador lateral GOLP	3770	8.4	10	597.06	710.78	600.00
Fondo torre Atm. GOP	1775	16.8	10	562.22	334.65	560.00

Nota: [1] (Van Winkle, 1967), [2] (Watkins, 1979).

Para el caso base, se utilizó la recomendación para vapor de agotamiento, en el fondo de la torre atmosférica y en el fondo del agotador, el vapor va a entrar sobrecalentado a una presión de 2.5 kg/cm<sup>2</sup>man y la temperatura del vapor será 315°C (Jones & Pujadó, 2006).

### Presión

Para el caso base, se fijó una  $\Delta P$  permisible típica 0.35 kg/cm<sup>2</sup> para la torre atmosférica, así como también para el condensador.

Por lo tanto, las presiones seleccionadas para la operación en la torre en el caso base serán:

Tabla 3. 35. Presiones de operación en la torre

Sección	Presión (kg/cm <sup>2</sup> man)
Acumulador	0.55
Domo/Plato 2(1)	0.9
Alimentación/Plato 11(10)	1.19
Fondo/Plato 13(12)	1.25
Agotador/Plato 14(1)	1.09
Agotador/Plato 15(2)	1.12



### Temperatura de Alimentación

Es necesario determinar la temperatura de inicio de descomposición para así poder fijar la temperatura de alimentación para el caso base.

Para determinar la temperatura aproximada de descomposición a la cual no se debe llegar, se utiliza el factor de caracterización UOP o constante de Watson de la alimentación (Kw) la cual tiene un valor de 12.17.

Para ello se hizo uso de la figura 2.7, el eje x representa la Kw, se extrapolaron las líneas de la zona crítica para obtener la temperatura inicial de descomposición.

Por lo tanto, el valor de la temperatura inicial de descomposición es de aproximadamente 750°F (400°C aproximadamente) como se observa en la figura 3.14, por lo que no es recomendable utilizar temperaturas de alimentación superiores a los 390°C.

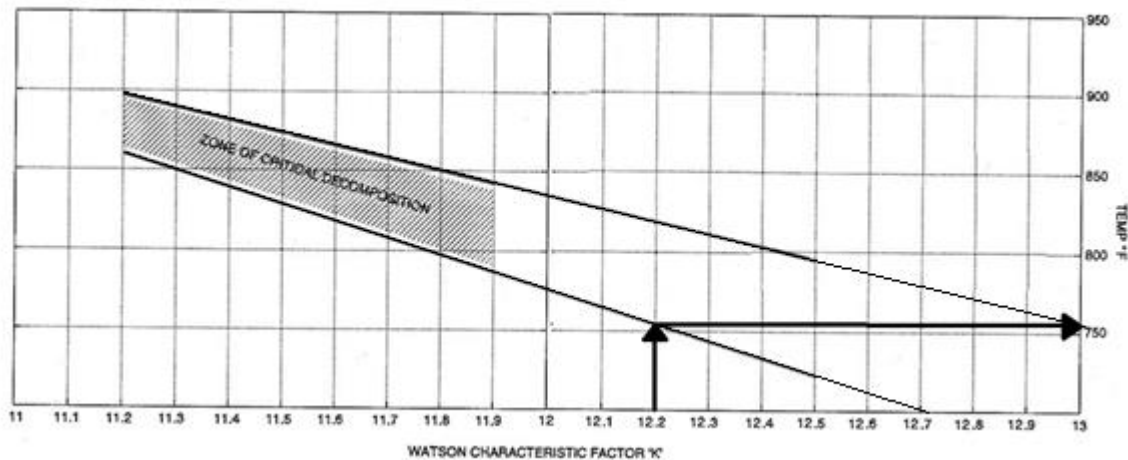


Figura 3. 14. Extrapolación de la zona crítica de descomposición

Para el caso base de simulación, la temperatura de alimentación fue de 300°C como una primera aproximación, ya que los hidrocarburos condensados se comportan como un crudo superligero debido a sus 52.9°API.

### Especificaciones de Producto

Tabla 3. 36. Especificaciones de los productos que se obtendrán en la planta fraccionadora

Especificación	Valor
Gap GOLP/ Nafta	35°C
TFE ASTM D86 Nafta	190°C
TIE ASTM D86 GOLP	176°C
T al 90% ASTM GOLP	345°C
TIE ASTM D1160 GOP	318°C



## Rendimientos de Productos

Tabla 3. 37. Rendimientos deseados de productos

Producto	Rendimiento (BPD)
Nafta	12455
GOLP	3770
GOP	1775
Total	18000

### 3.5.2 METAS EN EL DISEÑO DE LA TORRE ATMÓSFERICA CON VAPOR DE AGOTAMIENTO

Para que el diseño riguroso de la torre atmosférica sea el mejor y el más óptimo, debe lograr las siguientes metas:

Tabla 3. 38. Metas para propuesta de diseño riguroso de la torre atmosférica con vapor de agotamiento

Metas	Valor
Temperatura de Alimentación °C	< 390°C
Overflash % Vol.	2 – 10%
Carga Térmica del Condensador Q (MMkcal/hr)	Mínima posible requerida
Vapor de agotamiento de GOLP	Mínimo posible requerido
Vapor de agotamiento de fondo de la columna fraccionadora	Mínimo posible requerido
Carga Térmica del reflujo circulante que extrae calor Q(MMkcal/hr)	40-60% de Q condensador



### **3.5.3 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD DEL OVERFLASH EN FUNCIÓN DE LA TEMPERATURA DE ALIMENTACIÓN A LA ZONA FLASH**

Es importante mantener el overflash dentro del rango recomendado.

Por lo tanto, es necesario saber cuál debe ser la temperatura de alimentación a la torre, para asegurar el flujo en el plato superior a la zona flash que en este caso es el plato 10(9) y que se den las condiciones para una buena transferencia de masa.

Para ello se llevó a cabo un análisis de sensibilidad de la temperatura de alimentación a la torre, los resultados se reflejan en la tabla 3.39. Dicho rango de temperaturas abarca de los 275°C a los 310°C en incrementos de 5°C.

Dichos resultados indican que, a un incremento de la temperatura de alimentación a la torre, la vaporización será mayor, lo cual aumenta progresivamente la carga térmica del condensador. Por lo tanto, el reflujo interno aumenta.

La consecuencia principal, al aumentar la temperatura de alimentación de la torre, es el aumento del porcentaje de overflash, consecuentemente los flujos de nafta y GOLP, no presentan variaciones considerables en sus valores, por lo que estas se consideran despreciables, no obstante, la temperatura inicial de ebullición en ASTM D86 de gasóleo ligero aumenta presentando una variación del 10% la temperatura inicial de ebullición en ASTM D1160 para la fracción de gasóleo pesado crece gradualmente presentando una variación del 12%, mientras que el flujo de gasóleo pesado tiene una disminución en su flujo del 4%, ambas variaciones dentro del rango de temperaturas del análisis de sensibilidad.

La mejor opción de temperatura de alimentación a la torre, se encontró haciendo un balance entre los valores de % overflash, carga térmica del condensador y TIE ASTM D86 del GOLP.

Lo ideal sería escoger la temperatura de alimentación que permita el menor valor de overflash dentro del rango recomendado (Chang, Liu, & Pashinkati, 2012), la menor carga térmica posible y que cumpla con las especificaciones de los productos. Sin embargo, no todos los valores de temperatura de alimentación cumplen ese requisito.

La temperatura que permite cumplir con dichos criterios corresponde a 285°C. Por lo tanto, este valor quedó fijo, para esta propuesta.



**Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México**

*Tabla 3. 39. Sensibilidad de la temperatura de alimentación a la zona flash (propuesta con vapor de agotamiento)*

Overflash %	QT Condensador (MMkcal/hr)	Nafta (BPD)	GOLP (BPD)	GOP(BPD)	TIE °C ASTM D86 GOLP	TFE °C ASTM D86 GOLP	TIE °C ASTM D1160 GOP
<b>Temperatura Alimentación a 275°C</b>							
3.55%	-14.37	12841	3231	1936	159.23	373.46	278.14
<b>Temperatura Alimentación a 280°C</b>							
4.41%	-14.66	12851	3245	1912	162.54	373.39	281.15
<b>Temperatura de Alimentación a 285°C</b>							
5.21%	-14.94	12861	3252	1895	165.21	373.35	286.22
<b>Temperatura Alimentación a 290°C</b>							
5.90%	-15.22	12870	3257	1882	167.38	373.33	291.90
<b>Temperatura Alimentación a 295°C</b>							
6.49%	-15.5	12878	3259	1871	169.56	373.33	298.26
<b>Temperatura Alimentación a 300°C (Caso Base)</b>							
6.95%	-15.77	12885	3261	1863	171.75	373.32	304.92
<b>Temperatura Alimentación a 305°C</b>							
7.33%	-16.05	12891	3262	1855	173.95	373.32	308.27
<b>Temperatura Alimentación a 310°C</b>							
7.65%	-16.32	12897	3263	1848	176.16	373.31	311.60

**3.5.4 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD PARA EL PLATO DE EXTRACCIÓN LATERAL DE GASÓLEO LIGERO PRIMARIO Y PLATO DE RETORNO DE LIGEROS**

Teniendo fijo el valor de la temperatura de carga a la torre en 285°C, se procede a establecer los platos óptimos, tanto para la extracción de GOLP como para el retorno de ligeros.

Para ello se llevó a cabo un análisis de sensibilidad de los platos de extracción y retorno de las corrientes ya mencionadas, los resultados se reflejan en la tabla 3.40.

Dicho rango de platos abarca desde del plato 6(5) hasta el plato 8(7).



**Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México**

*Tabla 3. 40. Sensibilidad del plato de extracción y retorno*

Overflash %	QT Condensador (MMkcal/hr)	Nafta (BPD)	GOLP (BPD)	GOP(BPD)	TIE °C ASTM D86 GOLP	TFE °C ASTM D86 GOLP	TIE °C ASTM D1160 GOP
<b>Extracción GOLP: Plato 8(7); Retorno Plato: 7(6)</b>							
5.21%	-14.94	12861	3252	1895	165.21	373.35	286.22
<b>Extracción GOLP: Plato 8(7); Retorno Plato: 6(5)</b>							
5.21%	-14.94	12858	3256	1894	165.09	373.35	286.24
<b>Extracción GOLP: Plato 7(6); Retorno Plato: 6(5)</b>							
4.81%	-14.93	12779	3381	1848	163.19	372.82	289.93

Dichos resultados reflejan que, no hay efecto alguno en el cambio de la posición del plato de retorno de los ligeros que regresan a la torre, con respecto a la carga térmica del condensador, los flujos de productos, ni las temperaturas mencionadas en dicha tabla.

Sin embargo, no sucede lo mismo con el plato de extracción, ya que hay una disminución del 8 % del valor del porcentaje de overflash con extracción en el plato 8(7) con respecto al valor del porcentaje de overflash con la extracción en el plato 7(6). Lo anterior indica que al extraer el producto un plato más arriba permite optimizar el diseño.

Por lo tanto, el plato óptimo de la extracción de GOLP será el plato 7(6), así mismo el plato óptimo de retorno de ligeros será el plato 6(5).

*Tabla 3. 41. Presiones finales en el agotador de gasóleo ligero*

Sección	Presión kg/cm <sup>2</sup> (man)
Agotador/Plato 14(1)	1.06
Agotador/Plato 15(2)	1.09

Nota: Al cambiar los platos de extracción y retorno, la presión también cambió, como se muestra en la tabla 3.41.

### **3.5.5 REFLUJO CIRCULANTE INTERMEDIO CON REMOCIÓN DE CALOR**

La configuración PA (Pumparound) presenta las siguientes ventajas sobre la configuración PD (pumpdown) (CH2M HILL, 2014).

- Efectiva recuperación de calor
- Sistema de control simple
- Costo de construcción bajo



**Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México**

Por las ventajas mencionadas, el arreglo que se eligió para el diseño de la torre fue el de tipo pumparound (PA).

**3.5.5.1 ANALISIS DE SENSIBILIDAD PARA EL PLATO DE EXTRACCIÓN DE LÍQUIDO CALIENTE Y RETORNO DE LÍQUIDO FRÍO (PUMPAROUND)**

Con los platos óptimos definidos para la extracción de gasóleo ligero y retorno de ligeros. Se estableció un valor base de carga térmica base de -4 MMkcal/hr, y una temperatura base de 140°C para el retorno del caudal extraído, valores que más adelante son sometidos a análisis.

Se procede a establecer los platos óptimos, tanto para la extracción del líquido caliente como para el retorno de líquido frío. Para ello se llevó a cabo un análisis de sensibilidad de los platos de extracción y retorno de las corrientes ya mencionadas, los resultados se reflejan en la tabla 3.42. Dicho rango de platos también abarca desde del plato 6(5) hasta el plato 8(7).

*Tabla 3. 42. Sensibilidad del plato de extracción de líquido caliente y retorno de líquido frío*

Overflash %	QT Condensador (MMkcal/hr)	Nafta (BPD)	GOLP (BPD)	GOP(BPD)	TIE °C ASTM D86 GOLP	TFE °C ASTM D86 GOLP	TIE °C ASTM D1160 GOP
<b>Extracción GOLP: Plato 8(7); Retorno Plato: 7(6)</b>							
5.19%	-11.07	12452	3709	1848	128.97	374.01	288.75
<b>Extracción GOLP: Plato 8(7); Retorno Plato: 6(5)</b>							
5.19%	-10.99	12511	3644	1853	141.38	373.71	287.11
<b>Extracción GOLP: Plato 7(6); Retorno Plato: 6(5)</b>							
4.81%	-10.99	12540	3642	1827	143.35	373.24	291.07

Los resultados que se observaron fueron los siguientes, al modificar el plato de retorno del líquido frío, hay una variación en la temperatura inicial de destilación ASTM D86 para el GOLP, la cual va al alza en un 10% del plato 7(6) con respecto al plato 6(5).

Con respecto al plato de extracción, hay una variación del 8% del valor del porcentaje de overflash con extracción en el plato 8(7) con respecto al valor del % overflash con la extracción en el plato 7(6).

Por lo tanto, el plato óptimo de la extracción de líquido caliente será el plato 7(6), así mismo el plato óptimo de retorno de líquido caliente de ligeros será el plato 6(5). Además de que la extracción para el agotador lateral y para el pumparound se realizará en el mismo plato.



### **3.5.5.2 ANALISIS DE SENSIBILIDAD DE LA CARGA TÉRMICA DEL PUMPAROUND Y TEMPERATURA DE RETORNO DEL LÍQUIDO FRÍO**

Con los platos óptimos definidos para la extracción de líquido caliente y retorno de líquido frío. Se procede a establecer la carga térmica óptima para el pumparound y la temperatura de retorno óptima del líquido frío. Para ello se llevó a cabo un análisis de sensibilidad, los resultados se reflejan en la tabla 3.43. Dicho rango de calor extraído abarca de las -4 a las -4.5 MMkcal/hr y para dos posibles temperaturas de 140°C y 130°C.

Es importante señalar que la literatura recomienda que la relación ( $Q_T$  extracción/  $Q_T$  condensador) sea del orden del 40 al 60% (Oklahoma University OU, 2007).

Los resultados que se observan en la tabla 3.43, indican una disminución en la carga térmica del condensador y el % de overflash, como consecuencia principal del aumento en la carga térmica del pumparound, no así por el cambio de la temperatura de retorno del líquido, por lo cual se revisaron los perfiles de flujos molares, los cuales se presentan de las figuras 3.15 a la 3.20.

En el análisis donde la carga térmica es variable y la temperatura de retorno permanece en un valor de 140°C para las figuras 3.15, 3.17, y 3.19, el flujo de líquido extraído aumenta alrededor de 50kgmol/hr por cada 0.25 MMkcal/hr. Del mismo modo ocurre para el análisis donde la carga térmica es variable y la temperatura de retorno permanece en un valor de 130°C para las figuras 3.16, 3.18 y 3.20, el flujo de líquido extraído aumenta alrededor de 40kgmol/hr por cada 0.25 MMkcal/hr.

En el análisis de las figuras 3.15 con la 3.16, donde la carga térmica del pumparound es de -4 MMkcal/hr y la temperatura de salida es la variable que se modifica, el flujo de líquido extraído en el pumparound disminuye aproximadamente 60 kgmol/hr, al disminuir la temperatura de salida del líquido frío de 140°C a 130°C, como consecuencia se tiene una disminución en el flujo molar del líquido que cae del plato 6(5).

Lo mismo ocurre en las comparaciones de las figuras 3.17 con la 3.18, para una carga térmica de -4.25 MMkcal/hr, pero con una disminución en el flujo de líquido extraído de 70 kgmol/hr y finalmente de 3.19 con la 3.20 pero con una disminución en el flujo de líquido extraído de 80 kgmol/hr. El impacto se ve reflejado en el flujo de líquido que regresa al plato 6(5) el cual disminuye respectivamente, para cada comparación.

En un balance entre la carga térmica extraída por el pumparound y la temperatura de retorno del líquido frío, se considera que la carga térmica óptima del pumparound fue la de -4,5MMkcal/hr, la cual aproximadamente extrae el 43% del calor que retira el condensador. Por otra parte, la temperatura de líquido frío que retorno a la torre que menos flujo extrae para realizar la extracción de calor fue la de 130°C, ambos parámetros son los óptimos para la operación de la columna.





Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

Tabla 3. 43.Sensibilidad de la carga térmica del Pumparound y de la temperatura de retorno del líquido frío

Overflash %	QT Condensador (MMkcal/hr)	Nafta (BPD)	GOLP (BPD)	GOP(BPD)	TIE °C ASTM D86 GOLP	TFE °C ASTM D86 GOLP	TIE °C ASTM D1160 GOP
QT Pumparound = -4 MMkcal/hr ; T retorno:140°C							
4.66%	-10.99	12540	3642	1827	143.35	373.24	291.07
QT Pumparound = -4 MMkcal/hr ; T retorno:130°C							
4.66%	-10.99	12550	3631	1828	143.94	373.23	291.03
QT Pumparound = -4.25 MMkcal/hr ; T retorno:140°C							
4.64%	-10.74	12505	3680	1824	141.81	373.31	291.24
QT Pumparound = -4.25 MMkcal/hr ; T retorno:130°C							
4.64%	-10.74	12516	3668	1825	142.42	373.29	291.19
QT Pumparound = -4.5 MMkcal/hr ; T retorno:140°C							
4.61%	-10.50	12464	3724	1820	139.90	373.38	291.43
QT Pumparound = -4.5 MMkcal/hr ; T retorno:130°C							
4.61%	-10.50	12476	3711	1821	140.67	373.36	291.38

COLUMN SUMMARY							
TRAY	TEMP DEG C	PRESSURE KG/CM2G	NET FLOW RATES				HEATER DUTIES M*KCAL/HR
			LIQUID	VAPOR	FEED	PRODUCT	
1C*	55.0	0.55	231.9			569.4L 61.2W	-10.9922
2	150.9	0.90	265.9	862.5			
3	166.5	0.93	241.5	896.5			
4	174.4	0.96	214.9	872.2			
5	181.0	1.00	167.7	845.5			
6	191.3	1.03	858.2	798.3	65.7V 493.4P		-4.0000
7	211.2	1.06	78.9	929.8		493.4P 127.5L	
8	262.8	1.09	31.8	771.2			
9	278.8	1.12	24.2	724.1			
10	281.9	1.15	14.3	716.6	668.8V		
11	281.1	1.19	24.7	37.8	14.1L		
12	279.8	1.22	23.6	34.1			
13	277.8	1.25		33.0	31.1V	21.7L	
* Trays with free water							
SIDESTRIPPER DA-102							
1/ 14	201.7	1.06	109.4		127.5L	65.7V	
2/ 15	195.0	1.09		47.6	33.3V	95.1L	

Figura 3. 15. Perfil de los flujos molares a una carga térmica de pumparound de -4MMkcal y una temperatura de retorno de líquido frío a 140°C (mayor extracción de la torre)



Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

COLUMN SUMMARY							
TRAY	TEMP DEG C	PRESSURE KG/CM2G	NET FLOW RATES				HEATER DUTIES M*KCAL/HR
			LIQUID	VAPOR	FEED	PRODUCT	
----- KG-MOL/HR -----							
1C*	55.0	0.55	231.2			569.7L 61.2W	-10.9901
2	150.9	0.90	265.1	862.1			
3	166.5	0.93	241.0	896.1			
4	174.3	0.96	214.9	872.0			
5	180.8	1.00	168.8	845.9			
6	190.8	1.03	799.6	799.8	65.6V 432.5P		-4.0000
7	211.7	1.06	79.0	932.5		432.5P 127.0L	
8	262.8	1.09	31.8	771.3			
9	278.7	1.12	24.2	724.2			
10	281.9	1.15	14.3	716.6	668.8V		
11	281.1	1.19	24.7	37.8	14.1L		
12	279.8	1.22	23.6	34.1			
13	277.8	1.25		33.0	31.1V	21.7L	
* Trays with free water							
SIDESTRIPPER DA-102							
1/ 14	202.2	1.06	109.0		127.0L	65.6V	
2/ 15	195.5	1.09		47.6	33.3V	94.7L	

Figura 3. 16. Perfil de los flujos molares a una carga térmica de pumparound de -4MMkcal y una temperatura de retorno de líquido frío a 130°C (menor extracción de la torre)

COLUMN SUMMARY							
TRAY	TEMP DEG C	PRESSURE KG/CM2G	NET FLOW RATES				HEATER DUTIES M*KCAL/HR
			LIQUID	VAPOR	FEED	PRODUCT	
----- KG-MOL/HR -----							
1C*	55.0	0.55	215.4			568.0L 61.2W	-10.7480
2	150.7	0.90	245.9	844.7			
3	165.7	0.93	222.8	875.2			
4	173.2	0.96	197.5	852.0			
5	179.5	1.00	152.6	826.8			
6	189.5	1.03	906.4	781.9	66.1V 540.0P		-4.2500
7	209.5	1.06	78.6	929.6		540.0P 129.2L	
8	262.7	1.09	31.6	771.0			
9	278.8	1.12	24.1	724.0			
10	281.9	1.15	14.2	716.5	668.8V		
11	281.1	1.19	24.6	37.8	14.1L		
12	279.8	1.22	23.5	34.1			
13	277.8	1.25		33.0	31.1V	21.6L	
* Trays with free water							
SIDESTRIPPER DA-102							
1/ 14	200.1	1.06	110.9		129.2L	66.1V	
2/ 15	193.4	1.09		47.8	33.3V	96.5L	

Figura 3. 17. Perfil de los flujos molares a una carga térmica de pumparound de -4.25 MMkcal y una temperatura de retorno de líquido frío a 140°C (mayor extracción de la torre)



**Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México**

COLUMN SUMMARY							
TRAY	TEMP	PRESSURE	NET FLOW RATES				HEATER DUTIES
	DEG C	KG/CM2G	LIQUID	VAPOR	FEED	PRODUCT	
1C*	55.0	0.55	214.5			568.5L 61.2W	-10.7456
2	150.7	0.90	245.1	844.2			
3	165.7	0.93	222.2	874.8			
4	173.2	0.96	197.4	851.9			
5	179.3	1.00	153.6	827.1			
6	189.0	1.03	840.4	783.3	66.0V 471.4P		-4.2500
7	210.1	1.06	78.7	932.7		471.4P 128.7L	
8	262.7	1.09	31.6	771.1			
9	278.8	1.12	24.1	724.1			
10	281.9	1.15	14.2	716.5	668.8V		
11	281.1	1.19	24.6	37.8	14.1L		
12	279.8	1.22	23.6	34.1			
13	277.8	1.25		33.0	31.1V	21.6L	
* Trays with free water							
SIDESTRIPPER DA-102							
1/ 14	200.6	1.06	110.5		128.7L	66.0V	
2/ 15	193.9	1.09		47.7	33.3V	96.0L	

Figura 3. 18. Perfil de los flujos molares a una carga térmica de pumparound de -4.25 MMkcal y una temperatura de retorno de líquido frío a 130°C (menor extracción de la torre)

COLUMN SUMMARY							
TRAY	TEMP	PRESSURE	NET FLOW RATES				HEATER DUTIES
	DEG C	KG/CM2G	LIQUID	VAPOR	FEED	PRODUCT	
1C*	55.0	0.55	199.2			566.5L 61.2W	-10.5040
2	150.4	0.90	226.4	826.9			
3	164.9	0.93	204.4	854.1			
4	172.0	0.96	180.5	832.1			
5	178.0	1.00	138.1	808.2			
6	187.6	1.03	959.8	765.8	66.5V 591.0P		-4.5000
7	207.8	1.06	78.3	930.1		591.0P 131.3L	
8	262.6	1.09	31.4	770.8			
9	278.8	1.12	24.0	723.9			
10	281.9	1.15	14.1	716.5	668.8V		
11	281.1	1.19	24.5	37.8	14.1L		
12	279.8	1.22	23.5	34.1			
13	277.8	1.25		33.0	31.1V	21.5L	
* Trays with free water							
SIDESTRIPPER DA-102							
1/ 14	198.3	1.06	112.7		131.3L	66.5V	
2/ 15	191.7	1.09		47.9	33.3V	98.1L	

Figura 3. 19. Perfil de los flujos molares a una carga térmica de pumparound de -4.5 MMkcal y una temperatura de retorno de líquido frío a 140°C (mayor extracción de la torre)



**Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México**

COLUMN SUMMARY							
TRAY	TEMP	PRESSURE	NET FLOW RATES				HEATER
	DEG C	KG/CM2G	LIQUID	VAPOR	FEED	PRODUCT	DUTIES
							M*KCAL/HR
1C*	55.0	0.55	198.2			567.0L 61.2W	-10.5013
2	150.5	0.90	225.4	826.4			
3	164.9	0.93	203.7	853.6			
4	171.9	0.96	180.3	831.9			
5	177.7	1.00	139.0	808.5			
6	187.1	1.03	885.2	767.2	66.4V 513.6P		-4.5000
7	208.4	1.06	78.4	933.4		513.6P 130.7L	
8	262.6	1.09	31.4	770.9			
9	278.8	1.12	24.0	723.9			
10	281.9	1.15	14.2	716.5	668.8V		
11	281.1	1.19	24.6	37.8	14.1L		
12	279.8	1.22	23.5	34.1			
13	277.8	1.25		33.0	31.1V	21.6L	
* Trays with free water							
SIDESTRIPPER DA-102							
1/ 14	198.9	1.06	112.2		130.7L	66.4V	
2/ 15	192.3	1.09		47.9	33.3V	97.6L	

Figura 3. 20. Perfil de los flujos molares a una carga térmica de pumparound de -4.5 MMkcal y una temperatura de retorno de líquido frío a 130°C (menor extracción de la torre)

### 3.5.6 ANALISIS DE SENSIBILIDAD EN EL VAPOR DE AGOTAMIENTO

Con todas las características del pumparound establecidas. Los únicos valores por definir son los flujos de vapor de agotamiento para el fondo de la torre atmosférica y para el fondo del agotador de gasóleo ligero primario, los cuales fueron establecidos para el caso base y se mencionan en la tabla 3.34.

Para ello se llevó a cabo un análisis de sensibilidad de los flujos de vapor de agotamiento en el fondo del agotador de gasóleo ligero y en el fondo de la torre atmosférica, los resultados se reflejan en la tabla 3.44 y 3.45 respectivamente. Dicho rango de flujos para la torre atmosférica abarca de los 600 a los 800 kg/hr, a con un intervalo de 100kg/hr, mientras que para el agotador abarca de los 600 kg/hr a los 1400kg/hr con un intervalo de 200kg/hr.

Los resultados que se observan en la tabla 3.44 son los siguientes, al modificar el flujo másico del vapor agotamiento en el agotador de gasóleo ligero, se registró un aumento en la carga térmica del 6% con respecto al valor inicial, la variación observada en los flujos de nafta y gasóleo pesado no son significativos, donde se presenta una variación del 4% es en el flujo de gasóleo ligero con respecto a su valor inicial, así mismo la TIE ASTM D86 del GOLP refleja una variación del 12.5% con respecto a su valor inicial.



**Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México**

El ajuste de esta variable es complejo, debido a que la parte inicial de la fracción se debe a la turbosina y querosina, que se encuentran en el gasóleo ligero primario, como se mencionó en la segunda propuesta del método corto y ha requerido el 133% de su valor inicial.

El criterio de vapor de agotamiento usado correspondía a solo la fracción de diésel, por lo que se ha querido agotar 3 fracciones en una, de ahí el alto consumo de vapor en el agotador.

Por lo tanto, el flujo másico de vapor de agotamiento óptimo en el agotador de GOLP fue de 1400 kg/hr.

*Tabla 3. 44. Análisis de sensibilidad en el flujo másico del vapor de agotamiento en el agotador de gasóleo ligero primario*

Overflash %	QT Condensador (MMkcal/hr)	Nafta (BPD)	GOLP (BPD)	GOP(BPD)	TIE °C ASTM D86 GOLP	TFE °C ASTM D86 GOLP	TIE °C ASTM D1160 GOP
<b>Vapor de agotamiento =600 kg/h</b>							
4.61%	-10.50	12476	3711	1821	140.67	373.36	291.38
<b>Vapor de agotamiento =800 kg/h</b>							
4.65%	-10.68	12522	3662	1825	147.55	373.27	291.16
<b>Vapor de agotamiento =1000 kg/h</b>							
4.67%	-10.85	12557	3624	1828	153.34	373.21	290.98
<b>Vapor de agotamiento =1200 kg/h</b>							
4.69%	-11.01	12586	3592	1831	156.63	373.16	290.84
<b>Vapor de agotamiento =1400 kg/h</b>							
4.70%	-11.17	12611	3565	1833	160.01	373.11	290.72

Los resultados que se observan en la tabla 3.45 son los siguientes, al modificar el flujo másico del vapor agotamiento en el fondo de la torre atmosférica, el aumento de la carga térmica del condensador no fue significativo con respecto al valor inicial.

La variación observada en los flujos de nafta, gasóleo ligero primario y gasóleo pesado no son significativos, así mismo la TIE ASTM D1160 del gasóleo pesado refleja una variación del 5% con respecto a su valor inicial.

Por lo tanto, el flujo másico de vapor de agotamiento óptimo en el fondo de la torre atmosférica fue de 800 kg/hr.



**Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México**

*Tabla 3. 45. Análisis de sensibilidad en el flujo másico del vapor de agotamiento en el fondo de la torre atmosférica*

Overflash %	QT Condensador (Mkcal/hr)	Nafta (BPD)	GOLP (BPD)	GOP(BPD)	TIE °C ASTM D86 GOLP	TFE °C ASTM D86 GOLP	TIE °C ASTM D1160 GOP
<b>Vapor de agotamiento =600 kg/h</b>							
4.76%	-11.2	12612	3569	1828	160.10	373.1	294.33
<b>Vapor de agotamiento =700 kg/h</b>							
4.77%	-11.27	12615	3576	1818	160.32	373.11	303.03
<b>Vapor de agotamiento =800 kg/h</b>							
4.83%	-11.35	12593	3609	1807	160.55	373.03	308.14

**3.5.7 RESULTADOS DEL DISEÑO RIGUROSO DE LA TORRE: PROPUESTA CON VAPOR DE AGOTAMIENTO**

*Tabla 3. 46. Especificaciones de Productos (Método Corto vs propuesta con vapor de agotamiento)*

Especificación	Caso Base (°C)	Final (°C)	% Diferencia
Gap GOL/Nafta	35	30	17
TFE ASTM D86 Nafta	190	190	0
TIE ASTM D86 GOLP	176	160	10
T al 90% ASTM D86 GOLP	345	345	0
TIE ASTM D1160 GOP	318	308	3

Como se muestra en los resultados, la variable más difícil de ajustar fue la TIE ASTM D86 del gasóleo ligero primario, indirectamente el gap GOLP/nafta es función de esta, por lo cual su valor también se ve afectado.

Las especificaciones de producto son importantes ya que estos determinan la calidad del producto, en general estas cumplen y son aceptables.

*Tabla 3. 47. Rendimientos de Productos (Método Corto vs propuesta con vapor de agotamiento)*

Rendimientos	Método Corto (BPD)	Final (BPD)	% Diferencia
Nafta	12455	12593	1.10
GOL	3770	3609	4.46
GOP	1775	1807	1.77



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

En general los flujos de producto no presentaron variación más allá de un 5% con respecto a su valor final, lo cual refleja que la cantidad de producto que se espera producir será la óptima.

Tabla 3. 48. Metas deseadas vs resultados propuesta con vapor de agotamiento

Metas	Valor/Rango Establecido	Final
Temperatura de Alimentación	< 390°C	285°C
Overflash %Vol.	2 – 10%	4.83%
Carga Térmica del Condensador MMkcal/hr	Mínima posible requerida	-11.35
Vapor de agotamiento de gasóleo ligero primario	Mínimo posible requerido	1400 kg/hr
Vapor de agotamiento de fondo de la torre fraccionadora	Mínimo posible requerido	800kg/hr
Carga Térmica del reflujo circulante que extrae calor Q(MMkcal/hr)	40-60% de Q condensador	40% de Q Condensador

- El valor de la temperatura de alimentación es de 285°C <390°C, por lo que cumple el requerimiento.
- El valor del overflash debe ser el mínimo posible dentro de un rango del 2 al 10%, el diseño con vapor de agotamiento permite un valor óptimo de overflash de 4.83%.
- La reducción de la carga térmica se logró hasta los -11.35 MMkcal/hr con respecto a la inicial obtenida en el caso base de -15.77 MMkcal/hr.
- El flujo de vapor de agotamiento mínimo requerido para cumplir las especificaciones de gasóleo ligero primario fue de 1400 kg/hr.
- El flujo de vapor de agotamiento en el fondo de la torre atmosférica requerido para el gasóleo fue de 800 kg/hr.
- La carga térmica del pumparound fue de -4.5 MMkcal/hr, lo que significa que es alrededor del 40% de la carga térmica del condensador.

La propuesta de método riguroso de la torre atmosférica con vapor de agotamiento, presenta buenos resultados para considerarla en el diseño final de la planta.



### 3.6 DISEÑO RIGUROSO DE LA TORRE FRACCIONADORA: PROPUESTA SIN VAPOR DE AGOTAMIENTO

El desarrollo de la simulación rigurosa para el diseño de la torre sin vapor de agotamiento, se establecerá también a partir de un caso base como en la propuesta con vapor de agotamiento.

#### 3.6.1 CASO BASE

##### Platos Teóricos

Tabla 3. 49. Conformación de las etapas teóricas para cada sección de la torre atmosférica con vapor de agotamiento

Plato Teórico	Plato Teórico Simulador	Sección
Condensador	1	Condensación
1	2	Nafta
2	3	
3	4	
4	5	
5	6	Gasóleo Ligero Primario
6	7	
7	8	
8	9	Fin de Sección GOLP-Inicio Zona Flash
9	10	
10	11	
11	12	Zona Flash
12	13	

La alimentación de hidrocarburos se modifica, para entrar en el último plato de la torre debido a que no habrá sección de agotamiento, el líquido separado en la nueva zona flash caerá directamente al fondo de la torre atmosférica.

##### Condensador

Las mismas condiciones que se definieron para el caso base del método riguroso de la torre atmosférica con vapor con agotamiento (sección 3.5.1) fueron las mismas para el caso base del método riguroso de la torre atmosférica sin vapor de agotamiento.





### Extracción Lateral y Agotador Lateral

Las mismas condiciones que se definieron para el caso base con respecto a los platos óptimos de extracción y retorno del método riguroso de la torre atmosférica con vapor con agotamiento (sección 3.5.1), serán las mismas para el caso base del método riguroso de la torre atmosférica sin vapor de agotamiento.

El caso del agotador lateral es diferente, pues al no tener vapor de agotamiento, se necesita un medio que proporcione la energía para generar el vapor para el agotamiento, para con ello, cumplir las especificaciones del producto, para este caso se va a utilizar un rehervidor que no utilizará como medio de calentamiento vapor de agua.

Tabla 3. 50. Etapas teóricas de agotador de gasóleo ligero primario

Plato Teórico	Plato Teórico Simulador	Sección
1	14	Agotador de GOLP
2	15	
Rehervidor	16	

Nota: Platos teóricos recomendados para el agotador de gasóleo ligero (Watkins, 1979). Número de plato fuera de paréntesis indica plato en la simulación, dentro del paréntesis indica plato teórico normal en los párrafos (Ver tabla 3.49 y 3.50).

### Rehervidor del Agotador Lateral

La fracción de gasóleo ligero, para esta propuesta no cuenta con inyección de vapor de agotamiento, en el fondo de la torre atmosférica, ni en el agotador de gasóleo ligero primario.

Para el caso base se utilizó una  $QT = 0.1 \text{ MMkcal/hr}$

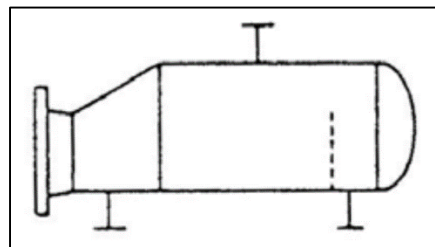


Figura 3. 21. Rehervidor



## Presión

Tabla 3. 51. Presiones de operación para el caso base en la torre atmosférica sin vapor de agotamiento

Sección	Presión (kg/cm <sup>2</sup> man)
Acumulador	0.55
Domo/Plato 2(1)	0.9
Alimentación/Plato 13(12)	1.25
Fondo/Plato 13(12)	1.25
Agotador/Plato 14(1)	1.09
Agotador/Plato 15(2)	1.12
Rehervidor/16	0.8

## Temperatura de Alimentación

Se tuvo que aumentar la temperatura de alimentación del caso base debido a que esta propuesta no cuenta con vapor de agotamiento, pero sin llegar a los 390°C, donde se encuentra la temperatura de descomposición térmica, como se menciona en el apartado de temperatura de alimentación de la sección 3.5.1.

Por lo que la temperatura de la alimentación a la torre como una primera aproximación fue de 320°C.

## Especificaciones

Los productos deben cumplir con las especificaciones de la tabla 3.36.

## Rendimientos

Los productos deben cumplir con los rendimientos de la tabla 3.37.

### **3.6.2 METAS EN EL DISEÑO DE LA TORRE ATMÓSFERICA SIN VAPOR DE AGOTAMIENTO**

Para que el diseño riguroso de la torre atmosférica sea el mejor y el más óptimo, debe lograr las siguientes metas:



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

Tabla 3. 52. Metas deseadas para propuesta de diseño riguroso de la torre atmosférica sin vapor de agotamiento

Meta	Valor
Temperatura de Alimentación °C	< 400°C
Overflash %Vol.	2 – 10%
Carga térmica del Condensador (MMkcal/hr)	Mínima posible requerida
Vaporización en el rehervidor de Gasóleo Ligero	Máxima 15% mol
Carga térmica del reflujo circulante que extrae calor Q(MMkcal/hr)	40-60% de Q condensador

### 3.6.3 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD DEL OVERFLASH EN FUNCIÓN DE LA TEMPERATURA DE ALIMENTACIÓN A LA ZONA FLASH

Análisis de sensibilidad de la temperatura de alimentación a la zona flash, los resultados se reflejan en la tabla 3.53. Dicho rango de temperaturas abarca de los 300°C a los 350°C en incrementos de 5°C.

Dichos resultados indican que, a un incremento de la temperatura de la línea de alimentación, la vaporización será mayor, lo cual aumenta progresivamente la carga térmica del condensador, el reflujo interno aumenta.

La consecuencia principal es el aumento del porcentaje de overflash, consecuentemente los flujos de nafta, gasóleo ligero primario y gasóleo pesado no presentan variaciones considerables en sus valores, por lo que estas se consideran despreciables, no obstante, la temperatura inicial de ebullición en ASTM D86 de gasóleo ligero aumenta presentando una variación del 4%.

Con respecto a la temperatura inicial de ebullición en ASTM D1160 para la fracción de gasóleo pesado, esta crece gradualmente presentando una variación de 12°C, aunque los valores que se tienen son valores muy bajos, esto se debe a el aumento la temperatura de la línea de alimentación a la torre, tiene un efecto mínimo en la TIE ASTM D1160 del gasóleo, además no hay alguna fuente que agote el residuo, es la desventaja principal de esta propuesta, esto significa que la presencia de hidrocarburos ligeros en la fracción pesada.



**Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México**

*Tabla 3. 53.Sensibilidad de la temperatura de la línea de alimentación (sin vapor de agotamiento)*

Overflash %	QT Condensador (MMkcal/hr)	Nafta (BPD)	GOLP(BPD)	GOP(BPD)	TIE °C ASTM D86 GOLP	TFE °C ASTM D86 GOLP	TIE °C ASTM D1160 GOP
<b>Temperatura de Alimentación a 300°C</b>							
No Converge							
<b>Temperatura de Alimentación a 305°C</b>							
No Converge							
<b>Temperatura de Alimentación a 310°C</b>							
6.05%	-15.05	12638	3453	1909	99.88	372.45	-12.50
<b>Temperatura de Alimentación a 315°C</b>							
6.19%	-15.32	12651	3456	1893	99.48	372.40	-13.27
<b>Temperatura de Alimentación a 320°C Caso Base</b>							
6.30%	-15.58	12663	3458	1879	99.17	372.35	-14.22
<b>Temperatura de Alimentación a 325°C</b>							
6.38%	-15.85	12675	3459	1866	99.04	372.31	-13.79
<b>Temperatura de Alimentación a 330°C</b>							
6.45%	-16.12	12685	3460	1855	99.61	372.28	-12.80
<b>Temperatura de Alimentación a 335°C</b>							
6.52%	-16.39	12695	3459	1845	100.25	372.25	-10.72
<b>Temperatura de Alimentación a 340°C</b>							
6.58%	-16.66	12705	3459	1837	101.35	372.22	-7.50
<b>Temperatura de Alimentación a 345°C</b>							
6.63%	-16.93	12714	3457	1829	102.73	372.20	-4.00
<b>Temperatura de Alimentación a 350°C</b>							
6.68%	-17.2	12723	3456	1821	104.05	372.18	0.08

La mejor opción de temperatura en la línea de alimentación a la zona flash se encuentra haciendo un balance entre los valores de porcentaje de overflash, los valores de la carga térmica del condensador y la TIE ASTM D86 del gasóleo pesado.

Con base en lo anterior, la mejor temperatura de alimentación para el diseño de la planta fue de 335°C.



### 3.6.4 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD PARA EL PLATO DE EXTRACCIÓN LATERAL DE GASÓLEO LIGERO Y PLATO DE RETORNO DE LIGEROS

Estableciendo el valor de la temperatura de alimentación a la torre en 335°C, se procede a establecer los platos óptimos, tanto para la extracción de diésel como para el retorno de ligeros.

Para ello se llevó a cabo un análisis de sensibilidad de los platos de extracción y retorno de las corrientes ya mencionadas, los resultados se reflejan en la tabla 3.54. Dicho rango de platos abarca desde el plato 6(5) hasta el plato 8(7).

Dichos resultados reflejan que, no hay efecto alguno en el cambio de la posición del plato de retorno de los ligeros que regresan a la columna, con respecto a la carga térmica del condensador, los flujos de productos, ni las temperaturas mencionadas en dicha tabla.

Tabla 3. 54.Sensibilidad del plato de extracción de gasóleo ligero y del plato de retorno de ligeros

Overflash %	QT Condensador (MMkcal/hr)	Nafta (BPD)	GOLP(BPD)	GOP(BPD)	TIE °C ASTM D86 GOLP	TFE °C ASTM D86 GOLP	TIE °C ASTM D1160 GOP
<b>Extracción GOLP: Plato 8(7); Retorno Plato: 7(6)</b>							
6.52%	-16.39	12695	3459	1845	100.25	372.25	-10.72
<b>Extracción GOLP: Plato 8(7); Retorno Plato: 6(5)</b>							
6.52%	-16.39	12695	3460	1845	100.26	372.25	-10.72
<b>Extracción GOLP: Plato 7(6); Retorno Plato: 6(5)</b>							
6.42%	-16.39	12609	3569	1823	105.3	371.98	-12.77

Sin embargo, no sucede lo mismo con el plato de extracción, ya que hay una variación al alza de 5°C en la TIE ASTM D86 gasóleo ligero.

Por lo tanto, el plato óptimo de la extracción de gasóleo ligero será el plato 7(6), así mismo el plato óptimo de retorno de ligeros será el plato 6(5).

Nota: Al cambiar los platos de extracción y retorno, la presión también cambió, como se muestra en la tabla 3.55.

Tabla 3. 55.Presiones finales en el agotador de gasóleo ligero

Sección	Presión (kg/cm <sup>2</sup> man)
Agotador/Plato 14(1)	1.06
Agotador/Plato 15(2)	1.09



### 3.6.5 REFLUJO CIRCULANTE INTERMEDIO CON REMOCIÓN DE CALOR

La misma configuración de la extracción de calor que se definió para el caso base del método riguroso de la torre atmosférica con vapor de agotamiento (sección 3.5.5), será la misma para el caso base del método riguroso de la torre atmosférica sin vapor de agotamiento.

#### 3.6.5.1 ANALISIS DE SENSIBILIDAD PARA EL PLATO DE EXTRACCIÓN DE LÍQUIDO CALIENTE Y RETORNO DE LÍQUIDO FRÍO

Con los platos óptimos definidos para la extracción de gasóleo ligero primario y retorno de ligeros. Se estableció un valor base de carga térmica base de -4.5 MMkcal/hr, y una temperatura base de 140°C para el retorno del caudal extraído, valores que más adelante son sometidos a análisis.

Se procede a establecer los platos óptimos, tanto para la extracción del líquido caliente como para el retorno de líquido frío. Para ello se llevó a cabo un análisis de sensibilidad de los platos de extracción y retorno de las corrientes ya mencionadas, los resultados se reflejan en la tabla 3.56. Dicho rango de platos también abarca desde del plato 6(5) hasta el plato 8(7).

Tabla 3. 56. Sensibilidad para el plato de extracción de líquido caliente y plato de retorno de líquido frío

Overflash %	QT Condensador (MMkcal/hr)	Nafta (BPD)	GOLP(BPD)	GOP(BPD)	TIE °C ASTM D86 GOLP	TFE °C ASTM D86 GOLP	TIE °C ASTM D1160 GOP
<b>Extracción GOLP: Plato 8(7); Retorno Plato: 7(6)</b>							
6.34%	-12.02	12353	3830	1818	105.27	372.83	-10.64
<b>Extracción GOLP: Plato 8(7); Retorno Plato: 6(5)</b>							
6.30%	-11.94	12435	3742	1823	110.43	372.68	-10.74
<b>Extracción GOLP: Plato 7(6); Retorno Plato: 6(5)</b>							
6.29%	-11.93	12442	3747	1811	110.35	372.28	-12.58

Con base en lo anterior se observó lo siguiente, al modificar el plato de retorno del líquido frío, hay una variación en la temperatura inicial de destilación ASTM D86 para el gasóleo ligero, la cual, va al alza con 5°C del plato 7(6) con respecto al plato 6(5).

Con respecto al plato de extracción, al realizar modificaciones no mostro cambios significativos.

Por lo tanto, el plato óptimo de la extracción de líquido caliente será el plato 7(6), así mismo el plato óptimo de retorno de líquido caliente de ligeros será el plato 6(5).



### **3.6.5.2 ANALISIS DE SENSIBILIDAD DE LA CARGA TÉRMICA DEL PUMPAROUND Y TEMPERATURA DE RETORNO DEL LÍQUIDO FRÍO**

Con los platos óptimos definidos para la extracción de líquido caliente y retorno de líquido frío. Se procede a establecer la carga térmica óptima para el pumparound y la temperatura de retorno optima del líquido frío.

Para ello se llevó a cabo un análisis de sensibilidad, los resultados se reflejan en la tabla 3.57. Dicho rango de calor extraído abarca de las -4.5 a las -5 MMkcal/hr y para dos posibles temperaturas de 140°C y 130°C.

Los resultados que se observan en la tabla 3.57 indican una disminución en la carga térmica del condensador y el % de overflash, como consecuencia principal del aumento en la carga térmica del pumparound, no así por el cambio de la temperatura de retorno del líquido, por lo cual se revisaron los perfiles de flujos molares, los cuales se presentan de la figura 3.22 a la 3.27.

*Tabla 3. 57.Sensibilidad de la carga térmica del Pumparound y de la temperatura de retorno de líquido frío*

Overflash %	QT Condensador (MMkcal/hr)	Nafta (BPD)	GOLP(BPD)	GOP(BPD)	TIE °C ASTM D86 GOLP	TFE °C ASTM D86 GOLP	TIE °C ASTM D1160 GOP
<b>QT Pumparound = -4.5 MMkcal/hr ; T retorno:140°C</b>							
6.29%	-11.93	12442	3747	1811	110.35	372.28	-12.58
<b>QT Pumparound = -4.5 MMkcal/hr ; T retorno:130°C</b>							
6.29%	-11.93	12448	3740	1812	110.35	372.27	-12.57
<b>QT Pumparound = -4.75 MMkcal/hr ; T retorno:140°C</b>							
6.29%	-11.69	12424	3766	1810	111.13	372.31	-12.56
<b>QT Pumparound = -4.75 MMkcal/hr ; T retorno:130°C</b>							
6.29%	-11.69	12430	3760	1810	110.92	372.3	-12.57
<b>QT Pumparound = -5 MMkcal/hr ; T retorno:140°C</b>							
6.27%	-11.44	12403	3789	1809	111.93	372.35	-12.54
<b>QT Pumparound = -5 MMkcal/hr ; T retorno:130°C</b>							
6.28%	-11.44	12410	3781	1809	111.72	372.33	-12.55

En el análisis donde la carga térmica es variable y la temperatura de retorno permanece en un valor de 140°C para las figuras 3.22, 3.24 y 3.26, el flujo de líquido extraído aumenta alrededor de 30kgmol/hr por cada 0.25 MMkcal/hr.

Del mismo modo ocurre para el análisis donde la carga térmica es variable y la temperatura de retorno permanece en un valor de 130°C para las figuras 3.23, 3.25 y 3.27, el flujo de líquido extraído aumenta alrededor de 25 kgmol/hr por cada 0.25 MMkcal/hr.



**Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México**

En el análisis de las figuras 3.22 con la 3.23, donde la carga térmica del pumparound es de -4.5 MMkcal/hr y la temperatura de salida es la variable que se modifica, el flujo de líquido extraído en el pumparound disminuye aproximadamente 40 kgmol/hr, al disminuir la temperatura de salida del líquido frío de 140°C a 130°C, como consecuencia se tiene una disminución en el flujo molar del líquido que cae del plato 6(5).

Lo mismo ocurre en las comparaciones de las figuras 3.24 con la 3.25, para una carga térmica de -4.75 MMkcal/hr, pero con un aumento en el flujo de líquido extraído de 40 kgmol/hr y finalmente de 3.26 con la 3.27 pero con una disminución en el flujo de líquido extraído de 50 kgmol/hr. El impacto se ve reflejado en el flujo de líquido que regresa al plato 6(5) el cual disminuye respectivamente, para cada comparación.

En un balance entre la carga térmica extraída por el pumparound y la temperatura de retorno del líquido frío, se considera que la carga térmica óptima del pumparound fue la de -5 MMkcal/hr, la cual aproximadamente extrae el 43% del calor que retira el condensador. Por otra parte, la temperatura de líquido frío que retorno a la torre que menos flujo extrae para realizar la extracción de calor fue la de 130°C, ambos parámetros son los óptimos para la operación de la columna.

TRAY	TEMP DEG C	PRESSURE KG/CM2G	NET FLOW RATES				HEATER DUTIES M*KCAL/HR
			LIQUID	VAPOR	FEED	PRODUCT	
1C	55.0	0.55	350.9			563.2L 0.0W	-11.9369
2	154.0	0.90	416.6	914.1			
3	173.2	0.93	382.1	979.7			
4	184.2	0.96	343.8	945.2			
5	193.4	1.00	275.2	907.0			
6	207.0	1.03	889.6	838.3	6.9V 410.8P		-4.5000
7	229.5	1.06	186.6	1035.2		410.8P 104.5L	
8	278.8	1.09	106.1	847.5			
9	304.5	1.12	89.5	766.9			
10	313.4	1.15	81.5	750.3			
11	317.0	1.19	71.4	742.3			
12	320.0	1.22	17.8	732.2	678.6V		
13	325.1	1.25		0.1	4.3L	22.1L	
SIDESTRIPPER DA-102							
1/ 14	229.8	1.06	104.8		104.5L	6.9V	
2/ 15	231.2	1.09	106.6	7.2			
3/ 16	233.3	0.75		8.9		97.6L	0.1000

Figura 3. 22. Perfiles de flujos molares a una carga térmica en el Pumparound de -4.5 MMkcal/hr y una temperatura de retorno de líquido frío a 140°C (mayor extracción de la torre)





**Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México**

TRAY	TEMP DEG C	PRESSURE KG/CM2G	NET FLOW RATES				HEATER DUTIES M*KCAL/HR
			LIQUID	VAPOR	FEED	PRODUCT	
1C	55.0	0.55	350.5			563.4L 0.0W	-11.9357
2	154.0	0.90	416.1	913.9			
3	173.2	0.93	381.8	979.5			
4	184.1	0.96	344.0	945.2			
5	193.2	1.00	276.7	907.4			
6	206.6	1.03	851.4	840.1	6.8V 370.7P		-4.5000
7	229.8	1.06	186.8	1037.3		370.7P 104.2L	
8	278.8	1.09	106.1	847.6			
9	304.5	1.12	89.5	766.9			
10	313.4	1.15	81.5	750.4			
11	317.0	1.19	71.4	742.3			
12	320.0	1.22	17.9	732.2	678.6V		
13	325.1	1.25		0.1	4.3L	22.1L	
SIDESTRIPPER DA-102							
1/ 14	230.1	1.06	104.6		104.2L	6.8V	
2/ 15	231.5	1.09	106.3	7.2			
3/ 16	233.6	0.75		8.9		97.4L	0.1000

Figura 3. 23. Perfiles de flujos molares a una carga térmica en el Pumparound de -4.5 MMkcal/hr y una temperatura de retorno de líquido frío a 130°C (menor extracción de la torre)

TRAY	TEMP DEG C	PRESSURE KG/CM2G	NET FLOW RATES				HEATER DUTIES M*KCAL/HR
			LIQUID	VAPOR	FEED	PRODUCT	
1C	55.0	0.55	333.3			562.5L 0.0W	-11.6914
2	153.9	0.90	395.0	895.8			
3	172.7	0.93	361.5	957.4			
4	183.4	0.96	324.4	924.0			
5	192.3	1.00	257.8	886.9			
6	205.8	1.03	918.0	820.3	6.9V 440.1P		-4.7500
7	228.5	1.06	186.3	1033.5		440.1P 105.3L	
8	278.6	1.09	105.9	847.1			
9	304.5	1.12	89.4	766.7			
10	313.4	1.15	81.4	750.3			
11	317.0	1.19	71.3	742.3			
12	320.0	1.22	17.8	732.2	678.6V		
13	325.1	1.25		0.1	4.3L	22.1L	
SIDESTRIPPER DA-102							
1/ 14	228.7	1.06	105.6		105.3L	6.9V	
2/ 15	230.1	1.09	107.4	7.2			
3/ 16	232.2	0.75		9.0		98.4L	0.1000

Figura 3. 24. Perfiles de flujos molares a una carga térmica en el Pumparound de -4.75 MMkcal/hr y una temperatura de retorno de líquido frío a 140°C (mayor extracción de la torre)



**Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México**

TRAY	TEMP DEG C	PRESSURE KG/CM2G	NET FLOW RATES				HEATER DUTIES M*KCAL/HR
			LIQUID	VAPOR	FEED	PRODUCT	
1C	55.0	0.55	332.8			562.7L 0.0W	-11.6900
2	154.0	0.90	394.4	895.5			
3	172.7	0.93	361.2	957.1			
4	183.3	0.96	324.6	923.9			
5	192.2	1.00	259.3	887.3			
6	205.4	1.03	876.4	822.0	6.9V 396.5P		-4.7500
7	228.8	1.06	186.4	1035.7		396.5P 105.0L	
8	278.7	1.09	105.9	847.3			
9	304.5	1.12	89.5	766.8			
10	313.4	1.15	81.5	750.3			
11	317.0	1.19	71.4	742.3			
12	320.0	1.22	17.8	732.2	678.6V		
13	325.1	1.25		0.1	4.3L	22.1L	
IDESTRIPPER DA-102							
1/ 14	229.1	1.06	105.3		105.0L	6.9V	
2/ 15	230.5	1.09	107.1	7.2			
3/ 16	232.6	0.75		9.0		98.1L	0.1000

Figura 3. 25. Perfiles de flujos molares a una carga térmica en el Pumparound de -4.75 MMkcal/hr y una temperatura de retorno de líquido frío de 130°C (menor extracción de la torre)

TRAY	TEMP DEG C	PRESSURE KG/CM2G	NET FLOW RATES				HEATER DUTIES M*KCAL/HR
			LIQUID	VAPOR	FEED	PRODUCT	
1C	55.0	0.55	315.8			561.7L 0.0W	-11.4462
2	153.9	0.90	373.5	877.5			
3	172.2	0.93	341.2	935.2			
4	182.5	0.96	305.3	902.9			
5	191.2	1.00	240.8	866.9			
6	204.5	1.03	948.2	802.5	7.0V 470.8P		-5.0000
7	227.4	1.06	185.9	1032.0		470.8P 106.2L	
8	278.5	1.09	105.6	846.8			
9	304.5	1.12	89.3	766.5			
10	313.4	1.15	81.4	750.2			
11	317.0	1.19	71.3	742.3			
12	320.0	1.22	17.8	732.2	678.6V		
13	325.1	1.25		0.1	4.3L	22.1L	
SIDESTRIPPER DA-102							
1/ 14	227.6	1.06	106.5		106.2L	7.0V	
2/ 15	229.0	1.09	108.3	7.3			
3/ 16	231.1	0.75		9.1		99.2L	0.1000

Figura 3. 26. Perfiles de flujos molares a una carga térmica en el Pumparound de -5 MMkcal/hr y una temperatura de retorno de líquido frío a 140°C (mayor extracción de la torre)



**Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México**

TRAY	TEMP DEG C	PRESSURE KG/CM2G	NET FLOW RATES				HEATER DUTIES M*KCAL/HR
			LIQUID	VAPOR	FEED	PRODUCT	
1C	55.0	0.55	315.2			561.9L 0.0W	-11.4446
2	153.9	0.90	372.9	877.2			
3	172.2	0.93	340.8	934.9			
4	182.5	0.96	305.4	902.8			
5	191.1	1.00	242.3	867.4			
6	204.1	1.03	902.9	804.2	7.0V 423.4P		-5.0000
7	227.7	1.06	186.1	1034.4		423.4P 105.9L	
8	278.5	1.09	105.7	846.9			
9	304.5	1.12	89.4	766.6			
10	313.4	1.15	81.4	750.2			
11	317.0	1.19	71.3	742.3			
12	320.0	1.22	17.8	732.2	678.6V		
13	325.1	1.25		0.1	4.3L	22.1L	
SIDESTRIPPER DA-102							
1/ 14	228.0	1.06	106.2		105.9L	7.0V	
2/ 15	229.4	1.09	108.0	7.3			
3/ 16	231.5	0.75		9.0		98.9L	0.1000

Figura 3. 27. Perfiles de flujos molares a una carga térmica en el Pumparound de -5 MMkcal/hr y una temperatura de retorno de líquido frío a 130°C (menor extracción de la torre)

**3.6.6 ANALISIS DE SENSIBILIDAD EN LA CARGA TÉRMICA DEL REHERVIDOR DEL AGOTADOR LATERAL DE GASÓLEO LIGERO**

Con todas las características del pumparound establecidas. El único valor que queda por definir es la carga térmica del rehervidor del agotador lateral de gasóleo ligero primario, la cual fue establecida en 0.1MMkcal/hr para el caso base, la cual tiene como límite máximo el 15% mol de la vaporización de la corriente de fondos.

Para ello se llevó a cabo un análisis de sensibilidad de la carga térmica del rehervidor. Dicho rango de cargas térmicas abarca 0.1 a 0.5 MMkcal/hr y se presenta en la tabla 3.58.

Los resultados que se observan son los siguientes, al modificar la carga térmica del rehervidor, el cambio de la temperatura tiene un comportamiento no lineal, ya que al cambiar la carga térmica de 0.1 a 0.2 MMkcal/hr se observa un gradiente en la TIE ASTM D86 del gasóleo ligero de 5°C, pero al aumentar de 0.2 a 0.3 MMkcal el gradiente es de 12°C.

En general hay una variación de la TIE del gasóleo ligero del 28% con respecto a su valor inicial. Al aumentar la carga térmica del rehervidor se mejora el agotamiento, lo cual se refleja en la TIE del gasóleo ligero primario y se obtiene mayor calidad en el producto.



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

Por otra parte, la temperatura TIE del gasóleo ligero primario que mejor se ajuste a la del método corto corresponde a la carga térmica del rehervidor es la de 0.5 MMkcal/hr con 155.4°C y con un valor del 16% mol de vaporización quedando por arriba del valor límite de 15% mol de vaporización, pero se considera aceptable.

Tabla 3. 58.Sensibilidad de la carga térmica del rehervidor del agotador lateral de gasóleo ligero

Overflash %	QT Condensador (MMkcal/hr)	Nafta (BPD)	GOLP(BPD)	GOP(BPD)	TIE °C ASTM D86 GOLP	TIE °C ASTM D1160 GOP	%Mol de Vap. en el Rehervidor
<b>QT Rehervidor = 0.1 MMkcal/hr</b>							
6.28%	-11.44	12410	3781	1809	111.72	-12.55	6%
<b>QT Rehervidor = 0.2 MMkcal/hr</b>							
6.30%	-11.49	12455	3733	1812	115.26	-12.60	9%
<b>QT Rehervidor = 0.3 MMkcal/hr</b>							
6.32%	-11.54	12502	3683	1815	127.89	-12.65	12%
<b>QT Rehervidor = 0.4 MMkcal/hr</b>							
6.34%	-11.60	12549	3633	1818	142.17	-12.70	14%
<b>QT Rehervidor = 0.5 MMkcal/hr</b>							
6.34%	-11.66	12596	3583	1822	155.40	-12.76	16%

Por lo tanto, la carga térmica óptima del rehervidor del agotador lateral será de 0.5MMkcal/hr.

### 3.6.7 PROPUESTA FINAL DEL MÉTODO RIGUROSO DE LA TORRE SIN VAPOR DE AGOTAMIENTO

Tabla 3. 59.Especificaciones de Productos (Método Corto vs Propuesta sin vapor de agotamiento)

Especificación	Método Corto (°C)	Final (°C)	% Diferencia
Gap GOLP/Nafta	35	30	17
TFE ASTM D86 Nafta	190	190	0
TIE ASTM D86 GOLP	176.35	155.4	13
T al 90% ASTM D86 GOLP	345	345	0
TIE ASTM D1160 GOP	318	-195	263

Como se muestra en los resultados la variable que no se pudo ajustar fue la temperatura inicial de ebullición D1160 del gasóleo pesado, como era de esperarse debido a que no hay medio de agotamiento.



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

Las especificaciones de producto son importantes ya que estos determinan la calidad del producto, en general estas cumplen y son aceptables a excepción del gasóleo pesado. En esta propuesta sin vapor, el gasóleo pesado no cumple con las especificaciones de la TIE ASTM D1160 del gasóleo pesado debido a que no hay algún medio que proporciona agotamiento a esta fracción.

Tabla 3. 60. Rendimientos de Productos (Método Corto vs Propuesta sin vapor de agotamiento)

Rendimientos	Método Corto (BPD)	Final (BPD)	% Diferencia
Nafta	12455	12596	1.12
GOLP	3770	3583	5.22
GOP	1775	1822	2.58

En general los flujos de producto no presentaron variación más allá de un 5% con respecto a su valor final, lo cual refleja que la cantidad de producto que se espera producir será la óptima.

Tabla 3. 61. Metas deseadas vs resultados propuesta sin vapor de agotamiento

Requerimiento	Valor/Rango Establecido	Final
Temperatura de Alimentación	< 300°C	335°C
Overflash %Vol.	2 – 10%	6.34
Carga térmica del Condensador MMkcal/hr	Mínima posible requerida	-11.66 MMkcal/hr
Carga térmica del rehervidor de gasóleo ligero primario MMkcal/hr	Mínimo posible requerido	0.5MMkcal/hr
%Vaporización mol en rehervidor	15% mol máximo	16%
Carga térmica del reflujo circulante que extrae calor Q(MMkcal/hr)	40-60% de Q condensador	42% de Q Condensador

- El valor de la temperatura de alimentación es de 335°C < 390°C, por lo que cumple el requerimiento.
- El valor del overflash debe ser el mínimo posible dentro de un rango del 2 al 10%, el diseño con vapor de agotamiento permite un valor óptimo de overflash de 6.34%.
- La reducción de la carga térmica se logró hasta los -11.66MMkcal/hr con respecto a la inicial obtenida en el caso base de -14.22 MMkcal/hr.
- La carga térmica del rehervidor mínima requerida tiene un valor de 0.5 MMkcal/hr.



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

- El valor de la vaporización corresponde al 16%mol superando el valor máximo de 15% mol, aunque todavía es aceptable el valor.
- La carga térmica del pumparound fue de -4.5 MMkcal/hr, lo que significa que es alrededor del 40% de la carga térmica del condensador.

La propuesta de método riguroso de la torre atmosférica sin vapor no cumple con las especificaciones que son el parámetro de calidad de los productos de la planta, aunque cumple con los rendimientos de los productos y los requerimientos de operación de la torre no puede ser considerada para el diseño final de la planta.

### 3.7 SELECCIÓN DE LA PROPUESTA DE DISEÑO RIGUROSO

Tabla 3. 62. Comparación de especificaciones entre propuestas de diseño riguroso

Especificación	Método Corto (°C)	Riguroso (°C)	% Diferencia
<b>Propuesta con vapor de agotamiento</b>			
Gap GOLP/Nafta	35	30	17
TFE ASTM D86 Nafta	190	190	0
TIE ASTM D86 GOLP	176	160	10
T al 90% ASTM D86 GOLP	345	345	0
TIE ASTM D1160 GOP	318	308	3
<b>Propuesta sin vapor de agotamiento</b>			
Gap GOLPI/Nafta	35	30	17
TFE ASTM D86 Nafta	190	190	0
TIE ASTM D86 GOLP	176	155	13
T al 90% ASTM D86 GOLP	345	345	0
TIE ASTM D1160 GOP	318	-195	263

La calidad de los productos que se van a procesar en la nueva planta fraccionadora es primordial en el diseño.

La opción que más se ajusta a esta premisa y a los resultados del método corto, es la propuesta con vapor de agotamiento, específicamente en la fracción de gasóleo pesado, donde se observa la diferencia entre tener y no tener un medio de agotamiento, como se muestra en la tabla 3.62.

Además, al comparar el agotamiento en la fracción de gasóleo ligero para corregir la curva de destilación de dicha fracción, el vapor de agotamiento corrige mejor la curva de la fracción que si se utilizara rehervidor en el agotador lateral, presentándose una diferencia de 5°C entre ambas propuestas.



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

Cabe mencionar que, si se selecciona el rehervidor como medio de agotamiento, además del diseño de este equipo, este requiere un servicio auxiliar para lograr la vaporización deseada, mientras que al seleccionar el vapor como medio de agotamiento no se necesita el diseño del rehervidor.

Con respecto a los rendimientos de los productos que presentan ambas propuestas, se observa en la tabla 3.63 que no se encuentran diferencias tan marcadas entre ellas y son muy cercanos a los resultados a los que se pretenden llegar, obtenidos en el método corto.

Tabla 3. 63.Comparación de rendimientos entre propuestas de diseño riguroso

Rendimientos	Método Corto (BPD)	Riguroso (BPD)	% Diferencia
<b>Propuesta con vapor de agotamiento</b>			
Nafta	12455	12593	1.1
GOLP	3770	3609	4.46
GOP	1775	1807	1.77
<b>Propuesta sin vapor de agotamiento</b>			
Nafta	12455	12596	1.12
GOLP	3770	3583	5.22
GOP	1775	1822	2.58

- Ambas propuestas cumplen con las metas deseadas para cada una de las propuestas.
- La diferencia radica en quien las cumple mejor, unas comparaciones de las metas deseadas contra los resultados de cada propuesta se muestran en la tabla 3.64.
- La mejor temperatura de alimentación que implica menor consumo energético, fue la propuesta con vapor de agotamiento.
- El valor más pequeño de overflash dentro del rango que se recomienda fue la propuesta con vapor de agotamiento.
- La carga térmica del condensador que tiene un menor consumo energético fue la de la propuesta con vapor de agotamiento.
- Utilizar vapor de agotamiento presenta mejores especificaciones de producto para el gasóleo pesado que si no se utiliza ningún medio de agotamiento en el fondo de la torre.
- Utilizar vapor de agotamiento presenta mejores especificaciones de producto para el gasóleo ligero pesado que si se utiliza el rehervidor como medio de agotamiento en el agotador lateral.
- La propuesta sin vapor de agotamiento extrae un 2% más del calor total de la torre que la propuesta con vapor de agotamiento.



**Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México**

Por lo tanto, la mejor propuesta fue el diseño riguroso con vapor de agotamiento.

*Tabla 3. 64. Metas deseadas contra resultados obtenidas en ambas propuestas de diseño riguroso*

Meta deseada	Valor	Riguroso con vapor de Agotamiento	Riguroso sin vapor de Agotamiento
Temperatura de Alimentación °C	< 390°C	285	335°C
Overflash %Vol.	2 – 10%	4.83	6.34
Carga térmica del Condensador MMkcal/hr	Mínima posible requerida	11.35 MMkcal/hr	11.66 MMkcal/hr
Flujo de Vapor de Agotamiento de gasóleo ligero	Mínimo posible requerido	1400 kg/hr	No Aplica
Carga térmica del rehervidor de gasóleo ligero	Mínima posible requerida	No Aplica	0.5MMkcal/hr
Vapor de agotamiento de fondo de la torre fraccionadora	Mínimo posible requerido	800 kg/hr	No Aplica
% Vaporización mol en rehervidor	15% mol máximo	No Aplica	16%
Carga térmica del reflujo circulante que extrae calor Q(MMkcal/hr)	40-60% de Q condensador	40% de Q Condensador	42% de Q Condensador





### 3.8 MEJORA DE LA PRUPESTA DISEÑO RIGUROSO DE LA TORRE ATMOSFÉRICA CON VAPOR DE AGOTAMIENTO

La propuesta de diseño riguroso de la torre atmosférica con vapor de agotamiento, mostró mejores resultados que la propuesta sin vapor de agotamiento, como se menciona en la sección 3.7.

Aunque la propuesta de diseño riguroso de la torre atmosférica fue seleccionada, ahora es importante hacer un análisis del efecto de la carga a diferentes temperaturas y presiones, con la idea de separar la mayor cantidad de componentes ligeros de la carga, lo cual disminuye el tamaño de la torre.

La solución es separar los hidrocarburos ligeros antes de calentar el crudo aún más en el tren de precalentamiento. Los componentes ligeros separados en el tanque flash o vaporizador de ligeros se envían directamente a la columna. (Oklahoma University, 2007).

Es importante vigilar la calidad y cantidad de la fracción vaporizada para definir el plato de alimentación en la torre atmosférica.

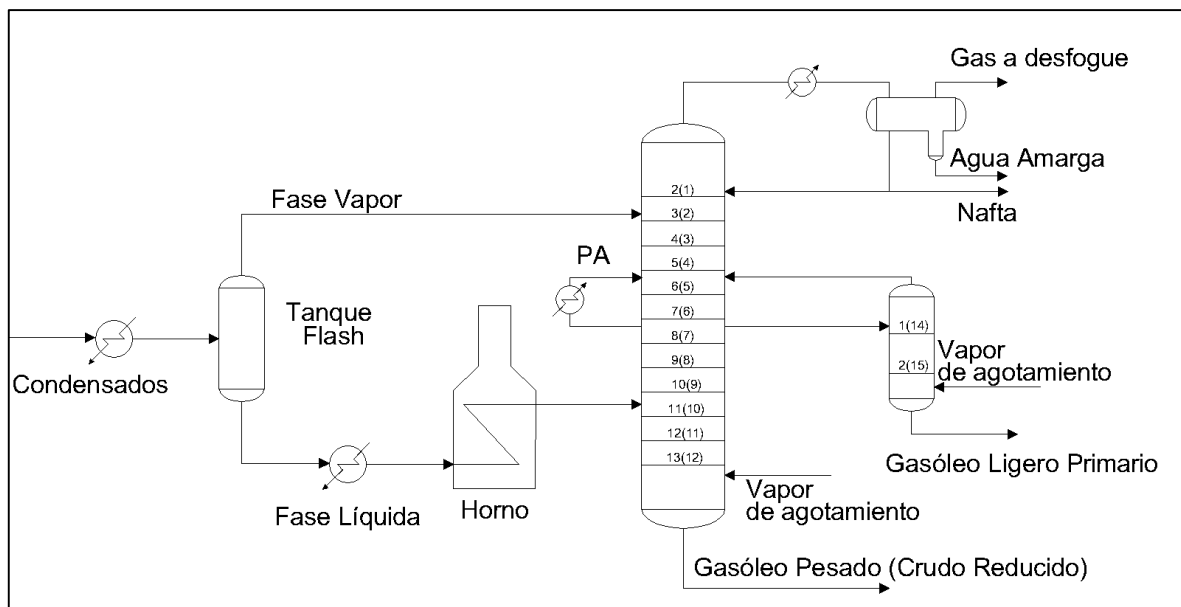


Figura 3. 28. Mejora de la propuesta de diseño riguroso de la torre fraccionadora con vapor de agotamiento



### 3.8.1 ANALISIS DE SENSIBILIDAD DEL COMPORTAMIENTO DE LA FASE A PRESIÓN ATMOSFÉRICA

Para ello se llevó a cabo un análisis de sensibilidad para ubicar a que temperatura se encuentra la fase vapor y verificar el comportamiento de la fase de los hidrocarburos a la presión de alimentación a la torre atmosférica, la cual es de 1.2 kg/cm<sup>2</sup> (man).

Dicho rango de temperaturas comienza de 38 a 50°C, de 50 a 250°C con incrementos de 25°C y de 250 a 285°C, los resultados se presentan en la tabla 3.65.

Tabla 3. 65.Sensibilidad de la fase en función de la temperatura a presión de 1.2kg/cm<sup>2</sup>(man) constante

T de Carga de Condensados °C	Fase
38	L
50	L
75	L
100	L
125	L
130	M
150	M
175	M
200	M
225	M
250	M
285	M

Nota: Donde L(Líquida) y M(Mixta)

La fase que presentan los hidrocarburos condensados estabilizados hasta los 125°C a 1.2 kg/cm<sup>2</sup> (man) es líquida, superando dicha temperatura, ocurre vaporización y la corriente de hidrocarburos se encuentra con flujo a dos fases.

Por lo anterior es necesario definir una presión y una temperatura que permita separar los hidrocarburos más ligeros como fase vapor de la carga. Lo anterior controlando estas variables en el tanque flash (vaporizador).



### 3.8.2 ANALISIS DE SENSIBILIDAD DE LA PRESIÓN Y TEMPERATURA EN LA CORRIENTE DE CONDENSADOS DE CARGA A LA PLANTA

Es necesario fijar la presión y temperatura de la corriente líquida de hidrocarburos condensados estabilizados a la que se puede llegar sin tener vapor presente, ya que, si esta fase se encuentra en los hidrocarburos, puede llegar a complicar el diseño de la integración térmica de la planta fraccionadora.

Lo que se pretende es encontrar la temperatura más alta posible a una presión dada que mantenga el condensado en fase líquida, para facilitar el diseño de la red de intercambio térmica, sin dejar de tomar en cuenta que la presión que se requiere para suprimir la vaporización es demasiado alta.

El análisis contempla un rango de presiones de 1.4 a 3 kg/cm<sup>2</sup> (man) con intervalos de presión de 0.2 kg/cm<sup>2</sup> (man) e intervalos de temperatura de 10°C de 130 a 160°C y otro de 3 a 3.5 kg/cm<sup>2</sup> (man) con intervalos de 0.1 kg/cm<sup>2</sup> (man) e intervalos de temperatura de 5°C de 160 a 170°C.

En la tabla 3.66, se presenta un análisis de sensibilidad de las variables de la corriente de hidrocarburos condensados, presión, temperatura y fracción vaporizada, para elegir las más óptimas para el diseño de la planta.

Los resultados que se observan en la tabla 3.66, indican que en el intervalo de presiones de 1.4 a 3 kg/cm<sup>2</sup> (man), fue complicado obtener una corriente con una temperatura elevada, dada la naturaleza de la corriente, la temperatura más alta estimada fue de 150°C con intervalos de temperatura de 10°C.

Sin embargo, cada vez fue más difícil conseguir elevar la temperatura, por lo que se redujo el intervalo de presiones en el rango de 3 a 3.5 kg/cm<sup>2</sup> (man), así mismo el intervalo usado para la temperatura de 5°C. Finalmente, la temperatura máxima lograda fue de 165 °C con una presión de 3.3 kg/cm<sup>2</sup> (man), dicha presión se considera baja.

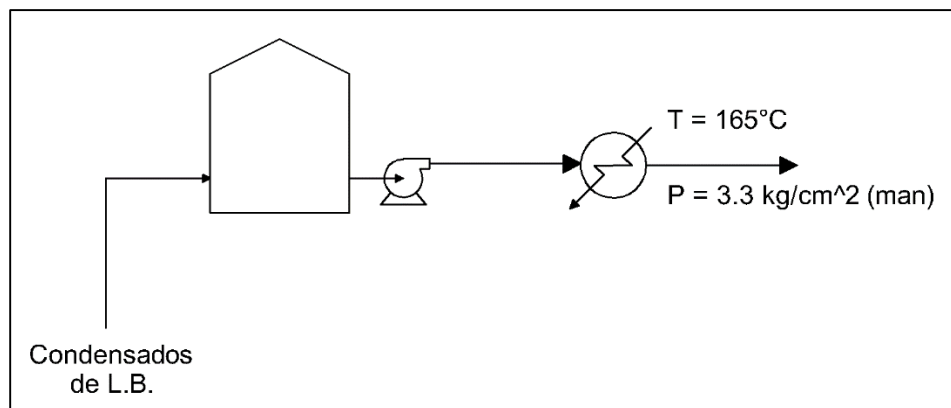


Figura 3. 29. Condiciones definidas para mantener la carga de condensados en una sola fase



**Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México**

*Tabla 3. 66.Sensibilidad en la presión y temperatura de la corriente de hidrocarburos condensados*

<b>T °C</b>	<b>Fase</b>	<b>% Peso Vaporizado</b>
<b>Presión 1.4 kg/cm<sup>2</sup> (man)</b>		
130	L	-
140	M	4.4%
<b>Presión 1.6 kg/cm<sup>2</sup> (man)</b>		
140	M	0.2%
<b>Presión 1.8 kg/cm<sup>2</sup> (man)</b>		
140	L	
150	M	8.2%
<b>Presión 2 kg/cm<sup>2</sup> (man)</b>		
150	M	3.8%
<b>Presión 2.2 kg/cm<sup>2</sup> (man)</b>		
150	M	0.1%
<b>Presión 2.4 kg/cm<sup>2</sup> (man)</b>		
150	L	-
160	M	9.1%
<b>Presión 2.6 kg/cm<sup>2</sup> (man)</b>		
160	M	0.1%
<b>Presión 2.8 kg/cm<sup>2</sup> (man)</b>		
160	M	0.03%
<b>Presión 3 kg/cm<sup>2</sup> (man)</b>		
160	L	-
165	M	4.55%
<b>Presión 3.1 kg/cm<sup>2</sup> (man)</b>		
160	L	-
165	M	0.03%
<b>Presión 3.2 kg/cm<sup>2</sup> (man)</b>		
165	M	1.23%
<b>Presión 3.3 kg/cm<sup>2</sup> (man)</b>		
165	L	-
170	M	6.27%
<b>Presión 3.4 kg/cm<sup>2</sup> (man)</b>		
170	M	4.56%
<b>Presión 3.5 kg/cm<sup>2</sup> (man)</b>		
170	M	2.94%

Nota: Donde L(Líquida) y M(Mixta)



### 3.8.3. ANALISIS DE LA FRACCIÓN DE HIDROCARBUROS VAPORIZADOS EN LA CORRIENTE DE CARGA A LA PLANTA

En el análisis anterior se determinó la temperatura máxima de la línea de carga, para que la corriente se mantenga en fase líquida, considerando una baja presión (165°C y 3.3 kg/cm<sup>2</sup> (man)).

Para justificar la colocación de un tanque separador de ligeros, es necesario que en este se lleve a cabo una separación de hidrocarburos ligeros en fase vapor, mayor o igual al 40% en peso del flujo másico total de la corriente.

Para que ocurra la vaporización es necesaria la pérdida de presión. Esta se podría conseguir abatiendo la presión mediante la adición de una válvula de control, con la desventaja de que, si se incluye, la temperatura disminuiría hasta 152°C, al igual que la presión caería hasta 1.8 kg/cm<sup>2</sup> man considerando una caída de presión ( $\Delta P$ ) permisible en la válvula de control de 0.7 kg/cm<sup>2</sup> (figura 3.30). Lo anterior hace que esta propuesta no sea atractiva para el diseño.

La otra opción sugeriría el uso de un equipo de intercambio térmico, el cual además de otorgar la pérdida de presión requerida para lograr la vaporización en la alimentación también otorgaría la fracción vaporizada deseada, además de aumentar la temperatura por encima de los 165°C de la fracción que permanece líquida. Se consideró una caída de presión ( $\Delta P$ ) permisible en el equipo de intercambio de 0.7 kg/cm<sup>2</sup> (Aguilar Rodriguez, 2007). Por lo que, la presión estimada para el tanque flash (vaporizador) será de 2.6 kg/cm<sup>2</sup> (man) (figura 3.30).

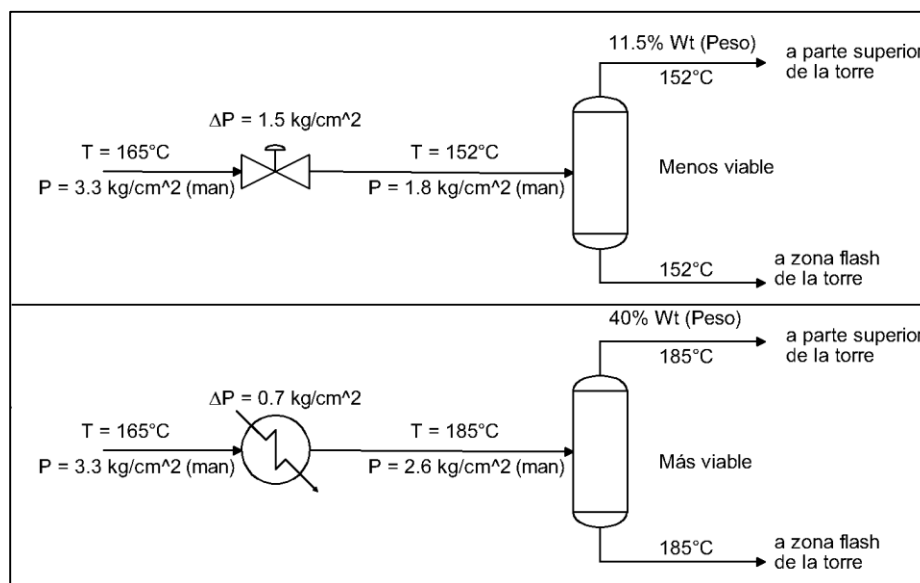


Figura 3. 30.Propuestas para propiciar la vaporización de ligeros



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

A continuación, se presenta un análisis de sensibilidad de la temperatura y fracción vaporizada, para elegir las más óptimas para el tanque flash, considerando el criterio mencionado al principio de esta sección.

Tabla 3. 67. Sensibilidad de la vaporización en función de la temperatura

T °C	% Peso Vaporizado
170	20%
175	27%
180	34%
185	40%
190	46%
195	50%
200	54%

Los resultados que se observan en la tabla 3.67, indican que en el intervalo de temperaturas va de 170°C a 200°C con intervalos de temperatura de 5°C.

La zona atractiva de vaporización cumple a partir de los 185°C hasta los 200°C (tabla 3.67 parte sombreada), aunque se desea que la fracción vaporizada tenga un porcentaje mayor, esto implica un gradiente de temperatura más alto en el equipo de intercambio térmico antes del tanque y mayor consumo de servicio auxiliar de calentamiento. Por lo que la temperatura óptima de salida elegida fue la de 185°C, pues a esta temperatura se vaporiza el 40% en peso de la carga de la planta.

### **3.8.4 ANALISIS DE SENSIBILIDAD DE LA TEMPERATURA DE ALIMENTACIÓN A LA ZONA FLASH CON LA REDUCCIÓN DE LA CARGA**

La temperatura de la línea de alimentación a la torre fue definida para la propuesta de método riguroso con vapor en la sección 3.5.3.

Sin embargo, en ese análisis no se contemplaba un tanque flash (vaporizador) de ligeros que dividiera la alimentación de límite de batería, en dos corrientes, una en fase vapor rica en nafta que se envía a la torre y la otra que se envía a la zona flash de la torre, por lo que es necesario volver a realizar el análisis de sensibilidad, para ajustar o verificar la temperatura óptima de alimentación, debido de la reducción de la carga.

La corriente de vapores, se alimentará inicialmente en el plato 5, el cual corresponde al último de la sección de rectificación de nafta. Posteriormente se analizará el plato óptimo de alimentación de hidrocarburos ligeros (fase vapor del tanque flash).

Nota: Es necesario mencionar también que los platos óptimos de extracción y retorno que corresponden a gasóleo ligero primario y a los vapores del agotador, así como todas las características del pumparound y los flujos de vapor de agotamiento se mantendrán fijos.



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

Para ello se llevó a cabo un análisis de sensibilidad de la temperatura de la corriente de alimentación a la torre, los resultados se reflejan en la tabla 3.68. Dicho rango de temperaturas abarca de los 285°C a los 330°C en incrementos de 5°C.

Debido a la reducción en el flujo volumétrico de la carga original, la torre atmosférica recibe una carga con menor flujo en la zona flash y los componentes predominantes son hidrocarburos pesados.

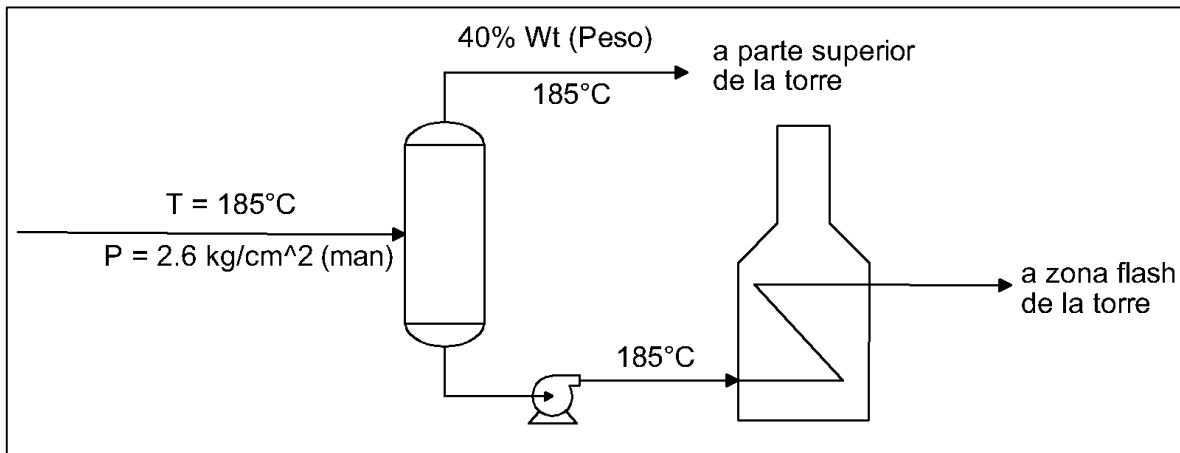


Figura 3. 31.Reducción de la carga original en dos corrientes

A pesar de la disminución de la carga a la entrada a la torre, los componentes de esta son más pesados, por lo que requieren más energía para vaporizarse y entrar a la columna, por lo anterior, se requirió un aumento en la temperatura de la línea de transfer, con respecto a la sección 3.5.3, dado que la simulación no tiene convergencia con temperaturas de 285 y 290°C, esta encontró solución a partir de los 295°C.

Sin embargo, como consecuencia se tiene un desajuste de las especificaciones y rendimientos logrados en la propuesta de método riguroso de la torre atmosférica con vapor de agotamiento original.

Para ello se analizó cual sería la temperatura que podría contrarrestar este efecto. La temperatura que más se ajusta a los resultados presentados en la sección 3.5.7 es la de 330°C, aunque el flujo de gasóleo ligero, refleja que dicha fracción presenta un arrastre de 300 BPD de nafta aproximadamente, el cual también se observa en la disminución del flujo de nafta.

El efecto de los desajustes mencionados tanto en especificaciones como en rendimientos, se logró contrarrestar al aumentar la temperatura, pero con otra consecuencia, el valor del overflash aumenta 2% con respecto al valor que presenta en la sección 3.5.7, aunque se considera bueno debido a que se encuentra dentro del rango que se recomienda.



**Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México**

*Tabla 3. 68. Sensibilidad de la línea de transfer con el efecto de la reducción de la carga (inclusión de tanque flash)*

Overflash %	QT Condensador (MMkcal/hr)	Nafta (BPD)	GOLP (BPD)	GOP(BPD)	TIE °C ASTM D86 GOLP	TFE °C ASTM D86 GOLP	TIE °C ASTM D1160 GOP
<b>Temperatura Alimentación a 285°C</b>							
No Converge							
<b>Temperatura Alimentación a 290°C</b>							
No Converge							
<b>Temperatura Alimentación a 295°C</b>							
0.17%	-8.96	11320	4889	1802	133.40	381.96	293.38
<b>Temperatura Alimentación a 300°C</b>							
1.10%	-9.1	11497	4733	1780	134.52	376.32	302.72
<b>Temperatura Alimentación a 305°C</b>							
2.08%	-9.25	11664	4583	1763	137.09	375.22	311.47
<b>Temperatura Alimentación a 310°C</b>							
3.09%	-9.4	11816	4443	1751	142.04	374.74	318.82
<b>Temperatura Alimentación a 315°C</b>							
4.11%	-9.54	11952	4315	1742	146.70	374.35	327.75
<b>Temperatura Alimentación a 320°C</b>							
5.10%	-9.54	12072	4202	1735	151.17	324.44	327.75
<b>Temperatura Alimentación a 325°C</b>							
6.02%	-9.84	12175	4103	1742	154.70	373.78	339.66
<b>Temperatura Alimentación a 330°C</b>							
6.84%	-9.98	12264	4020	1729	159.32	373.56	344.21

La temperatura de la línea de alimentación que presenta mejores resultados fue de 330°C.

**3.8.5 ANALISIS DE SENSIBILIDAD DEL PLATO OPTIMO DE ALIMENTACIÓN DE LOS HIDROCARBUROS LIGEROS EN FASE VAPOR DEL TANQUE FLASH**

El tanque vaporizador separa la carga de hidrocarburos condensados estabilizados en dos corrientes que alimentan a la torre, los hidrocarburos ligeros que salen por la parte superior del flash en fase vapor y los hidrocarburos pesados, que salen por el fondo del recipiente en fase líquida.

Gran parte de los hidrocarburos ligeros (vapores) que se separaron forman parte de la fracción nafta, como se muestra en la tabla 3.69. Pero esta no se encuentra rectificada, por





**Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México**

lo cual debe ajustar sus especificaciones en la torre. Por ende, se alimenta en la sección nafta.

*Tabla 3. 69. Curva de destilación ASTM D86 de los hidrocarburos ligeros separados en el tanque vaporizador (fase vapor)*

<b>% Vol. Destilado</b>	<b>T °C</b>
TIE	42.02
5%	65.36
10%	89.10
30%	94.39
50%	103.45
70%	120.79
90%	159.91
95%	168.31
TFE	216.22

El análisis de sensibilidad que se presenta en la tabla 3.70 permitió saber el plato óptimo de alimentación a la torre atmosférica.

Prácticamente no se presentan variaciones en las variables de análisis, pero el alimentar en el plato 5(4) tiene una ventaja sobre alimentar en el plato 4(3), un plato teórico más para rectificar dicha fracción.

Por lo tanto, el plato óptimo donde se deben alimentar los hidrocarburos ligeros es el 5(4).

*Tabla 3. 70. Sensibilidad en el plato de alimentación de los hidrocarburos ligeros*

<b>Overflash %</b>	<b>QT Condensador (MMkcal/hr)</b>	<b>Nafta (BPD)</b>	<b>GOLP(BPD)</b>	<b>GOP(BPD)</b>	<b>TIE °C ASTM D86 GOLP</b>	<b>TFE °C ASTM D86 GOLP</b>	<b>TIE °C ASTM D1160 GOP</b>
<b>Alimentación Plato 5(4)</b>							
6.84%	-9.98	12264	4020	1725	159.32	373.56	344.21
<b>Alimentación Plato 4(3)</b>							
6.80%	-9.97	12204	4084	1721	158.56	373.56	344.21



### 3.9 RED DE INTERCAMBIO TÉRMICO EN LA PLANTA FRACCIONADORA

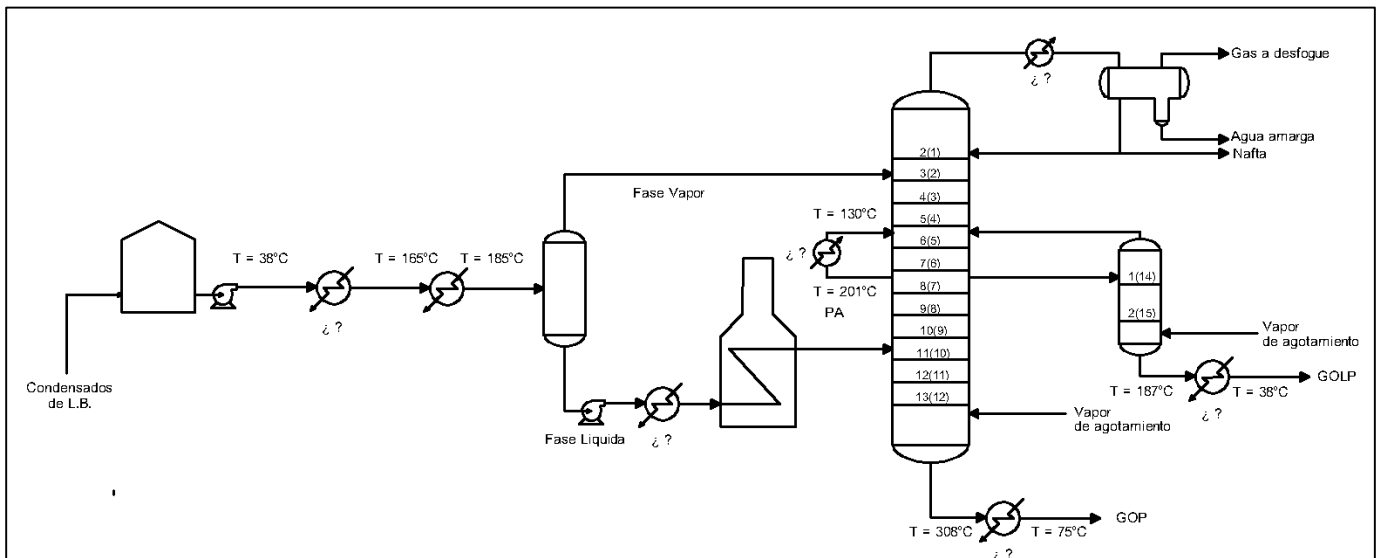


Figura 3. 32. Síntesis del proceso sin definir la red de intercambio de calor

Una vez definida la torre atmosférica, la cual es el corazón del proceso para este diseño, es necesario definir la red de intercambio térmico.

La integración energética de las plantas de proceso es un esfuerzo que permite disminuir los costos de operación en el proceso con la reducción de servicios auxiliares al recuperar el calor de las corrientes calientes y transferirlo a las corrientes frías.

Los principales desarrollos e investigaciones para la síntesis de redes han progresado en dos campos diferentes. Uno se basa en principios termodinámicos y reglas heurísticas, donde el diseñar sintetiza la red de forma manual. La otra línea se basa en métodos matemáticos como la programación lineal o no lineal. (José Saucedo, 1992).

Para el diseño de la red de integración térmica se tienen dos propuestas, la primera involucra el análisis del punto de pliegue (pinch) y el diseño de la red de intercambio térmico por el método de malla.

La segunda propuesta involucra el diseño de la red de intercambio térmico por medio de algunas reglas heurísticas que se mencionan más adelante.



### 3.9.1 ANALISIS PINCH

El análisis pinch se basa en principios termodinámicos. Para realizar el análisis del punto de pliegue o pinch, se deben establecer cuáles son las corrientes calientes y frías que pueden intercambiar calor sensible, dado que este método no contempla las corrientes con calor latente, ya que, para corrientes de fracciones de petróleo, el cambio de fase se da en un intervalo determinado de temperatura, las corrientes elegidas se presentan a continuación.

Tabla 3. 71. Corrientes calientes y frías que se pueden integrar

Corriente	Tipo de Corriente	T. Entrada (°C)	T. Salida (°C)	Flujo Másico (kg/hr)	Cp* (kcal/kg°C)	MCp (kcal/hr °C)	Q (MMkcal/hr)
Condensados de Carga	Fría	38	165	91409	0.55	49928	6.34
Gasóleo Ligero Primario	Caliente	187	38	21531	0.53	11411	1.70
Pumparound	Caliente	201	130	105786	0.60	62943	4.5
Gasóleo Pesado	Caliente	308	75	10998	0.57	6261	1.46

Nota: \*Se consideró un Cp promedio.

En la tabla 3.71 no se consideran las siguientes corrientes:

- Corriente de salida del domo, dado que ocurre un cambio de fase.
- No se considera la parte posterior a los 165°C de la corriente de hidrocarburos condensados puesto que se necesita calentar necesariamente hasta los 185°C y posteriormente ocurre una separación en la corriente.

Teniendo en cuenta la información anterior se realizó el análisis térmico por medio del algoritmo de la tabla problema, para ello se consideró un  $\Delta T$  mín. = 10°C, los resultados se muestran en la tabla 3.72.

Con la información de tabla problema se pudo construir la Gran Curva Compuesta (GCC) para identificar el punto pinch.

La tabla problema arroja la energía que deben proveer los servicios auxiliares (sin considerar, el condensador, el vaporizador de ligeros y el horno de la planta), para el enfriamiento se requieren 1.287 MMkcal/hr, mientras que para las corrientes involucradas en el análisis pinch, no se requiere calentamiento.

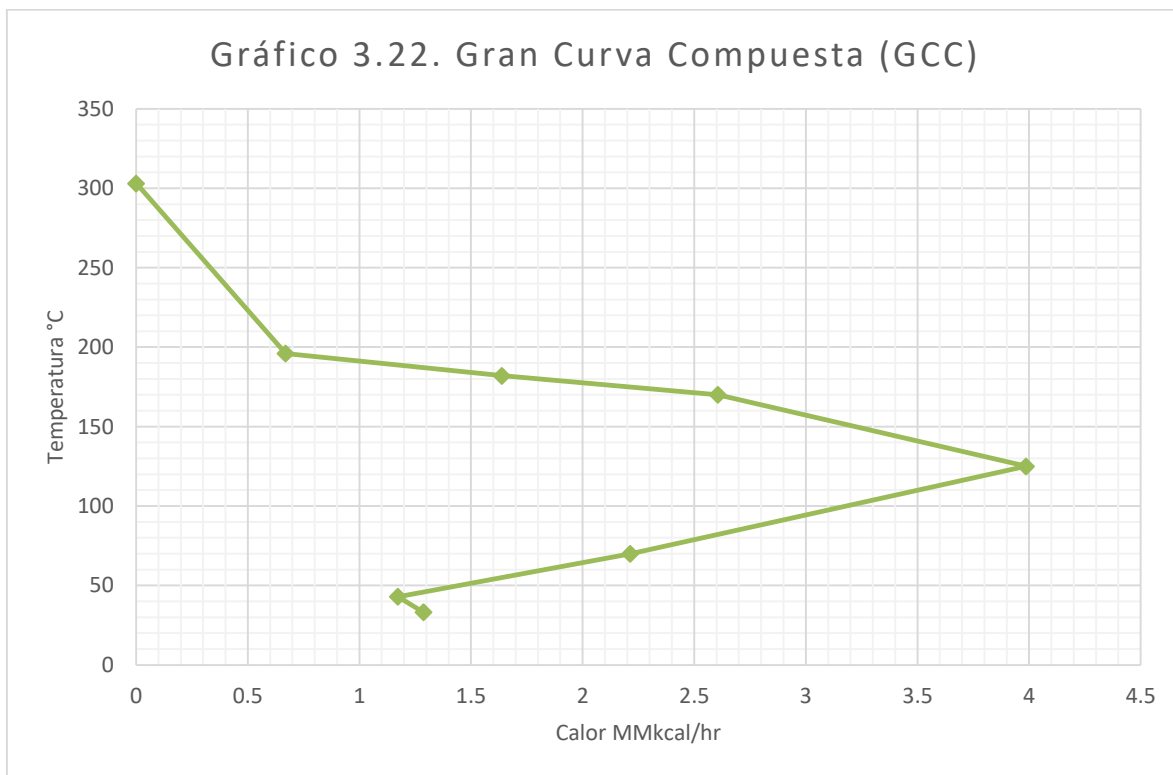


## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

Tabla 3. 72. Algoritmo tabla problema para la integración de calor

T ajustada	$\Delta T$ °C	$\sum C_{pc} - \sum C_{ph}$	$\Delta H$ Mkal/hr	Cascada de Calor	Cascada de Calor Corregida
303	0	0	0	0	0
196	107	-6261	-0.670	0.670	0.670
182	14	-69204	-0.969	1.639	1.639
170	12	-80615	-0.967	2.606	2.606
125	45	-30688	-1.381	3.987	3.987
70	55	32255	1.774	2.213	2.213
43	27	38516	1.040	1.173	1.173
33	10	-11411	-0.114	1.287	1.287

Con la información de tabla problema se pudo construir la Gran Curva Compuesta (GCC) para identificar el punto pinch.



La información que proporcionó la gran curva compuesta, fue la posición del punto pinch, la temperatura del punto pinch caliente se encuentra en 308°C, mientras que la temperatura del punto pinch fría se encuentra en 298°C.



### **3.9.2 DISEÑO DE LA RED DE CALOR SOBRE EL PUNTO PINCH: MÉTODO DE MALLA**

Se han establecido tres reglas de oro para la síntesis de una red de intercambio de calor (Smith, 2005):

1. No transferir calor a través del punto pinch
2. No enfriar arriba del punto pinch
3. No calentar abajo del punto pinch

#### **Diseño de la red arriba del punto pinch**

Se debe comenzar el diseño con propuestas de intercambio de calor por arriba del punto pinch. Sin embargo, no existen corrientes que se puedan integrar por arriba del punto pinch caliente (308°C) como se muestra en la figura 3.33.

#### **Diseño de la red abajo del punto pinch**

Para tener combinaciones viables, deben cumplir con la regla del MCp:

$$MCp_{\text{corriente de salida del pinch (fría)}} \geq MCp_{\text{corriente de entrada del pinch (caliente)}}$$

La regla anterior aplica sólo cuando una corriente entra al punto pinch y la otra corriente sale del punto pinch.

Las corrientes alejadas del punto pinch no es necesario que cumplan la regla del Cp para que sean combinaciones viables (Arce Medina, 2014), como es el caso de las corrientes de la planta fraccionadora, donde sólo la corriente de gasóleo pesado sale del punto pinch caliente (308°C), pero ninguna entra al punto pinch frío (298°C).

Por lo tanto, el arreglo de la red por abajo del punto pinch será el arreglo final de las corrientes que se consideraron en el análisis pinch.

El primer intercambio de calor viable se da entre las corrientes del pumparound y la carga de condensados, como se muestra en la red de intercambio con análisis pinch (figura 3.33). La corriente del pumparound se enfría de 210°C hasta 130°C, cediendo toda su carga térmica de 4.46 MMkcal/hr a la corriente de condensados de carga para que se caliente de 75°C hasta 165°C (gráfico 3.23). El intercambio cumple y supera ampliamente el  $\Delta T$  mín. = 10°C.

El segundo intercambio de calor viable se da entre las corrientes de gasóleo ligero primario y la carga de condensados, como se muestra en la red de intercambio con análisis pinch (figura 3.33). La corriente del GOLP se enfría de 187°C hasta 56°C, cediendo una carga térmica de 1.5 MMkcal/hr a la corriente de condensados de carga para que se caliente de 45°C hasta 75°C (gráfico 3.24). El intercambio cumple el  $\Delta T$  mín. = 10°C.



Gráfico 3.23 Primer Intercambiador de calor (Método Malla)

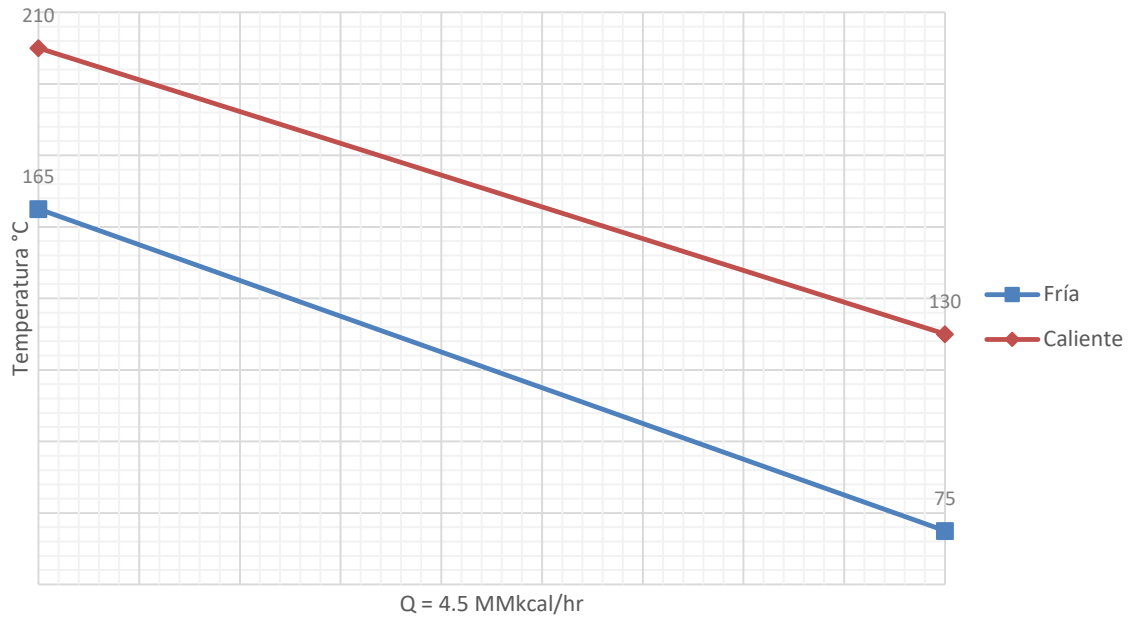
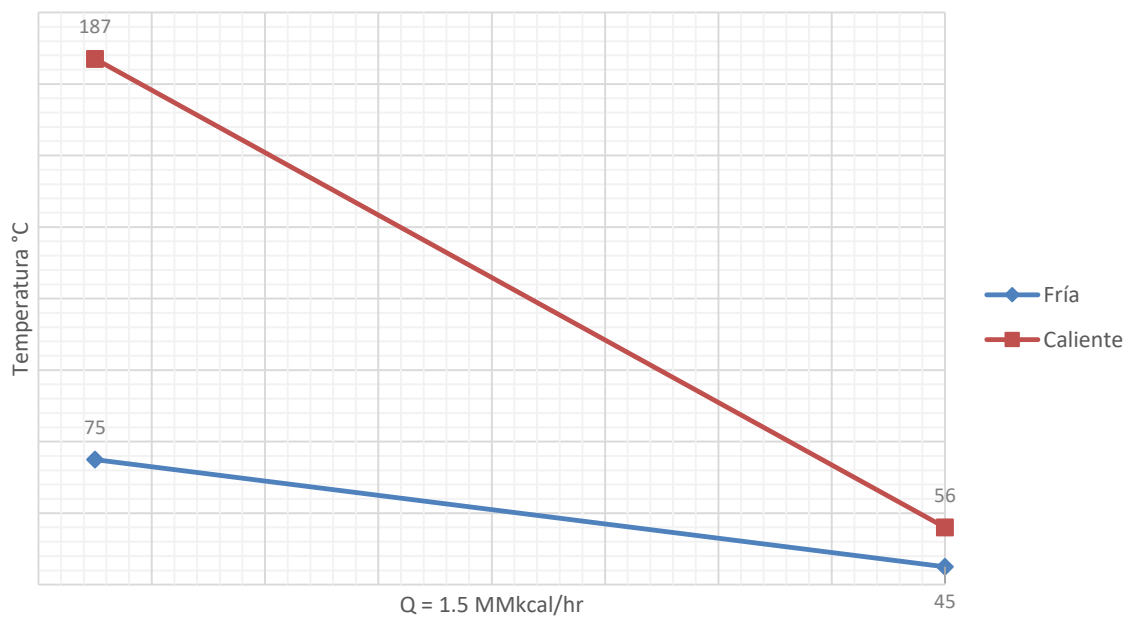


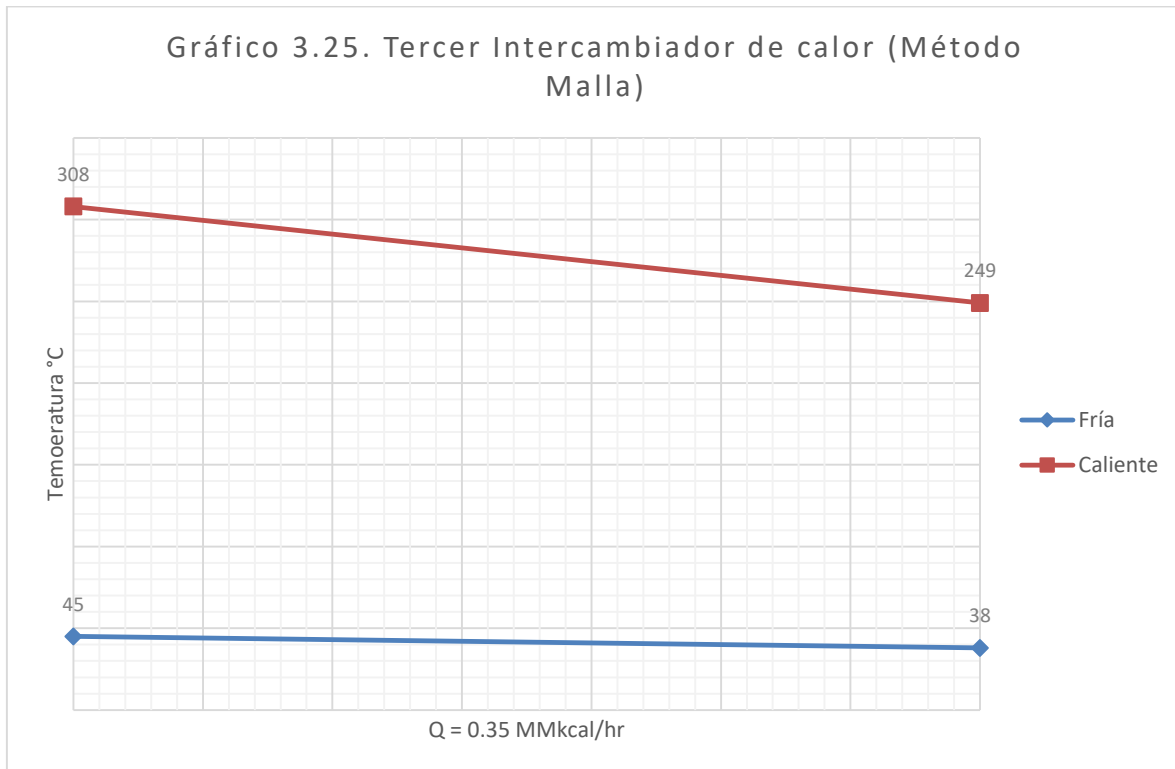
Gráfico 3.24 Segundo Intercambiador de calor (Método Malla)





## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

El tercer intercambio de calor viable se da entre las corrientes de gasóleo pesado y la carga de condensados, como se muestra en la red de intercambio con análisis pinch (figura 3.33). La corriente del GOP se enfría de 308°C hasta 249°C, cediendo una carga térmica de 0.35 MMkcal/hr a la corriente de condensados de carga para que se caliente de 38°C hasta 45°C (gráfico 3.25). El intercambio cumple y supera ampliamente el  $\Delta T_{\text{mín.}} = 10^\circ\text{C}$ . Se intercambiaron poco calor debido a que el potencial energético de la corriente GOP es pequeño, debido a que su  $M_{Cp}$  es pequeño comparado con el  $M_{Cp}$  de la carga de condensados.



La corriente de gasóleo ligero primario tiene un superávit de calor de 0.2 MMkcal/hr el cual se debe retirar con un enfriador de agua.

Del mismo modo la corriente de gasóleo pesado tiene un superávit de calor del 0.37 MMkcal/hr el cual se debe retirar en un equipo solo aire.

Los valores anteriores cierran los balances energéticos que considera la red de intercambio de calor por el método de malla.



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

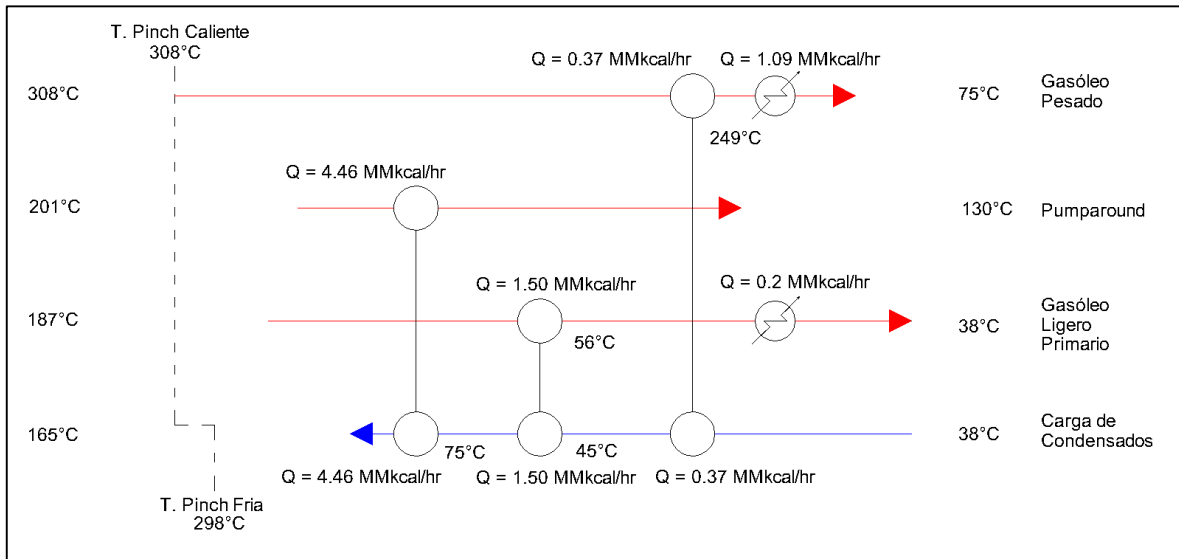


Figura 3. 33.Red de Intercambio de calor por abajo del punto Pinch

Los servicios de calentamiento y enfriamiento no considerados en el análisis pinch pero que son requeridos son:

- Vapor de calentamiento deben satisfacer la demanda energética del vaporizador de 3.384 MMkcal/hr para pasar de 165°C a 185°C que requiere para vaporizar 40% en peso de la carga.
- Los servicios de calentamiento deben satisfacer la demanda energética del calentador de hidrocarburos pesados separados en el tanque flash de 7.512 MMkcal/hr para pasar de 185°C a 315°C que requiere la alimentación a la zona flash de la torre (Se usará gas combustible como combustible del calentador a fuego directo).

Las corrientes no consideradas en el análisis pinch que requieren enfriamiento deben cumplir con las temperaturas de entrega o en el caso de los vapores de domo, la temperatura de entrada al acumulador de reflujo.

- El aire de enfriamiento que se utilizará para condensar la parte que falta de los vapores de domo requiere retirar 9.98 MMkcal/hr para llegar a los 55°C establecidos.
- El agua de enfriamiento requiere retirar 0.527 MMkcal/hr para llegar a los 38°C temperatura definida para la entrega de la nafta producto en L.B.





## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

### Resumen de la propuesta

Los resultados finales de la propuesta se presentan a continuación:

Tabla 3. 73. Resultados de la propuesta de red de intercambio por el método de malla (análisis pinch)

Parámetro	Valor
Intercambiadores de calor	3
Aeroenfriadores	2
Enfriador con agua	2
Calentador con vapor	1
Calentador con gas combustible	1
Servicios totales requeridos para enfriamiento (MMkcal/hr)	11.79
Servicios totales requeridos para calentamiento (MMkcal/hr)	10.89

En la figura 3.34, se presenta la red de intercambio térmico final de esta propuesta.

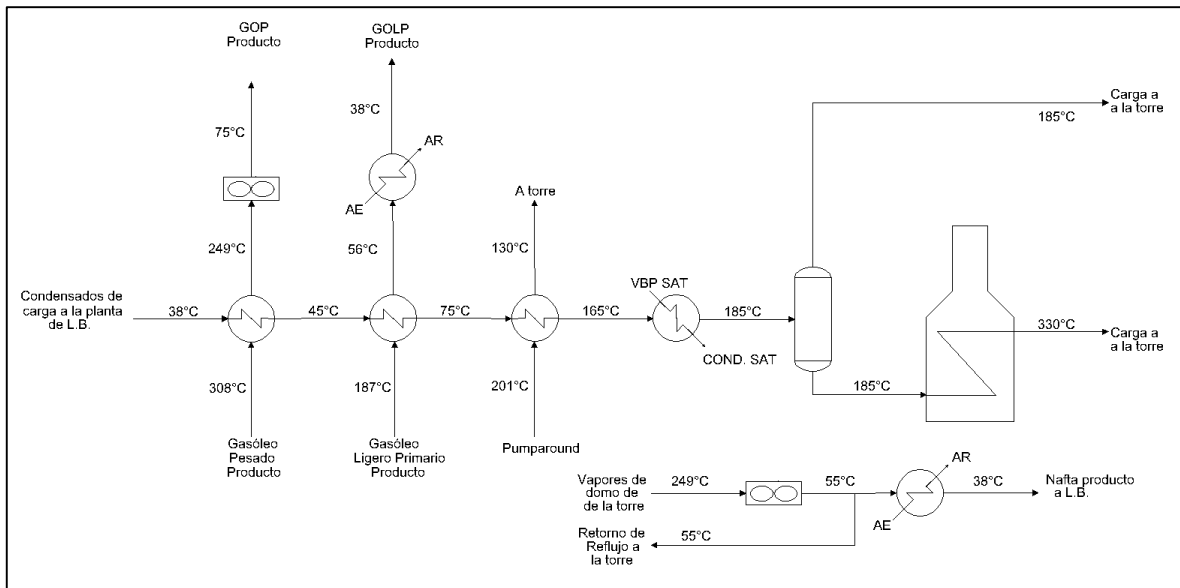


Figura 3. 34.Red de intercambio térmico por el método de malla final (con análisis pinch)



### **3.9.3 RECIRCULACIÓN DE GÁSÓLEO PESADO (CRUDO REDUCIDO)**

La propuesta de intercambio térmico descrita en la sección 3.9.2, cuenta con ciertas limitaciones, debido a que no se aprovecha todo el calor de todas las corrientes presentes.

La idea de recircular parte del gasóleo pesado (crudo reducido) a la torre atmosférica es para reponer el flujo másico perdido en el tanque flash donde se separan los hidrocarburos ligeros y que la corriente tenga el potencial energético para aprovechar mejor el calor en la planta.

El flujo vaporizado promedio para el intervalo de temperaturas de 185°C a 195°C ronda los 42500 kg/hr, valor considerado para el flujo que debe recircularse a la torre atmosférica.

Para ello se llevó a cabo un análisis de sensibilidad de la temperatura de la línea de alimentación a la torre, los resultados se reflejan en la tabla 3.74. Dicho rango de temperaturas abarca de los 300°C a los 330°C en incrementos de 5°C.

Debido al aumento en la recirculación de gasóleo pesado en el fondo, el flujo volumétrico de la carga a la zona flash vuelve a aumentar, la torre atmosférica vuelve a recibir una carga de flujo másico similar a la que se tenía originalmente, pero ahora los componentes predominantes son hidrocarburos pesados.

A pesar del aumento de la carga a la entrada a la torre, los componentes de esta son más pesados, por lo que requieren más energía para vaporizarse y entrar a la columna, por lo anterior, se requirió un aumento en la temperatura de la línea de alimentación a la zona flash de la torre, con respecto a la sección 3.8.4, dado que la simulación no tiene convergencia con temperaturas de 300 y 305°C, esta encontró solución a partir de los 310°C. Sin embargo, como consecuencia se tuvo desajustes de las especificaciones y rendimientos logrados en la propuesta de método riguroso de la torre atmosférica con vapor de agotamiento original.

Para ello se analizó cual fue la temperatura que podría contrarrestar este efecto. La temperatura que más se ajusta a los resultados presentados en la sección 3.8.5 fue de 315°C, aunque el flujo de GOLP, refleja que dicha fracción presenta un arrastre de 500 BPD de nafta aproximadamente, el cual también se observa en la disminución del flujo de nafta.



**Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México**

*Tabla 3. 74. Sensibilidad de la temperatura de la línea de alimentación a la zona flash con recirculación en los fondos*

Overflash %	QT Condensador (MMkcal/hr)	Nafta (BPD)	GOLP(BPD)	GOP(BPD)	TIE °C ASTM D86 GOLP	TFE °C ASTM D86 GOLP	TIE °C ASTM D1160 GOP
<b>Temperatura Línea de alimentación en la zona flash a 300°C</b>							
No Converge							
<b>Temperatura Línea de alimentación en la zona flash a 305°C</b>							
No Converge							
<b>Temperatura Línea de alimentación en la zona flash a 310°C</b>							
4.84%	-9.6	11949	4209	1841	146.96	374.45	263.33
<b>Temperatura Línea de alimentación en la zona flash a 315°C</b>							
6.25%	-9.77	12086	4088	1826	152.03	374.06	269.65
<b>Temperatura Línea de alimentación en la zona flash a 320°C</b>							
7.81%	-9.95	12207	3980	1813	156.64	373.74	273.98
<b>Temperatura Línea de alimentación en la zona flash a 325°C</b>							
9.51%	-10.13	12314	3886	1800	161.01	373.45	279.85
<b>Temperatura Línea de alimentación en la zona flash a 330°C</b>							
11.40%	-10.33	12415	3804	1790	164.53	373.20	287.00

El efecto de los desajustes mencionados tanto en especificaciones como en rendimientos, se logró contrarrestar al aumentar la temperatura hasta los 330°C. Sin embargo, los valores de overflash de la tabla 3.74. anterior aumentaron bastante con respecto a lo que se presenta en la tabla 3.70 en la sección 3.8.5.

Es necesario hacer un balance de las siguientes variables: las especificaciones de los productos, los rendimientos de productos y el overflash de la torre atmosférica, para elegir la temperatura final de alimentación a la zona flash de la torre atmosférica.

Por lo tanto, la temperatura final óptima para el diseño que presenta mejores resultados tomando en cuenta lo mencionado, fue de 315°C.



### 3.9.4 PROPUESTA DE RED DE INTERCAMBIO TÉRMICO: APLICACIÓN DE REGLAS HEURÍSTICAS

La aplicación de conocimientos heurísticos también se basa en principios termodinámicos. Las reglas heurísticas utilizadas son las siguientes:

- Para proponer un intercambio de calor debe existir un mínimo acercamiento de temperaturas entre las corrientes.  $\Delta T$  mín. = 10°C.
- De acuerdo con el mínimo acercamiento de temperaturas se propone que el intercambio de la corriente más fría de las corrientes frías se haga con la corriente más fría de las calientes, o bien lo corriente más caliente de las calientes con la más caliente de las frías.
- Cuando un intercambio de calor no se puede llevar acabo por cruces de temperaturas, es conveniente cambiar el arreglo o las temperaturas objetivo.
- Los intercambios que se proponen se resuelven con el simulador de procesos comercial.
- Por ultimo realizar el esquema completo de la red de intercambio térmico, indicando la temperatura de entrada y salida de para cada intercambiador aprobado.

Cabe mencionar que todos los intercambiadores de la red de integración de térmica estarán en arreglo en contracorriente.

Tabla 3. 75. Información de corrientes disponibles para el intercambio térmico

Corriente	Tipo de Corriente	T. Inicial (°C)	T. Final (°C)
Condensados de Carga	Fría	38	315
Vapores de domo de torre atmosférica	Caliente	147*	55
Gasóleo Ligeró Primario	Caliente	184*	38
Pumparound	Caliente	206*	130
Gasóleo Pesado	Caliente	309*	75

Nota: \*Al realizar la recirculación se modificaron los perfiles de temperatura dentro de la torre, por lo tanto, las temperaturas se modificaron de la siguiente manera: Vapores de domo de 146 a 147°C; GOLP de 187 a 184°C; Pumparound de 201 a 206°C; GOP de 308 a 309°C.



### Diseño de la red de calor

El primer arreglo de intercambiador de calor se da entre las corrientes de vapores de domo y la de condensados estabilizados de carga a la planta, se sabe que la corriente de domos tiene un potencial energético de 9.77 MMkcal/hr, ya que el calor total disponible de la corriente es la suma del calor latente para el cambio de fase más el calor sensible para llegar a la temperatura de 55°C como líquido subenfriado. El comportamiento del calor latente de condensación es no lineal debido a que se da en un rango de temperaturas al ser una corriente multicomponente.

Por lo tanto, para estimar el valor de la temperatura de salida del primer intercambio, se utilizó el simulador de procesos.

Dado el potencial energético, se propone que la corriente fría de condensados de carga a la planta se caliente de 38°C a 115°C siguiente intercambio de calor por lo que las temperaturas de salida de los vapores de domo se condensan parcialmente de simulación (gráfico 3.26).

El intercambiador propuesto no tiene cruces en las temperaturas de las corrientes, además de que se respetó el  $\Delta T$  mín. = 10°C, los resultados se muestran en la tabla 3.76.

Tabla 3. 76. Primer intercambiador de calor aceptado

Corriente Fría		Corriente Caliente		Q (MMkcal/hr)
T Ent °C	T Sal °C	T Ent °C	T Sal °C	
38	115	147	120	3.65

El segundo intercambiador de calor se da entre en las corrientes de gasóleo ligero primario y la de hidrocarburos condensados, ambas corrientes con calor sensible. La corriente de hidrocarburos se calienta de los 115°C a los 125°C. (gráfico 3.27).

El intercambiador propuesto no tiene cruces en las temperaturas de las corrientes, además de que se respetó el  $\Delta T$  mín. = 10°C, los resultados se muestran en la tabla 3.77.

Tabla 3. 77. Segundo intercambiador de calor aceptado

Corriente Fría		Corriente Caliente		Q (MMkcal/hr)
T Ent °C	T sal °C	T Ent °C	T sal °C	
115	125	184	140	0.514

El potencial de intercambio térmico de la corriente es pequeño por lo que no se puede lograr un mayor aumento en la temperatura de salida de la corriente de hidrocarburos condensados en el segundo intercambiador.



Gráfico 3.26. Primer intercambiador de calor (con heurísticas)

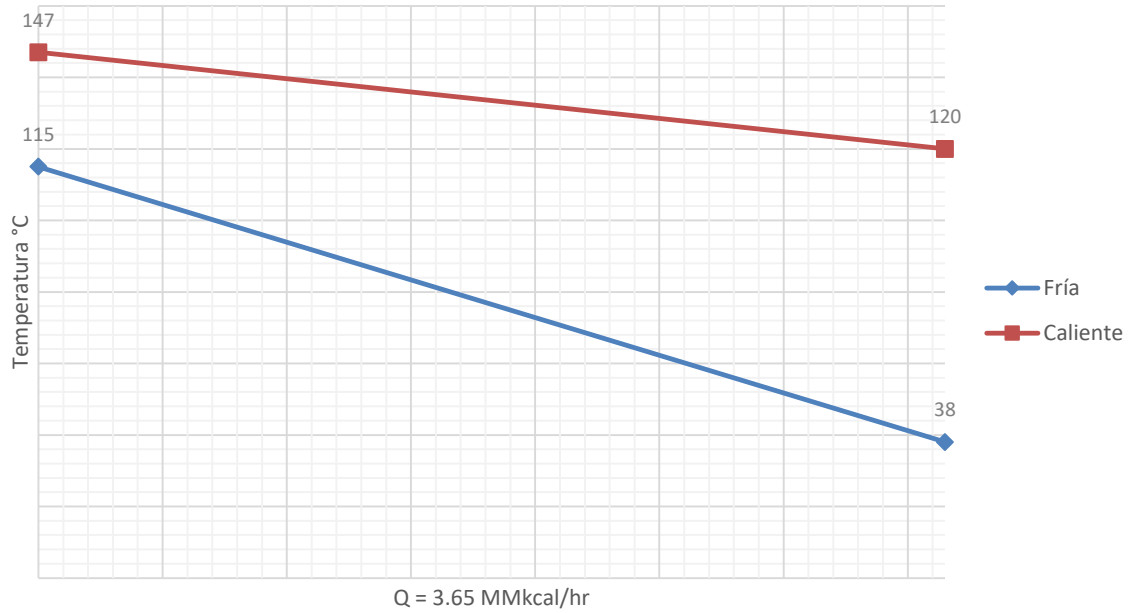
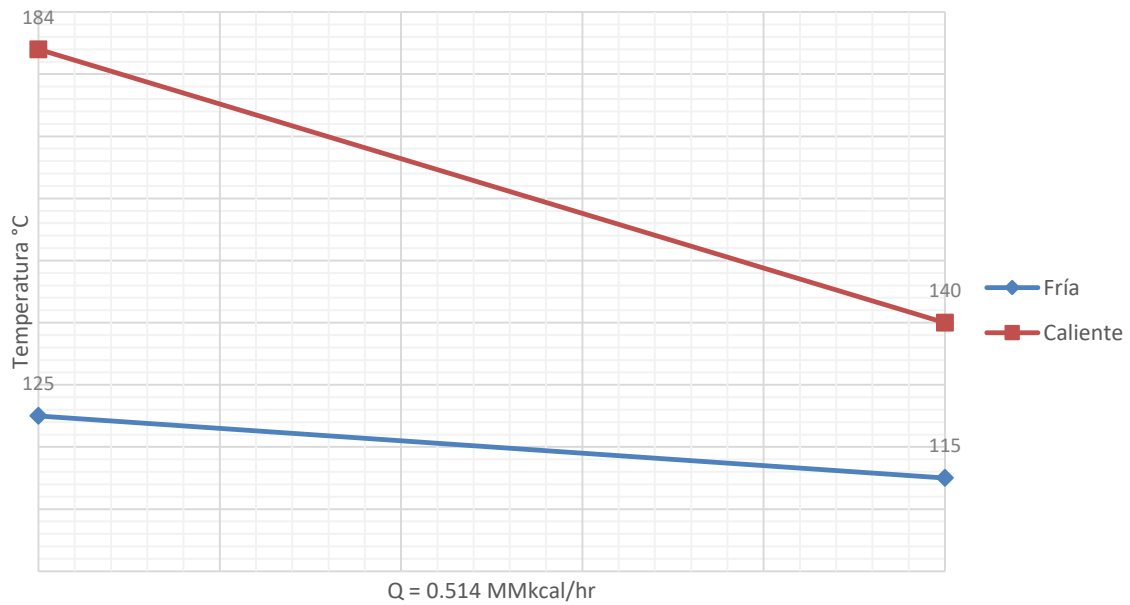


Gráfico 3.27. Segundo intercambiador de calor (con heurísticas)





## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

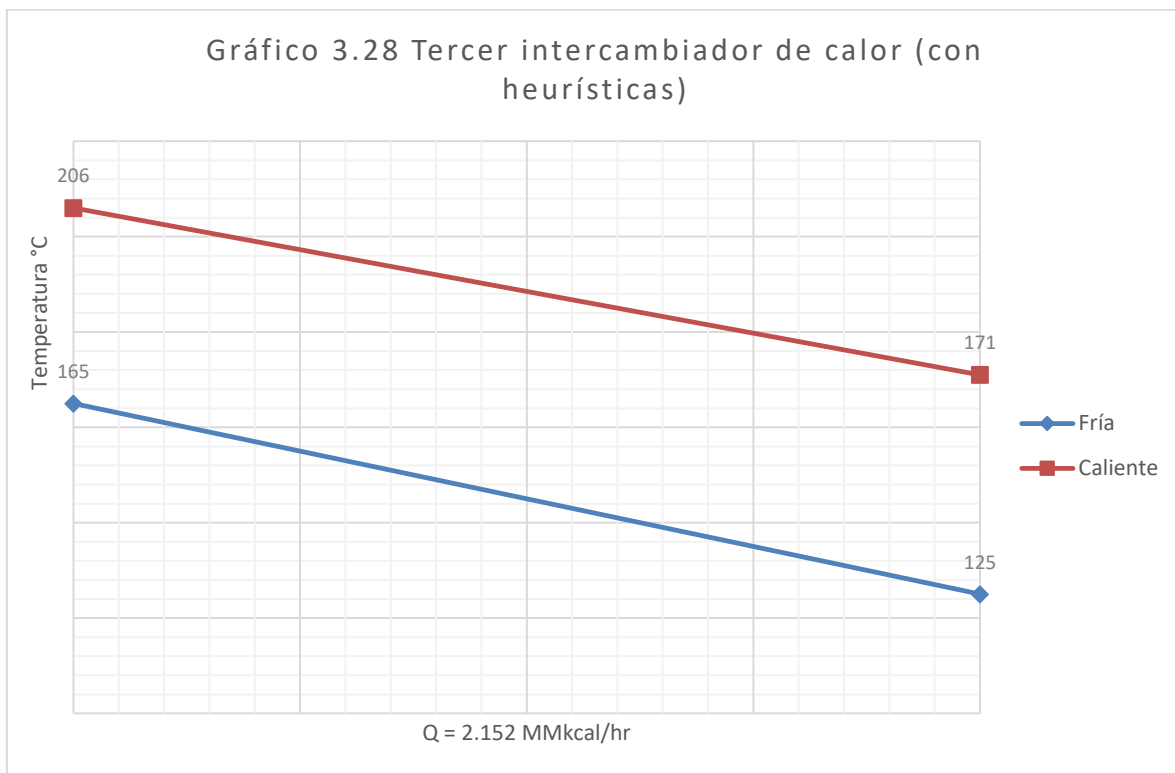
El tercer intercambiador de calor se da entre en las corrientes de reflujo circulante intermedio y la de hidrocarburos condensados, ambas corrientes con calor sensible. La corriente de hidrocarburos se calienta de los 125°C a los 165°C (gráfico 3.28).

El intercambiador propuesto no tiene cruces en las temperaturas de las corrientes, además de que se respetó el  $\Delta T$  mín. = 10°C, los resultados se muestran en la tabla 3.78.

Tabla 3. 78. Tercer intercambiador de calor aprobado

Corriente Fría		Corriente Caliente		Q inter. (MMkcal/hr)
T Ent °C	T sal °C	T Ent °C	T sal °C	
125	165	206	171	2.152

El potencial de intercambio térmico de la corriente es grande por lo que se pudo lograr un mayor aumento en la temperatura de salida de la corriente de hidrocarburos condensados en el segundo intercambiador.





## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

El cuarto y quinto arreglo de intercambio de calor se resolvieron de manera simultánea, dado que con la recirculación se buscó aprovechar el máximo calentamiento posible para disminuir la carga térmica del horno y evitar el uso de vapor de calentamiento en el vaporizador de ligeros.

El cuarto intercambiador de calor se da entre en las corrientes de gasóleo pesado y la de hidrocarburos condensados, la primera corriente con calor sensible más calor latente y la segunda sólo con calor latente. La corriente de hidrocarburos se vaporiza en el intervalo de temperaturas de los 165°C a los 185°C. (gráfico 3.29).

El quinto intercambio de calor se da entre las corrientes de hidrocarburos (hidrocarburos separados en el tanque flash + el gasóleo pesado recirculado) y el gasóleo pesado que sale del fondo de la columna, ambas corrientes con calor sensible. La corriente de hidrocarburos pesados más la recirculación tiene una temperatura al mezclarse de 180°C, para llevarla hasta 197°C. (gráfico 3.29).

Los intercambiadores propuestos no tienen cruces en las temperaturas de las corrientes, además de que se respetó el  $\Delta T$  mín. = 10°C, los resultados se muestran en las tablas 3.79 y 3.80 respectivamente.

Tabla 3. 79. Cuarto intercambiador de calor aceptado

Corriente Fría		Corriente Caliente		Q inter. (MMkcal/hr)
T Ent °C	T sal °C	T Ent °C	T sal °C	
165	185	282	180	3.384

Tabla 3. 80. Quinto intercambiador de calor aceptado

Corriente Fría		Corriente Caliente		Q inter. (MMkcal/hr)
T Ent °C	T sal °C	T Ent °C	T sal °C	
180	197	309	282	1.006

Con los intercambios anteriores se ha definido parte de la red de intercambio térmico y el tren de precalentamiento de los hidrocarburos condensados.





Gráfico 3.29. Cuarto intercambiador de calor (con heurísticas)

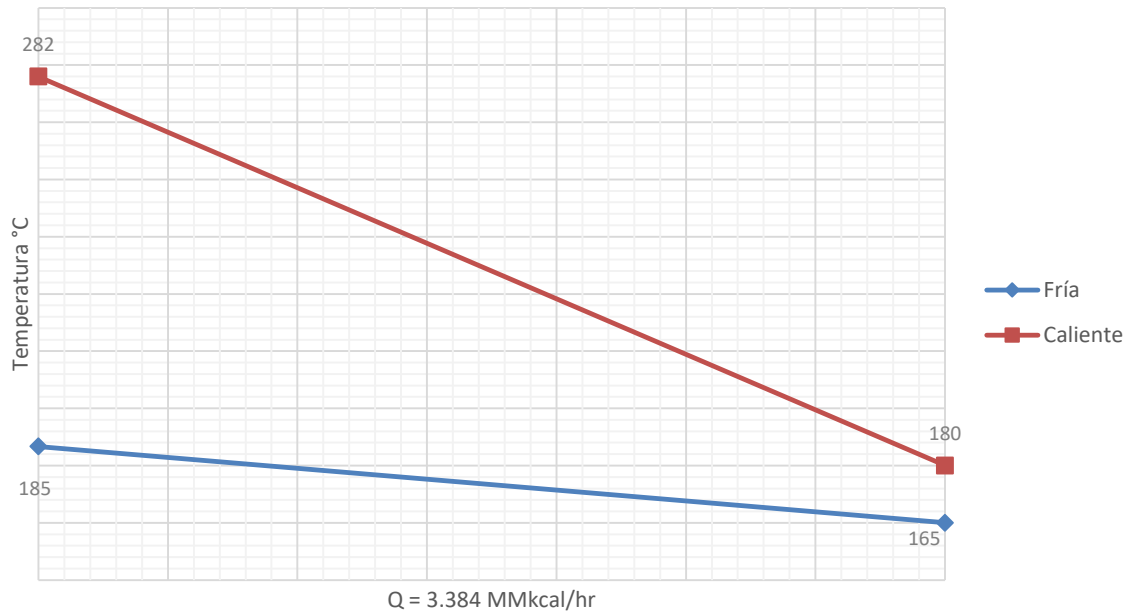
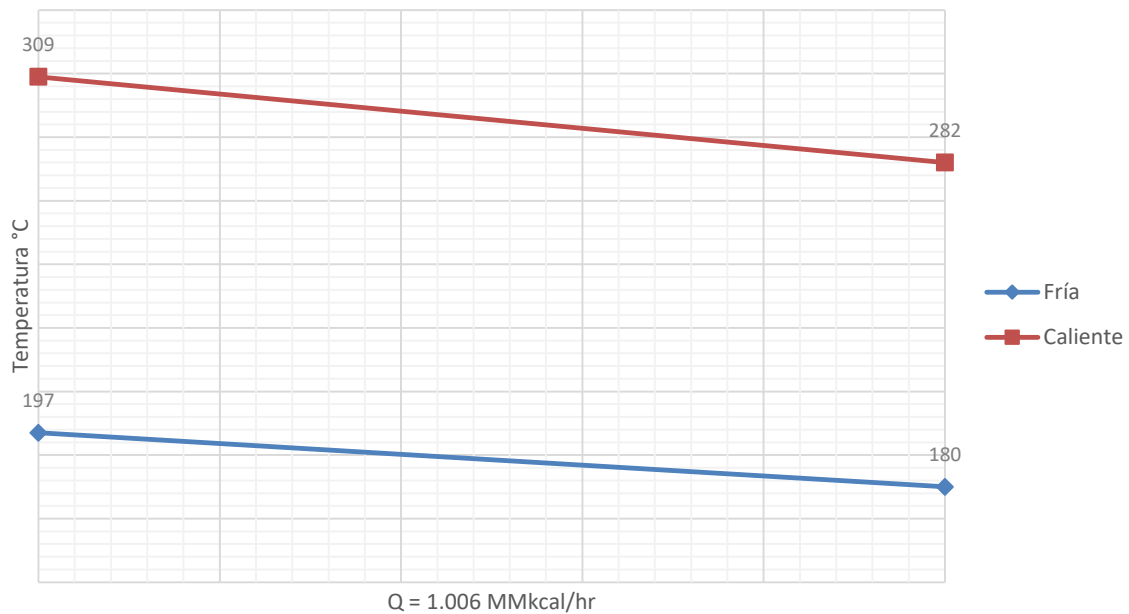


Gráfico3.30. Quinto intercambiador de calor (con heurísticas)



Sin embargo, este tren de precalentamiento no es suficiente para llegar a la temperatura de alimentación requerida a la torre, con valor de 315°C previamente definida. Por lo tanto, se



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

requiere un calentador a fuego directo para lograr dicha temperatura, con vapor de calentamiento no se pueden lograr una temperatura tan alta como la requerida.

- Los servicios de calentamiento deben satisfacer la demanda energética del horno de 9.488 MMkcal/hr para pasar de 197°C a 315°C que requiere la alimentación a la zona flash de la torre.

Las corrientes utilizadas para el precalentamiento del crudo deben cumplir con las temperaturas de entrega o en el caso de los vapores de domo, la temperatura de entrada al acumulador de reflujo.

- El aire de enfriamiento que se utilizará para condensar la parte que falta de los vapores de domo requiere retirar 6.424 MMkcal/hr para llegar a los 55°C establecidos.
- El agua de enfriamiento requiere retirar 0.527 MMkcal/hr para llegar a los 38°C temperatura definida para la entrega de la nafta producto en L.B.
- El agua de enfriamiento requiere retirar 1.076 MMkcal/hr para llegar a los 38°C temperatura definida para la entrega del gasóleo ligero producto en L.B.
- El aire de enfriamiento requiere retirar 2.358 MMkcal/hr para llegar a los 130°C, temperatura definida para el retorno a la torre del reflujo circulante intermedio.
- El aire de enfriamiento requiere retirar 0.630 MMkcal/hr para llegar a los 75°C, temperatura definida para la entrega del gasóleo ligero producto en L.B.

### Resumen de la propuesta

Los resultados finales de la propuesta se presentan a continuación:

*Tabla 3. 81. Resultados de la propuesta de red de intercambio por el método de malla (análisis pinch)*

Parámetro	Valor
Intercambiadores de Calor	5
Aeroenfriadores	3
Enfriador con agua	2
Calentador con vapor	0
Calentador con gas combustible	1
Servicios Totales de enfriamiento (MMkcal/hr)	11.01
Servicios Totales de calentamiento (MMkcal/hr)	9.488

En la figura 3.35, se presenta la red de intercambio térmico final de esta propuesta.



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

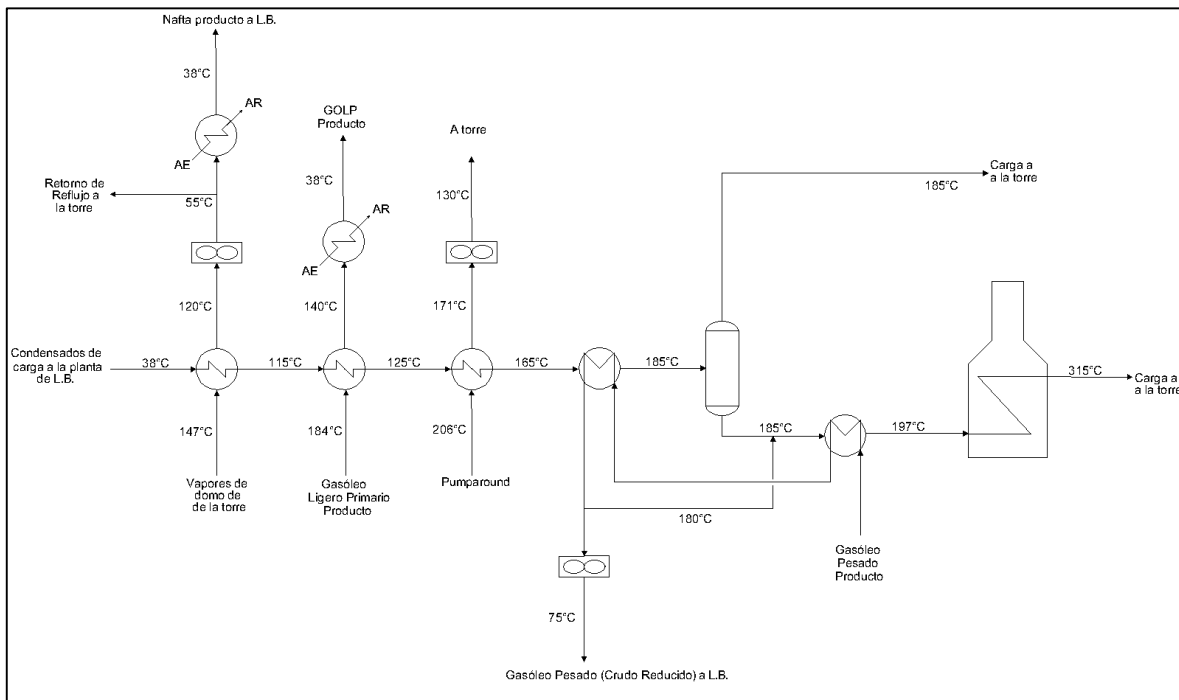


Figura 3. 35. Red de intercambio térmico final (con aplicación de reglas heurísticas)

### 3.9.5 SELECCIÓN DE LA PROPUESTA

Tabla 3. 82. Comparación de propuestas de red de intercambio de calor (análisis pinch vs reglas heurísticas)

Parámetro	Con análisis Pinch	Con reglas heurísticas
	Valor	Valor
Intercambiadores de Calor	3	5
Aeroenfriadores	2	3
Enfriador con agua	2	2
Calentador con vapor	1	0
Calentador con gas combustible	1	1
Pre calentamiento de Crudo (°C)	165	197
Servicios Totales de enfriamiento (MMkcal/hr)	11.79	11.01
Servicios Totales de calentamiento (MMkcal/hr)	10.89	9.488

Ambas propuestas prácticamente necesitan retirar la misma carga térmica con servicios de enfriamiento. Sin embargo, la propuesta con análisis pinch requiere suministrar más energía para el calentamiento, que la propuesta con reglas heurísticas.



## **Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México**

---

El número de intercambios entre corrientes de la primera propuesta implica tres intercambiadores de calor, mientras que el número de intercambios entre corrientes de la segunda propuesta implica cinco intercambiadores de calor.

En un balance entre el costo de operación y el costo de inversión en el diseño de cambiadores se puede elegir la mejor red de intercambio térmico.

Aunque ambas propuestas son viables para el diseño de la planta fraccionadora de condensados, la propuesta con reglas heurísticas, cuenta con mayor flexibilidad operativa que la propuesta con análisis pinch, además de que la primera propuesta cumple con menor consumo energético y una temperatura mayor en el tren de precalentamiento.

Por lo tanto, la propuesta con reglas heurística se seleccionó para definir la red de intercambio de calor de la planta.



### **3.10 EQUIPO DE BOMBEO**

Después de definir la torre y la red de intercambio térmico, el siguiente paso es definir la cantidad de equipo de bombeo y compresión, como se especifica en el diagrama de cebolla de la figura 3.1.

La planta requiere equipo de bombeo en las siguientes zonas de la planta:

1. Bomba de carga de crudo a la planta

Este equipo bombea el fluido del tanque de almacenamiento hasta el tanque flash, así como vencer las caídas de presión de los equipos de intercambio térmico y la válvula de control.

2. Bomba de carga de hidrocarburos pesados a la zona flash de la torre.

Este equipo bombea el fluido a la zona flash, así como vencer la caída de presión del calentador a fuego directo, un intercambiador de calor y la válvula de control antes del horno.

3. Bomba de reflujo al domo de la torre.

Este equipo bombea parte de la nafta condensada, desde la salida del acumulador de reflujo, hasta el plato 1(2) de la torre, así como vencer la caída de presión de la válvula de control.

4. Bomba para entregar la nafta producto a L.B.

Este equipo bombea la otra parte de la nafta condensada, desde la salida del acumulador de reflujo, hasta límite de batería, así como vencer la caída de presión de la válvula de control y del equipo de intercambio de calor.

5. Bomba para entregar el gasóleo ligero primario producto a L.B.

Este equipo bombea el GOLP, desde la salida del agotador lateral, hasta límite de batería, así como vencer la caída de presión de la válvula de control y de los 2 equipos de intercambio de calor.

6. Bomba para regresar el reflujo circulante intermedio a la torre.

Este equipo bombea el flujo circulante intermedio, desde la extracción lateral, hasta límite de batería, así como vencer la caída de presión de la válvula de control y de los 2 equipos de intercambio de calor.

7. Bomba para entregar el gasóleo ligero producto a L.B.

Este equipo bombea el flujo de GOP (Crudo Reducido), desde el fondo de la torre atmosférica, hasta límite de batería, así como vencer la caída de presión de las 2 válvulas



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

---

de control y de los 2 equipos de intercambio de calor, así como enviar con presión suficiente la recirculación de GOP antes del último precalentador de crudo.

La memoria de cálculo para bombas se encuentra en el anexo 2.

### 3.11 SERVICIOS AUXILARES

Definidos los equipos de intercambio térmico y bombeo se procedió a definir los servicios auxiliares, como última etapa del diagrama de cebollas.

Los servicios auxiliares requeridos en la planta fraccionadora son:

- Agua de Enfriamiento
- Gas combustible
- Energía Eléctrica
- Generación de vapor para agotamiento

La memoria de cálculo para cada servicio auxiliar mencionado se encuentra en el Anexo 2.

### 3.12 RESULTADOS

La torre final quedo definida hasta que se realizó toda la simulación completa, las especificaciones de productos y rendimientos se muestran en capítulo 4.

Los criterios para convertir las etapas teóricas a platos reales, así como el análisis hidráulico de la torre columna para su diseño de las etapas teóricas se encuentran en el Anexo 2.

Los resultados finales de la planta se presentan en el paquete de ingeniería conceptual que conforma el capítulo 4

# **CAPITULO 4. DISEÑO CONCEPTUAL DE LA PLANTA FRACCIONADORA**



## **4.1 BASES CONCEPTUALES DE DISEÑO DE PROCESO**

### **4.1.1 FUNCIÓN DE LA PLANTA**

La nueva planta procesará los hidrocarburos condensados estabilizados que se obtienen de las plantas criogénicas 1, 3 y 4 dentro del centro procesador Burgos en la región de Reynosa, Tamaulipas, los cuales tienen calidad equiparable a un crudo superligero.

En el fraccionamiento se podrán obtener los siguientes productos:

- Nafta
- Gasóleo Ligero Primario
- Gasóleo Pesado (Crudo Reducido)

### **4.1.2 TIPO DE PROCESO**

Separación de las fracciones de los condensados estabilizados por medio de una destilación compleja a presión cercana a la atmosférica y corrigiendo las fracciones con vapor de agotamiento

### **4.1.3 CAPACIDAD DE LA PLANTA**

- La capacidad normal y de diseño de la planta será de 18000 BPD
- La capacidad máxima será de 10% más sobre la capacidad de diseño (19800 BPD)
- La capacidad mínima será del 60% con respecto a la capacidad de diseño (10800BPD)

### **4.1.4 FACTOR DE SERVICIO**

El factor de servicio de la nueva planta fraccionadora será del 91.7%, por lo que operará 335 días de los 365 días disponibles por cada año.





#### 4.1.5 FLEXIBILIDAD DE LA PLANTA

Para el diseño de la planta se deberá considerar lo siguiente:

- A falla eléctrica la planta no opera, se debe hacer un paro ordenado de la planta
- A falla de aire de instrumentos no opera, se debe hacer un paro ordenado de la planta
- A falta de vapor de agotamiento la planta no opera, se debe hacer un paro ordenado de la planta
- A falta de agua de enfriamiento la planta no opera, se debe hacer un paro ordenado de la planta

#### 4.1.6 CONDICIONES Y ESPECIFICACIONES DE LA ALIMENTACIÓN A LA PLANTA FRACCIONADORA

Tabla 4. 1. Condiciones de los hidrocarburos condensados estabilizados de límite de batería

Parámetro	Valor
Flujo Volumétrico (BPD)	18000
Presión manométrica kg/cm <sup>2</sup> man	4
Temperatura (°C)	38
Fase	Líquido

Tabla 4. 2. Curva de destilación TBP de la carga de condensados

% Vol. Destilado	T °C
TIE	29.20
5%	73.44
10%	77.03
30%	101.44
50%	134.56
70%	190.90
90%	368.12
95%	403.50
TFE	1576.86



**Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México**

*Tabla 4. 3. Propiedades de la condensados*

Prueba	Unidad	Método de Prueba	Valor
Índice de octano (RON+MON)/2	Adimensional	ASTM D2699	69.004
Índice de Carbono Conradson	% masa	ASTM D189	< 0.01
Presión de Vapor Reid 100°F (38°C)	Adimensional	-	1.901
Gravedad Especifica a 20/4°C	Adimensional	ASTM D1298	0.75
Gravedad	°API	ASTM D1298	52.9
Densidad	kg/m <sup>3</sup>	ASTM D1298	767.2
Agua por Karl Fisher	ppm	ASTM D1064	43
Viscosidad cinemática a 68°F (20°C)	cSt	ASTM D445	1.13
Viscosidad cinemática a 122°F (50°C)	cSt	ASTM D445	0.7952
Punto Superior de Fluidez	°C	ASTM D97	-3
Índice de cetano calculado	Adimensional	ASTM D976	25
Contenido total de azufre	% masa/ ppm w	ASTM D494	0.0272 / 272
Azufre de mercaptano	ppm w	ASTM D3227	7
Numero de Acidez	mg KOH/g	ASTM D664	< 0.1
Cloruro Orgánico	ppm	ATM 058	< 1
No. de Bromo cortado en 360°C	mg Br/100g	ASTM D1159	4.1
Nitrógeno Total	ppm	ASTM D4629	10.3
Contenido de cera	% masa	UOP46	1
Color Saybolt	Adimensional	ASTM D156	< -16
Color ASTM	Adimensional	ASTM D1500	L 7.5
Mercurio (Hg)	ppb	UOP938M	16
Arsénico (As)	ppb	ICPMS	< 10
Sodio (Na)	ppm w	ICPMS	1.46
Hierro (Fe)	ppm w	ICPMS	5.93



#### 4.1.7 CONDICIONES Y ESPECIFICACIONES DE LOS PRODUCTOS DE LA PLANTA FRACCIONADORA

##### Nafta

Tabla 4. 4. Condiciones de entrega de la Nafta Producto a límite de batería

Parámetro	Valor
Flujo Volumétrico (BPD)	12397
Presión manométrica kg/cm <sup>2</sup> man	6
Temperatura (°C)	38
Fase	Líquido

Tabla 4. 5. Curva ASTM D86 de la Nafta producto

% Vol. Destilado	T °C
TIE	46.89
5%	86.73
10%	91.02
30%	97.79
50%	107.08
70%	124.72
90%	155.54
95%	163.22
TFE	190.00

##### Gasóleo Ligero Primario

Tabla 4. 6. Condiciones de Entrega del Gasóleo Ligero Primario Producto a Límite de Batería

Parámetro	Valor
Flujo Volumétrico (BPD)	3776
Presión manométrica kg/cm <sup>2</sup> man	6
Temperatura (°C)	38
Fase	Líquido



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

Tabla 4. 7. Curva ASTM D86 del Gasóleo Ligero Primario Producto

% Vol. Destilado	T °C
TIE	161.46
5%	187.67
10%	201.27
30%	226.20
50%	250.32
70%	277.83
90%	345.00
95%	356.23
TFE	373.37

### Gasóleo Pesado (Crudo Reducido)

Tabla 4. 8. Condiciones de Gasóleo Pesado Producto a Límite de Batería

Parámetro	Valor
Flujo Volumétrico (BPD)	1834
Presión manométrica kg/cm <sup>2</sup> man	6
Temperatura (°C)	38
Fase	Líquido

Tabla 4. 9. Curva ASTM D1160 del GOP producto

% Vol. Destilado	T °C
TIE	267.95
5%	333.02
10%	365.24
30%	389.02
50%	401.75
70%	703.29
90%	1283.55
95%	1411.22
TFE	1536.35



#### 4.1.8 CONDICIONES DE SERVICIOS AUXILIARES

##### Agua de Enfriamiento

La planta fraccionadora contará con una torre de enfriamiento, la cual proporcionará el agua de enfriamiento y el agua caliente retornará a esta, a las siguientes condiciones.

Tabla 4. 10. Condiciones de Suministro/Retorno del Agua de Enfriamiento

Parámetro	Valor
Temperatura de Suministro °C	32
Presión de Suministro kg/cm <sup>2</sup> man	2.5
Temperatura de Retorno °C	42
Presión de Retorno kg/cm <sup>2</sup> man	1.8

##### Vapor

La planta fraccionadora contará con una caldera para generación de vapor saturado, el cual se enviará a sobrecalentamiento las siguientes condiciones:

Tabla 4. 11. Condiciones de Suministro de Vapor Saturado

Parámetro	Valor
Temperatura de Suministro °C	148
Presión de Suministro kg/cm <sup>2</sup> man	3.5

En el calentador a fuego directo se generará el vapor sobrecalentado a las siguientes condiciones:

Tabla 4. 12. Condiciones de Suministro de Vapor Sobrecalentado

Parámetro	Valor
Temperatura de Suministro °C	315
Presión de Suministro kg/cm <sup>2</sup> man	3.5



### Gas Combustible

El gas combustible será gas natural producido en las plantas criogénicas del centro procesador de gas y se suministrará a las siguientes condiciones:

Tabla 4. 13. Condiciones de Suministro de gas combustible

Parámetro	Valor
Servicio	Combustión
Poder Calorífico	9661 kcal/m <sup>3</sup> std
Temperatura de Suministro °C	28
Presión de Suministro kg/cm <sup>2</sup> man	23.5

Con la siguiente composición:

Tabla 4. 14. Composición del gas combustible

Componente	% mol
Nitrógeno	0.18
Dióxido de Carbono	1.08
Metano	93.8
Etano	4.94

### Energía Eléctrica

La planta de proceso contará con una tensión de suministro de 13.8 kV en L.B. proporcionada por Comisión Federal de Electricidad (CFE), así mismo, la planta contará con una subestación eléctrica y transformadores para convertir a las tensiones requeridas:

- 460V
- 220 V
- 127 V

a una Frecuencia de 60 Hz con una acometida subterránea.



## 4.2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

Como se muestra en el diagrama de flujo de proceso de la sección 4.3, los condensados estabilizados se recibirán de límite de batería una temperatura de 38°C y con una presión 4 kg/cm<sup>2</sup> (man). A la entrada a la planta se realizará un análisis de la curva TBP para verificar que la materia prima cumple con las especificaciones de entrada.

Posteriormente se enviará a los tanques de almacenamiento atmosférico FB-101 A, B y C, a control de nivel, los cuales garantizarán una operación de la planta durante 5 días sin recepción de crudo.

De los tanques de almacenamiento, la bomba GA-101/R cargará de condensados a la planta con una presión de descarga de 7.69 kg/cm<sup>2</sup> (man). Los condensados entrarán a un tren de precalentamiento, donde se precalentará por primera vez en el intercambiador de calor EA-101 y saldrá con una temperatura de 115°C, los condensados continuarán su precalentamiento con el intercambiador de calor EA-102, al salir con una temperatura de 125°C, posteriormente pasará al tercer precalentador de crudo, el intercambiador de calor EA-103 de donde saldrá a 165°C.

Hasta la salida del intercambiador anterior y a la entrada del cuarto precalentador el intercambiador de calor EA-104, la carga se mantendrá en una sola fase, al salir con una temperatura de 185°C, con una presión de 2.6 kg/cm<sup>2</sup> (man) y al ser condensados, alrededor del 40% en peso de la corriente se vaporizará, por lo tanto la carga entrará al tanque flash del ligeros FA-101, en el cual, por la parte de arriba, los hidrocarburos ligeros serán enviados a control de presión para alimentar a la torre atmosférica en el plato 7 que pertenece a la sección de rectificación de Nafta.

Esta parte del proceso permitió reducir la carga térmica del horno de una forma considerable.

Por otra parte, los condensados que permanecieron en fase líquida saldrán del tanque FA-101, se convertirán en la alimentación de la bomba GA-102, y serán enviados a la torre con una presión de descarga de 8.38 kg/cm<sup>2</sup> (man). Posterior a su salida de la bomba, los hidrocarburos pesados serán mezclados con una corriente de Gasóleo Pesado (Crudo Reducido) que será recirculada para hacer posible el precalentamiento en EA-104 y el último precalentamiento de crudo en el intercambiador de calor EA-105, donde el crudo alcanzará la temperatura de 197°C.

Al culminar su paso por el tren de precalentamiento, la carga de hidrocarburos pesados será sometida a control de flujo, con lo anterior se permitirá controlar el nivel del tanque FA-101. Posteriormente continuará su paso al calentador a fuego directo BA-101.

La temperatura a la salida del horno será de 315°C con una presión de 1.2 kg/cm<sup>2</sup> (man) en la línea de transferencia, parte de la carga se vaporizará y la corriente estará con flujo a dos fases, lista para alimentar a la torre atmosférica DA-101 en la zona flash, en dicha zona,



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

---

los pesados caerán al plato 18 y los ligeros ascenderán al plato 17. La temperatura de salida del calentador de crudo se regulará por medio de un control primario, el cual se encontrará en un lazo conectado en cascada a un control secundario, el cual regulará el flujo de combustible que ingresa al horno.

La torre atmosférica DA-101 operará en el domo a una temperatura de 147°C y con una presión de 0.9 kg/cm<sup>2</sup> (man), por otra parte, el fondo de la torre operará a una temperatura de 309°C y con una presión de 1.25 kg/cm<sup>2</sup>.

Los vapores que saldrán por el domo de la torre DA-101 son nafta y vapor de agua, los cuales serán condensados parcialmente en el intercambiador EA-101 hasta 117°C, posteriormente entra a un condensador total EC-101, el cual aparte de condensar toda la corriente la entregará como líquido subenfriado a 55°C y con una presión de 0.55 kg/cm<sup>2</sup>.

Los condensados de EC-101 serán enviados al tanque acumulador de reflujo FA-102, donde serán separados por densidad. El líquido más pesado, el agua amarga, saldrá por el fondo de la bota y será enviado a límite de batería a control de nivel. A un costado de la bota se encontrará la salida para la nafta, una parte será recirculada a la torre con la bomba de reflujo GA-103/R a una presión de 4.5 kg/cm<sup>2</sup> (man), el líquido que será recirculado entrará a la columna a control del flujo, dicho control es esclavo, dado que se encuentra en un lazo en cascada, donde el control maestro regula la temperatura del domo de la columna, ajustando el flujo del reflujo.

La otra parte será bombeada con la GA-104/R a una presión de 8.64 kg/cm<sup>2</sup> (man), la cual se enviará al enfriador EA-106, donde el producto disminuirá su temperatura hasta los 38°C y se enviará a límite de batería con una presión de entrega de 6 kg/cm<sup>2</sup> (man). El producto saldrá a control de flujo, lo cual permitirá el control del nivel de nafta del FA-102.

Antes de su salida de la planta se realizará un análisis de la curva ASTM D86 para verificar que cumpla con la temperatura final de destilación que se especifica en la NOM-016-CRE-2016, para posteriormente entregar el producto.

Cabe mencionar que los gases y/o vapores que no se condensen en EC-101, saldrán por la parte superior derecha del acumulador de reflujo y se enviarán a desfogue, para evitar la pérdida de presión, tanto en el tanque acumulador de reflujo como en el domo de la torre, se inyecta un gas de sello para regular la presión.

El plato 10, contará con un plato chimenea, el cual permitirá una extracción parcial de líquido, de la cual, una parte será enviada al agotador a una temperatura de 206°C y con una presión de 1.06 kg/cm<sup>2</sup>.

En el plato 1 del agotador de gasóleo ligero DA-102, en la parte superior de la columna entrará una parte de la extracción del plato 10, la cual será agotada, por la parte inferior, en el plato 6 del agotador, entrará vapor sobrecalentado de baja presión, para recuperar los componentes ligeros que se encuentren en el gasóleo ligero El nivel del agotador será controlado por el flujo de entrada a este.

---





## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

---

Por el domo saldrá una corriente de hidrocarburos ligeros recuperados, que retornarán al plato 8 de la torre DA-101 con una temperatura de 191°C y con una presión de 1.06 kg/cm<sup>2</sup> (man), mientras que por el fondo saldrá el gasóleo ligero agotado 183°C y con una presión de 1.09 kg/cm<sup>2</sup> (man).

El flujo de gasóleo ligero primario agotado será bombeado por la GA-105/R, la cual tendrá una presión de descarga de 9.37 kg/cm<sup>2</sup> (man), el cual será enviado a control de flujo al intercambiador de calor EA-102, donde obtendrá la temperatura de 140°C, para enfriarse en el enfriador de gasóleo ligero primario EA-107, donde obtendrá una temperatura final de 38°C y una presión de entrega en límite de batería de 6 kg/cm<sup>2</sup> (man).

Antes de su salida de la planta se realizará un análisis de la curva ASTM D86 para verificar que cumpla con la temperatura al 90% de volumen destilado que se especifica en la NOM-016-CRE-2016, para posteriormente entregar el producto.

La otra parte iniciará un circuito intermedio para extraer calor mejor conocido como "Pumparound", el flujo será bombeado en la GA-106/R la cual tendrá una presión de descarga de 8.64 kg/cm<sup>2</sup> (man) e intercambiará calor en EA-103, para salir de dicho equipo a 171°C y entrar al aeroenfriador EC-102, para obtener la temperatura de 130°C y regresar a la torre en plato 8.

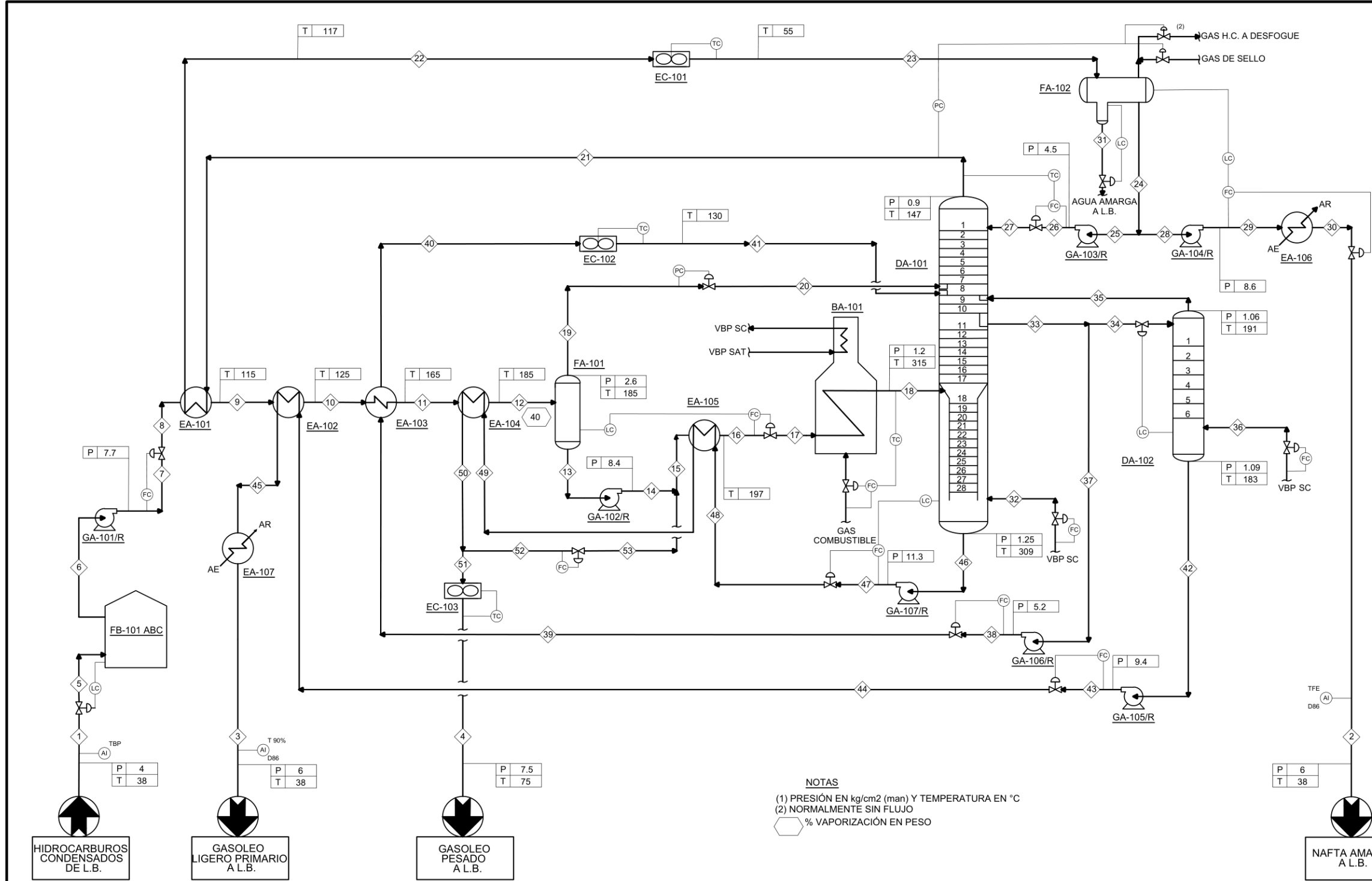
Por último, en la parte posterior a la zona flash, en la sección de agotamiento de la torre DA-101, el gasóleo pesado será agotado, en el plato 28 de dicha torre, entrará vapor sobrecalentado de baja presión, para recuperar las fracciones ligeras que se encuentren en el gasóleo pesado. El nivel de la columna será controlado por el flujo de fondos de gasóleo pesado.

El flujo de gasóleo pesado será bombeado por la GA-107/R, la cual tendrá una presión de descarga de 11.27 kg/cm<sup>2</sup> (man), el cual será enviado a control de flujo al intercambiador de calor EA-105, donde obtendrá la temperatura de 282°C, para posteriormente volver a intercambiar calor en EA-104, de donde saldrá a 180°C, posterior a esto, una parte será recirculada a la torre a control de flujo y se mezclará con el corriente efluente de la bomba GA-102/R para hacer un circuito en el fondo de la torre.

La otra parte será enviada al aeroenfriador EC-103 para obtener la temperatura final de 75°C y una presión de 7.5 kg/cm<sup>2</sup> (man) para entrega en límite de batería.

*Nota:* A los enfriadores con agua, se les controla la temperatura de salida de la corriente respectiva de proceso con el flujo de agua de enfriamiento. Mientras que los aeroenfriadores, se les controla la temperatura de salida de la corriente respectiva de proceso con las revoluciones del motor para que aumente su capacidad de enfriamiento.

### 4.3 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO



Parámetro	Corriente 1		Corriente 2		Corriente 3		Corriente 4	
	kgmol/hr	%mol	kgmol/hr	%mol	kgmol/hr	%mol	kgmol/hr	%mol
Isobutano (iC4)	0.46	0.07	0.46	0.08	0.00	0.00	0.00	0.00
Butano (nC4)	2.40	0.35	2.40	0.42	0.00	0.00	0.00	0.00
Isopentano (iC5)	11.17	1.64	11.17	1.98	0.00	0.00	0.00	0.00
Pentano (nC5)	16.58	2.43	16.58	2.94	0.00	0.00	0.00	0.00
Ciclopentano (CicloC5)	5.22	0.76	5.22	0.93	0.00	0.00	0.00	0.00
Agua (H2O)	0.00	0.00	1.74	0.31	1.26	1.26	0.31	1.40
Condensados	647.12	94.75	0	0	0	0	0	0
Nafta Amarga	0	0	526.97	93.34	0	0	0	0
Gasóleo Ligero Primario	0	0	0	0	98.54	98.74	0	0
Gasóleo Pesado	0	0	0	0	0	0	21.61	98.60
Flujo Molar Total (kgmol/hr)	682.96	100.0	564.55	100.0	99.80	100.0	21.91	100.0
Flujo Másico Total (kg/hr)	91409.21		59605.52		20255.13		11608.09	
Peso Molecular Total	133.84		105.58		202.96		529.77	
Flujo Vol. a P y T (m3/hr)	121.86		84.08		25.44		12.60	
Flujo Vol. Estándar (BPD)	18000		12397.14		3776.93		1834.92	
Temperatura °C	38		38.00		38.00		75.00	
Presión [kg/cm2 (mán)]	4		6.00		6.00		7.50	
Densidad a P y T (kg/m3)	750.12		708.90		796.25		921.37	
*API	52.90		63.27		43.12		16.52	

**LISTA DE EQUIPO**

CLAVE	SERVICIO	CARACTERISTICAS	
<b>HORNOS</b>			
BA-101	CALENTADOR DE CONDENSADOS	Q = 9.488 x 1.2 MMkcal/hr	
<b>TORRES</b>			
DA-101	TORRE FRACCIONADORA ATMOSFERICA	D.I.S. = 2591 mm D.I.L. = 1067 mm	L(T-T) = 20960 mm
DA-102	AGOTADOR DE GASOLEO LIGERO PRIMARIO	D.I. = 914 mm	L(T-T) = 9640 mm
<b>INTERCAMBIADORES DE CALOR</b>			
EA-101	PRIMER PRECALENTADOR DE CONDENSADOS	Q = 3.650 x 1.1 MMkcal/hr	
EA-102	SEGUNDO PRECALENTADOR DE CONDENSADOS	Q = 0.514 x 1.1 MMkcal/hr	
EA-103	TERCER PRECALENTADOR DE CONDENSADOS	Q = 2.152 x 1.1 MMkcal/hr	
EA-104	CUARTO PRECALENTADOR DE CONDENSADOS	Q = 3.384 x 1.1 MMkcal/hr	
EA-105	QUINTO PRECALENTADOR DE CONDENSADOS	Q = 1.006 x 1.1 MMkcal/hr	
EA-106	ENFRIADOR DE NAFTA AMARGA	Q = 0.527 x 1.1 MMkcal/hr	
EA-107	ENFRIADOR DE GASOLEO LIGERO PRIMARIO	Q = 1.076 x 1.1 MMkcal/hr	
<b>AEROENFRIADORES</b>			
EC-101	CONDENSADOR DE LA TORRE FRACCIONADORA ATMOSFERICA	Q = 6.424 x 1.1 MMkcal/hr	
EC-102	ENFRIADOR DE REFLUJO CIRCULANTE INTERMEDIO	Q = 2.358 x 1.1 MMkcal/hr	
EC-103	ENFRIADOR DE GASOLEO PESADO (CRUDO REDUCIDO)	Q = 0.630 x 1.1 MMkcal/hr	
<b>RECIPIENTES</b>			
FA-101	TANQUE SEPARADOR DE LIGEROS DE CARGA	D.I. = 1830 mm	L(T-T) = 2945 mm
FA-102	TANQUE ACUMULADOR DE REFLUJO DE NAFTA	D.I. = 1676 mm	L(T-T) = 5030 mm
FB-101	ENFRIADOR DE GASOLEO PESADO (CRUDO REDUCIDO)	D.I. = 22350 mm	L(T-T) = 12190 mm
<b>BOMBAS</b>			
GA-101	BOMBA DE CARGA DE CONDENSADOS	F = 121.9 x 1.1 m3/hr	ΔP = 7.7 kg/cm2
GA-102	BOMBA DE CARGA A LA TORRE	F = 82.7 x 1.1 m3/hr	ΔP = 5.9 kg/cm2
GA-103	BOMBA DE REFLUJO DE NAFTA	F = 19.9 x 1.1 m3/hr	ΔP = 4.2 kg/cm2
GA-104	BOMBA DE NAFTA AMARGA PRODUCTO	F = 85.9 x 1.1 m3/hr	ΔP = 8.3 kg/cm2
GA-105	BOMBA DE GASOLEO LIGERO PRIMARIO PRODUCTO	F = 29.1 x 1.1 m3/hr	ΔP = 8.5 kg/cm2
GA-106	BOMBA DE REFLUJO CIRCULANTE INTERMEDIO	F = 150.7 x 1.1 m3/hr	ΔP = 4.3 kg/cm2
GA-107	BOMBA DE GASOLEO PESADO PRODUCTO (CRUDO REDUCIDO)	F = 69.5 x 1.1 m3/hr	ΔP = 10.1 kg/cm2

**NOTAS**  
 (1) PRESIÓN EN kg/cm2 (mán) Y TEMPERATURA EN °C  
 (2) NORMALMENTE SIN FLUJO  
 ◻ % VAPORIZACIÓN EN PESO

DESCRIPCIÓN	REV	FECHA	FIRMA	"PROPUESTA DE DISEÑO CONCEPTUAL DE UNA PLANTA FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS CONDENSADOS ASOCIADOS AL GAS NATURAL EN EL NORTE DE MÉXICO"		UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO "PLANTA FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS CONDENSADOS"
				TESIS DE LICENCIATURA		
				DIBUJO ELABORADO EN: CUAUTITLÁN IZCALLI, ESTADO DE MÉXICO		



#### 4.4 BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA

Línea		1	2	3	4	5
Fase		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Corriente Total						
Flujo Molar	kgmol/hr	682.96	564.55	99.80	21.91	682.96
Flujo Másico	kg/hr	91409.21	59605.52	20255.11	11608.10	91409.21
Flujo Vol. Std.	BPD	18000	12397.14	3776.93	1834.92	18000
Temperatura °C	°C	38	38	38	75	38
Presión	kg/cm <sup>2</sup> man	4	6	6	7.5	1
Peso Molecular		133.84	105.58	202.96	529.76	133.84
Entalpía	MMkcal/hr	1.84	1.14	0.33	0.43	1.84
Entalpía Másica	kcal/kg	20.16	19.11	16.13	37.07	20.16
Frac. Mol de Líquido		1	1	1	1	1
Densidad Líq.(std)	kg/m <sup>3</sup>	766.60	725.80	809.55	954.98	766.60
Gravedad Específica		0.77	0.73	0.81	0.96	0.77
°API		52.9	63.27	43.12	16.53	52.9
Líquido						
Flujo Molar	kgmol/hr	682.96	564.55	99.80	21.91	682.96
Flujo Másico	kg/hr	91409.21	59605.52	20255.11	11608.10	91409.21
Flujo Vol. Std.	BPD	18000	12397.14	3776.93	1834.92	18000
Flujo Vol. a P y T.	m <sup>3</sup> /hr	121.86	84.08	25.44	12.60	121.92
Entalpía Másica	kcal/kg	20.16	19.11	16.13	37.07	20.16
Cp	kcal/kg°C	0.48	0.50	0.47	0.47	0.48
Densidad a P y T.	kg/m <sup>3</sup>	750.12	708.90	796.25	921.36	749.72
Tensión Superficial	Dina/cm	22.33	20.84	27.73	30.66	22.33
Cond. Térmica	kcal/hr m°C	0.10	0.11	0.10	0.07	0.10
Viscosidad	cP	0.57	0.42	1.73	20.11	0.57
Vapor						
Flujo Molar	kgmol/hr	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Flujo Másico	kg/hr	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Flujo Vol. a P y T.	m <sup>3</sup> /hr	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Flujo Vol. Std.	MPCD	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Entalpía Másica	kcal/kg	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Cp	kcal/kg°C	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Densidad a P y T.	kg/m <sup>3</sup>	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Cond. Térmica	kcal/hr m°C	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Viscosidad	cP	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a



Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

Línea		6	7	8	9	10
Fase		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Corriente Total						
Flujo Molar	kgmol/hr	682.96	682.96	682.96	682.96	682.96
Flujo Másico	kg/hr	91409.21	91409.21	91409.21	91409.21	91409.21
Flujo Vol. Std.	BPD	18000	18000	18000	18000	18000
Temperatura	°C	38.00	38.40	38.38	115	125
Presión	kg/cm <sup>2</sup> man	0	6.9	5.4	4.7	4
Peso Molecular		133.84	133.84	133.84	133.84	133.84
Entalpía	MMkcal/hr	1.84	1.86	1.86	5.51	6.02
Entalpía Másica	kcal/kg	20.16	20.34	20.34	60.27	65.90
Fracc. Mol de Líquido		1	1	1	1	1
Densidad Líq.(std)	kg/m <sup>3</sup>	766.60	766.60	766.60	766.60	766.60
Gravedad Especifica		0.77	0.77	0.77	0.77	0.77
°API		52.9	52.9	52.9	52.9	52.9
Líquido						
Flujo Molar	kgmol/hr	682.96	682.96	682.96	682.96	682.96
Flujo Másico	kg/hr	91409.21	91409.21	91409.21	91409.21	91409.21
Flujo Vol. Std.	BPD	18000	18000	18000	18000	18000
Flujo Vol. a P y T.	m <sup>3</sup> /hr	121.92	121.85	121.88	133.28	135.18
Entalpía Másica	kcal/kg	20.16	20.37	20.37	60.27	65.90
Cp	kcal/kg°C	0.48	0.48	0.48	0.56	0.57
Densidad a P y T.	kg/m <sup>3</sup>	749.72	750.19	750.01	685.86	676.23
Tensión Superficial	Dina/cm	22.33	22.29	22.30	15.11	14.20
Cond. Térmica	kcal/hr m°C	0.10	0.10	0.10	0.08	0.08
Viscosidad	cP	0.57	0.57	0.57	0.28	0.25
Vapor						
Flujo Molar	kgmol/hr	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Flujo Másico	kg/hr	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Flujo Vol. a P y T.	m <sup>3</sup> /hr	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Flujo Vol. Std.	MPCD	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Entalpía Másica	kcal/kg	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Cp	kcal/kg°C	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Densidad a P y T.	kg/m <sup>3</sup>	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Cond. Térmica	kcal/hr m°C	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Viscosidad	cP	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a



Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

Línea		11	12	13	14	15
Fase		Líquido	Mixto	Líquido	Líquido	Líquido
<b>Corriente Total</b>						
Flujo Molar	kgmol/hr	682.96	682.96	325.65	325.65	405.87
Flujo Másico	kg/hr	91409.21	91409.21	54701.11	54701.11	97201.11
Flujo Vol. Std.	BPD	18000	18000	10318.13	10318.13	17036.23
Temperatura	°C	165	185	185	185.26	179.62
Presión	kg/cm <sup>2</sup> man	3.3	2.6	2.6	6.7	6.7
Peso Molecular		133.84	133.84	167.98	167.98	239.49
Entalpía	MMkcal/hr	8.18	11.56	5.47	5.48	9.35
Entalpía Másica	kcal/kg	89.43	126.45	100.00	100.15	96.24
Fracc. Mol de Líquido		1	0.4768	1	1	1
Densidad Líq.(std)	kg/m <sup>3</sup>	766.60	766.60	800.28	800.28	861.29
Gravedad Especifica		0.77	0.77	0.80	0.80	0.86
°API		52.9	52.9	45.14	45.14	32.63
<b>Líquido</b>						
Flujo Molar	kgmol/hr	682.96	325.65	325.65	325.65	405.87
Flujo Másico	kg/hr	91409.21	54701.11	54701.11	54701.11	97201.11
Flujo Vol. Std.	BPD	18000	10318.13	10318.13	10318.13	17036.23
Flujo Vol. a P y T.	m <sup>3</sup> /hr	144.09	82.71	82.71	82.56	131.50
Entalpía Másica	kcal/kg	89.43	100.00	100.00	100.15	96.31
Cp	kcal/kg°C	0.61	0.62	0.62	0.62	0.59
Densidad a P y T.	kg/m <sup>3</sup>	634.37	661.33	661.33	662.57	739.17
Tensión Superficial	Dina/cm	10.70	11.55	11.55	11.53	14.79
Cond. Térmica	kcal/hr m°C	0.07	0.07	0.07	0.07	0.07
Viscosidad	cP	0.19	0.22	0.22	0.22	0.33
<b>Vapor</b>						
Flujo Molar	kgmol/hr	n/a	357.31	n/a	n/a	n/a
Flujo Másico	kg/hr	n/a	36708.11	n/a	n/a	n/a
Flujo Vol. a P y T.	m <sup>3</sup> /hr	n/a	3497.30	n/a	n/a	n/a
Flujo Vol. Std.	MPCD	n/a	6787.79	n/a	n/a	n/a
Entalpía Másica	kcal/kg	n/a	165.87	n/a	n/a	n/a
Cp	kcal/kg°C	n/a	0.54	n/a	n/a	n/a
Densidad a P y T.	kg/m <sup>3</sup>	n/a	10.50	n/a	n/a	n/a
Cond. Térmica	kcal/hr m°C	n/a	0.02	n/a	n/a	n/a
Viscosidad	cP	n/a	0.01	n/a	n/a	n/a



Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

Línea		16	17	18	19	20
Fase		Líquido	Líquido	Mixto	Vapor	Vapor
Corriente Total						
Flujo Molar	kgmol/hr	405.87	405.87	405.87	357.31	357.31
Flujo Másico	kg/hr	97201.11	97201.11	97201.11	36708.11	36708.11
Flujo Vol. Std.	BPD	17036.23	17036.23	17036.23	7681.87	7681.87
Temperatura	°C	197	196.96	315	185	182.49
Presión	kg/cm <sup>2</sup> man	6	4.5	1.2	2.6	1
Peso Molecular		239.49	239.49	239.49	102.74	102.74
Entalpía	MMkcal/hr	10.37	10.37	19.85	6.09	6.09
Entalpía Másica	kcal/kg	106.65	106.65	204.26	165.87	165.87
Fracc. Mol de Líquido		1	1	0.26	0	0
Densidad Líq.(std)	kg/m <sup>3</sup>	861.29	861.29	861.29	721.35	721.35
Gravedad Especifica		0.86	0.86	0.86	0.72	0.72
°API		32.63	32.63	32.63	64.47	64.47
Líquido						
Flujo Molar	kgmol/hr	405.87	405.87	104.17	n/a	n/a
Flujo Másico	kg/hr	97201.11	97201.11	52358.80	n/a	n/a
Flujo Vol. Std.	BPD	17036.23	17036.23	8299.59	n/a	n/a
Flujo Vol. a P y T.	m <sup>3</sup> /hr	134.38	134.47	68.69	n/a	n/a
Entalpía Másica	kcal/kg	106.65	106.65	177.50	n/a	n/a
Cp	kcal/kg°C	0.61	0.61	0.68	n/a	n/a
Densidad a P y T.	kg/m <sup>3</sup>	723.32	722.83	762.22	n/a	n/a
Tensión Superficial	Dina/cm	13.44	13.44	13.47	n/a	n/a
Cond. Térmica	kcal/hr m°C	0.06	0.06	0.05	n/a	n/a
Viscosidad	cP	0.29	0.29	0.38	n/a	n/a
Vapor						
Flujo Molar	kgmol/hr	n/a	n/a	301.70	357.31	357.31
Flujo Másico	kg/hr	n/a	n/a	44842.31	36708.11	36708.11
Flujo Vol. a P y T.	m <sup>3</sup> /hr	n/a	n/a	6438.84	3497.30	6472.50
Flujo Vol. Std.	MPCD	n/a	n/a	5731.35	6787.79	6787.79
Entalpía Másica	kcal/kg	n/a	n/a	235.49	165.87	165.87
Cp	kcal/kg°C	n/a	n/a	0.64	0.54	0.53
Densidad a P y T.	kg/m <sup>3</sup>	n/a	n/a	6.96	10.50	5.67
Cond. Térmica	kcal/hr m°C	n/a	n/a	0.04	0.02	0.02
Viscosidad	cP	n/a	n/a	0.01	0.01	0.01



Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

Línea		21	22	23	24	25
Fase		Vapor	Mixto	Líquido	Líquido	Líquido
Corriente Total						
Flujo Molar	kgmol/hr	814.18	814.18	814.18	695.36	130.81
Flujo Másico	kg/hr	75557.41	75557.41	75557.41	73416.94	13811.42
Flujo Vol. Std.	BPD	15593.16	15593.16	15593.16	15269.72	2872.59
Temperatura	°C	146.73	119.61	55	55	55
Presión	kg/cm <sup>2</sup> man	0.9	0.725	0.55	0.55	0.55
Peso Molecular		92.80	92.80	92.80	105.58	105.58
Entalpía	MMkcal/hr	12.23	8.58	2.15	2.03	0.38
Entalpía Másica	kcal/kg	161.81	113.51	28.48	27.71	27.71
Fracc. Mol de Líquido		0	0.407	1	1	1
Densidad Líq.(std)	kg/m <sup>3</sup>	731.46	731.46	731.46	725.80	725.80
Gravedad Especifica		0.73	0.73	0.73	0.73	0.73
°API		61.76	61.76	61.76	63.27	63.27
Líquido						
Flujo Molar	kgmol/hr	n/a	331.53	814.18	695.36	130.81
Flujo Másico	kg/hr	n/a	37690.27	75557.41	73416.94	13811.42
Flujo Vol. Std.	BPD	n/a	7725.23	15593.16	15269.72	2872.59
Flujo Vol. a P y T.	m <sup>3</sup> /hr	n/a	58.03	107.91	105.74	19.89
Entalpía Másica	kcal/kg	n/a	62.35	28.48	27.71	27.71
Cp	kcal/kg°C	n/a	0.57	0.53	0.51	0.51
Densidad a P y T.	kg/m <sup>3</sup>	n/a	649.51	700.17	694.30	694.30
Tensión Superficial	Dina/cm	n/a	14.03	26.13	19.13	19.13
Cond. Térmica	kcal/hr m°C	n/a	0.09	0.10	0.10	0.10
Viscosidad	cP	n/a	0.23	0.37	0.35	0.35
Vapor						
Flujo Molar	kgmol/hr	814.18	482.65	n/a	n/a	n/a
Flujo Másico	kg/hr	75557.41	37867.14	n/a	n/a	n/a
Flujo Vol. a P y T.	m <sup>3</sup> /hr	14328.93	8830.31	n/a	n/a	n/a
Flujo Vol. Std.	MPCD	15466.93	9168.83	n/a	n/a	n/a
Entalpía Másica	kcal/kg	161.81297	164.42371	n/a	n/a	n/a
Cp	kcal/kg°C	0.50	0.48	n/a	n/a	n/a
Densidad a P y T.	kg/m <sup>3</sup>	5.27	4.29	n/a	n/a	n/a
Cond. Térmica	kcal/hr m°C	0.02	0.02	n/a	n/a	n/a
Viscosidad	cP	0.01	0.01	n/a	n/a	n/a



Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

Línea		26	27	28	29	30
Fase		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
<b>Corriente Total</b>						
Flujo Molar	kgmol/hr	130.81	130.81	564.55	564.55	564.55
Flujo Másico	kg/hr	13811.42	13811.42	59605.52	59605.52	59605.52
Flujo Vol. Std.	BPD	2872.59	2872.59	12397.14	12397.14	12397.14
Temperatura	°C	55.11	55.11	55	55.51	38
Presión	kg/cm <sup>2</sup> man	2.4	0.9	0.725	8.2	7.5
Peso Molecular		105.58	105.58	105.58	105.58	105.58
Entalpía	MMkcal/hr	0.38	0.38	1.65	1.67	1.14
Entalpía Másica	kcal/kg	27.76	27.76	27.71	27.96	19.11
Fracc. Mol de Líquido		1	1	1	1	1
Densidad Líq.(std)	kg/m <sup>3</sup>	725.80	725.80	725.80	725.80	725.80
Gravedad Especifica		0.73	0.73	0.73	0.73	0.73
°API		63.27	63.27	63.27	63.27	63.27
<b>Líquido</b>						
Flujo Molar	kgmol/hr	130.81	130.81	564.55	564.55	564.55
Flujo Másico	kg/hr	13811.42	13811.42	59605.52	59605.52	59605.52
Flujo Vol. Std.	BPD	2872.59	2872.59	12397.14	12397.14	12397.14
Flujo Vol. a P y T.	m <sup>3</sup> /hr	19.89	19.89	85.85	85.77	84.06
Entalpía Másica	kcal/kg	27.77	27.77	27.71	27.97	19.11
Cp	kcal/kg°C	0.51	0.51	0.51	0.51	0.50
Densidad a P y T.	kg/m <sup>3</sup>	694.45	694.23	694.30	694.93	709.09
Tensión Superficial	Dina/cm	19.12	19.12	19.13	19.08	20.84
Cond. Térmica	kcal/hr m°C	0.10	0.10	0.10	0.10	0.11
Viscosidad	cP	0.35	0.35	0.35	0.35	0.42
<b>Vapor</b>						
Flujo Molar	kgmol/hr	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Flujo Másico	kg/hr	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Flujo Vol. a P y T.	m <sup>3</sup> /hr	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Flujo Vol. Std.	MPCD	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Entalpía Másica	kcal/kg	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Cp	kcal/kg°C	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Densidad a P y T.	kg/m <sup>3</sup>	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Cond. Térmica	kcal/hr m°C	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Viscosidad	cP	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a





Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

Línea		31	32	33	34	35
Fase		Líquido	Vapor	Líquido	Líquido	Vapor
Corriente Total						
Flujo Molar	kgmol/hr	118.81	44.41	696.34	153.03	130.95
Flujo Másico	kg/hr	2140.47	800	126421.63	27783.25	8928.14
Flujo Vol. Std.	BPD	323.43	120.88	23979.35	5269.86	1704.48
Temperatura	°C	55	315	206.34	206.34	191.41
Presión	kg/cm <sup>2</sup> man	0.725	2.5	1.06	1.06	1.06
Peso Molecular		18.02	18.02	181.55	181.55	68.18
Entalpía	MMkcal/hr	0.12	0.59	13.93	3.06	2.19
Entalpía Másica	kcal/kg	55.02	740.21	110.20	110.20	244.96
Fracc. Mol de Líquido		1	0	1	1	0
Densidad Líq.(std)	kg/m <sup>3</sup>	999.014	999.014	795.854	795.854	790.714
Gravedad Especifica		1	1	0.7966	0.7966	0.7915
°API		10	10	46.1210	46.1210	47.2756
Líquido						
Flujo Molar	kgmol/hr	118.81	n/a	696.34	153.03	n/a
Flujo Másico	kg/hr	2140.47	n/a	126421.63	27783.25	n/a
Flujo Vol. Std.	BPD	323.43	n/a	23979.35	5269.86	n/a
Flujo Vol. a P y T.	m <sup>3</sup> /hr	2.17	n/a	193.19	42.46	n/a
Entalpía Másica	kcal/kg	55.02	n/a	110.20	110.20	n/a
Cp	kcal/kg°C	1.00	n/a	0.64	0.64	n/a
Densidad a P y T.	kg/m <sup>3</sup>	985.74	n/a	654.38	654.38	n/a
Tensión Superficial	Dina/cm	67.10	n/a	12.16	12.16	n/a
Cond. Térmica	kcal/hr m°C	0.56	n/a	0.07	0.07	n/a
Viscosidad	cP	0.50	n/a	0.23	0.23	n/a
Vapor						
Flujo Molar	kgmol/hr	n/a	44.41	n/a	n/a	130.95
Flujo Másico	kg/hr	n/a	800	n/a	n/a	8928.14
Flujo Vol. a P y T.	m <sup>3</sup> /hr	n/a	621.96	n/a	n/a	2420.54
Flujo Vol. Std.	MPCD	n/a	843.60	n/a	n/a	2487.58
Entalpía Másica	kcal/kg	n/a	740.21	n/a	n/a	244.96
Entalpía Másica	kcal/kg	n/a	0.49	n/a	n/a	0.53
Densidad a P y T.	kg/m <sup>3</sup>	n/a	1.29	n/a	n/a	3.69
Cond. Térmica	kcal/hr m°C	n/a	0.04	n/a	n/a	0.02
Viscosidad	cP	n/a	0.02	n/a	n/a	0.01



Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

Línea		36	37	38	39	40
Fase		Vapor	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Corriente Total						
Flujo Molar	kgmol/hr	77.712	543.31	543.31	543.31	543.31
Flujo Másico	kg/hr	1400	98638.38	98638.38	98638.38	98638.38
Flujo Vol. Std.	BPD	211.55	18709.49	18709.49	18709.49	18709.49
Temperatura	°C	315	206.34	206.50	206.50	171.12
Presión	kg/cm <sup>2</sup> man	2.50	1.06	3.90	2.40	1.70
Peso Molecular		18.02	181.55	181.55	181.55	181.55
Entalpía	MMkcal/hr	1.04	10.87	10.88	10.88	8.73
Entalpía Másica	kcal/kg	740.21	110.20	110.30	110.30	88.49
Fracc. Mol de Líquido		0	1	1	1	1
Densidad Líq.(std)	kg/m <sup>3</sup>	999.01	795.85	795.85	795.85	795.85
Gravedad Especifica		1.00	0.80	0.80	0.80	0.80
°API		10	46.12	46.12	46.12	46.12
Líquido						
Flujo Molar	kgmol/hr	n/a	543.31	543.31	543.31	543.31
Flujo Másico	kg/hr	n/a	98638.38	98638.38	98638.38	98638.38
Flujo Vol. Std.	BPD	n/a	18709.49	18709.49	18709.49	18709.49
Flujo Vol. a P y T.	m <sup>3</sup> /hr	n/a	150.73	150.51	150.65	143.84
Entalpía Másica	kcal/kg	n/a	110.20	110.30	110.30	88.49
Cp	kcal/kg°C	n/a	0.64	0.64	0.64	0.60
Densidad a P y T.	kg/m <sup>3</sup>	n/a	654.38	655.36	654.77	685.73
Tensión Superficial	Dina/cm	n/a	12.16	12.14	12.14	14.92
Cond. Térmica	kcal/hr m°C	n/a	0.07	0.07	0.07	0.08
Viscosidad	cP	n/a	0.23	0.23	0.23	0.30
Vapor						
Flujo Molar	kgmol/hr	77.712	n/a	n/a	n/a	n/a
Flujo Másico	kg/hr	1400	n/a	n/a	n/a	n/a
Flujo Vol. a P y T.	m <sup>3</sup> /hr	1088.438	n/a	n/a	n/a	n/a
Flujo Vol. Std.	MPCD	1476.293	n/a	n/a	n/a	n/a
Entalpía Másica	kcal/kg	740.21	n/a	n/a	n/a	n/a
Cp	kcal/kg°C	0.489	n/a	n/a	n/a	n/a
Densidad a P y T.	kg/m <sup>3</sup>	1.286	n/a	n/a	n/a	n/a
Cond. Térmica	kcal/hr m°C	0.039	n/a	n/a	n/a	n/a
Viscosidad	cP	0.021	n/a	n/a	n/a	n/a



**Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México**

Línea		41	42	43	44	45
Fase		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
<b>Corriente Total</b>						
Flujo Molar	kgmol/hr	543.31	99.80	99.80	99.80	99.80
Flujo Másico	kg/hr	98638.38	20255.11	20255.11	20255.11	20255.11
Flujo Vol. Std.	BPD	18709.49	3776.93	3776.93	3776.93	3776.93
Temperatura	°C	130	183.022	183.568	183.548	140.378
Presión	kg/cm <sup>2</sup> man	1	1.09	8.9	7.4	6.7
Peso Molecular		181.55	202.96	202.96	202.96	202.96
Entalpía	MMkcal/hr	6.37	1.91	1.92	1.92	1.40
Entalpía Másica	kcal/kg	64.58	94.35	94.61	94.61	69.22
Fracc. Mol de Líquido		1	1	1	1	1
Densidad Líq.(std)	kg/m <sup>3</sup>	795.854	809.553	809.553	809.553	809.553
Gravedad Especifica		0.797	0.810	0.810	0.810	0.810
°API		46.121	43.115	43.115	43.115	43.115
<b>Líquido</b>						
Flujo Molar	kgmol/hr	543.31	99.80	99.80	99.80	99.80
Flujo Másico	kg/hr	98638.38	20255.11	20255.11	20255.11	20255.11
Flujo Vol. Std.	BPD	18709.49	3776.93	3776.93	3776.93	3776.93
Flujo Vol. a P y T.	m <sup>3</sup> /hr	137.39	29.08	29.00	29.02	27.76
Entalpía Másica	kcal/kg	64.58	94.35	94.61	94.61	69.22
Cp	kcal/kg°C	0.56	0.61	0.61	0.61	0.57
Densidad a P y T.	kg/m <sup>3</sup>	717.94	696.49	698.48	698.04	729.61
Tensión Superficial	Dina/cm	18.26	15.79	15.75	15.75	19.20
Cond. Térmica	kcal/hr m°C	0.08	0.07	0.08	0.07	0.08
Viscosidad	cP	0.42	0.33	0.33	0.33	0.48
<b>Vapor</b>						
Flujo Molar	kgmol/hr	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Flujo Másico	kg/hr	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Flujo Vol. a P y T.	m <sup>3</sup> /hr	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Flujo Vol. Std.	MPCD	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Entalpía Másica	kcal/kg	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Cp	kcal/kg°C	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Densidad a P y T.	kg/m <sup>3</sup>	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Cond. Térmica	kcal/hr m°C	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Viscosidad	cP	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a



Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

Línea		46	47	48	49	50
Fase		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Corriente Total						
Flujo Molar	kgmol/hr	102.14	102.14	102.14	102.14	102.14
Flujo Másico	kg/hr	54108.10	54108.10	54108.10	54108.10	54108.10
Flujo Vol. Std.	BPD	8553.02	8553.02	8553.02	8553.02	8553.02
Temperatura	°C	309.13	309.69	309.64	281.45	179.30
Presión	kg/cm <sup>2</sup> man	1.25	11.1	9.6	8.9	8.2
Peso Molecular		529.76	529.76	529.76	529.76	529.76
Entalpía	MMkcal/hr	9.32	9.33	9.33	8.32	4.94
Entalpía Másica	kcal/kg	172.18	172.48	172.48	153.75	91.21
Fracc. Mol de Líquido		1	1	1	1	1
Densidad Líq.(std)	kg/m <sup>3</sup>	954.98	954.98	954.98	954.98	954.98
Gravedad Especifica		0.96	0.96	0.96	0.96	0.96
°API		16.53	16.53	16.53	16.53	16.53
Líquido						
Flujo Molar	kgmol/hr	102.14	102.14	102.14	102.14	102.14
Flujo Másico	kg/hr	54108.10	54108.10	54108.10	54108.10	54108.10
Flujo Vol. Std.	BPD	8553.02	8553.02	8553.02	8553.02	8553.02
Flujo Vol. a P y T.	m <sup>3</sup> /hr	69.47	69.03	69.09	67.52	62.72
Entalpía Másica	kcal/kg	172.18	172.48	172.48	153.91	91.38
Cp	kcal/kg°C	0.67	0.68	0.68	0.65	0.57
Densidad a P y T.	kg/m <sup>3</sup>	778.88	783.88	783.11	801.38	862.76
Tensión Superficial	Dina/cm	15.02	14.99	14.99	16.77	23.49
Cond. Térmica	kcal/hr m°C	0.05	0.05	0.05	0.06	0.06
Viscosidad	cP	0.51	0.51	0.51	0.63	1.76
Vapor						
Flujo Molar	kgmol/hr	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Flujo Másico	kg/hr	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Flujo Vol. a P y T.	m <sup>3</sup> /hr	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Flujo Vol. Std.	MPCD	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Entalpía Másica	kcal/kg	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Cp	kcal/kg°C	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Densidad a P y T.	kg/m <sup>3</sup>	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Cond. Térmica	kcal/hr m°C	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Viscosidad	cP	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a



**Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México**

Línea		51	52	53
Fase		Líquido	Líquido	Líquido
<b>Corriente Total</b>				
Flujo Molar	kgmol/hr	21.91	80.22	80.22
Flujo Másico	kg/hr	11608.10	42500	42500
Flujo Vol. Std.	BPD	1834.92	6718.09	6718.09
Temperatura	°C	179.30	179.30	179.20
Presión	kg/cm <sup>2</sup> man	8.2	8.2	6.7
Peso Molecular		529.76	529.76	529.76
Entalpía	MMkcal/hr	1.06	3.88	3.88
Entalpía Másica	kcal/kg	91.21	91.21	91.21
Fracc. Mol de Líquido		1	1	1
Densidad Líq.(std)	kg/m <sup>3</sup>	954.98	954.98	954.98
Gravedad Especifica		0.96	0.96	0.96
°API	°API	16.53	16.53	16.53
<b>Líquido</b>				
Flujo Molar	kgmol/hr	21.91	80.22	80.22
Flujo Másico	kg/hr	11608.10	42500	42500
Flujo Vol. Std.	BPD	1834.92	6718.09	6718.09
Flujo Vol. a P y T.	m <sup>3</sup> /hr	13.45	49.26	49.28
Entalpía Másica	kcal/kg	91.38	91.38	91.38
Cp	kcal/kg°C	0.57	0.57	0.57
Densidad a P y T.	kg/m <sup>3</sup>	862.76	862.76	862.36
Tensión Superficial	Dina/cm	23.49	23.49	23.50
Cond. Térmica	kcal/hr m°C	0.06	0.06	0.06
Viscosidad	cP	1.76	1.76	1.76
<b>Vapor</b>				
Flujo Molar	kgmol/hr	n/a	n/a	n/a
Flujo Másico	kg/hr	n/a	n/a	n/a
Flujo Vol. a P y T.	m <sup>3</sup> /hr	n/a	n/a	n/a
Flujo Vol. Std.	MPCD	n/a	n/a	n/a
Entalpía Másica	kcal/kg	n/a	n/a	n/a
Cp	kcal/kg°C	n/a	n/a	n/a
Densidad a P y T.	kg/m <sup>3</sup>	n/a	n/a	n/a
Cond. Térmica	kcal/hr m°C	n/a	n/a	n/a
Viscosidad	cP	n/a	n/a	n/a



## 4.5 LISTA DE EQUIPOS

Clave	Servicio	Características	
<b>Hornos</b>			
BA-101	Calentador de Condensados	Q= 9.488 x 1.2 MMkcal/hr	
<b>Torres</b>			
DA-101	Torre Fraccionadora Atmosférica	D.I.S. = 2591 mm D.I.I. = 1067 mm	L <sub>(T-T)</sub> = 20960 mm
DA-102	Agotador de Gasóleo Ligero Primario	D.I. = 914 mm	L <sub>(T-T)</sub> = 9640 mm
<b>Intercambiadores de Calor</b>			
EA-101	Primer Pre calentador de condensados	Q= 3.650 x 1.1 MMkcal/hr	
EA-102	Segundo Pre calentador de condensados	Q= 0.514 x 1.1 MMkcal/hr	
EA-103	Tercer Pre calentador de condensados	Q= 2.152 x 1.1 MMkcal/hr	
EA-104	Cuarto Pre calentador de condensados	Q= 3.384 x 1.1 MMkcal/hr	
EA-105	Quinto Pre calentador de condensados	Q= 1.006 x 1.1 MMkcal/hr	
EA-106	Enfriador de Nafta Amarga	Q= 0.527 x 1.1 MMkcal/hr	
EA-107	Enfriador de Gasóleo Ligero	Q= 1.076 x 1.1 MMkcal/hr	
<b>Aeroenfriadores</b>			
EC-101	Condensador de Torre Atmosférica	Q= 6.424 x 1.1 MMkcal/hr	
EC-102	Enfriador de Reflujo Circulante Intermedio	Q= 2.358 x 1.1 MMkcal/hr	
EC-103	Enfriador de Gasóleo Pesado (Crudo Reducido)	Q= 0.630 x 1.1 MMkcal/hr	
<b>Recipientes</b>			
FA-101	Tanque Separador de Ligeros	D.I. = 1830 mm	L <sub>(T-T)</sub> = 2945 mm
FA-102	Tanque Acumulador de Reflujo	D.I. = 1676 mm	L <sub>(T-T)</sub> = 5030 mm
FB-101-ABC	Tanque de Almacenamiento	D.I. = 22350 mm	L <sub>(T-T)</sub> = 12190 mm



### Bombas

GA-101/R	Bomba de carga de condensados	$F = 121.9 \times 1.1 \text{ m}^3/\text{h}$	$\Delta P = 7.7 \text{ kg/cm}^2$
GA-102/R	Bomba de carga a la Torre	$F = 82.7 \times 1.1 \text{ m}^3/\text{h}$	$\Delta P = 5.9 \text{ kg/cm}^2$
GA-103/R	Bomba de Reflujo	$F = 19.9 \times 1.1 \text{ m}^3/\text{h}$	$\Delta P = 4.2 \text{ kg/cm}^2$
GA-104/R	Bomba de Nafta Amarga Producto	$F = 85.9 \times 1.1 \text{ m}^3/\text{h}$	$\Delta P = 8.3 \text{ kg/cm}^2$
GA-105/R	Bomba de Gasóleo Ligero Primario Producto	$F = 29.1 \times 1.1 \text{ m}^3/\text{h}$	$\Delta P = 8.5 \text{ kg/cm}^2$
GA-106/R	Bomba de Refuljo Circulante Intermedio	$F = 150.7 \times 1.1 \text{ m}^3/\text{h}$	$\Delta P = 4.3 \text{ kg/cm}^2$
GA-107/R	Bomba de Gasóleo Pesado Producto (Crudo Reducido)	$F = 69.5 \times 1.1 \text{ m}^3/\text{h}$	$\Delta P = 10.1 \text{ kg/cm}^2$

## 4.6 HOJAS DE DATOS DE EQUIPO

A continuación, se presentan las hojas de datos y especificaciones de equipo de:


- Torres
- Tanques
- Bombas
- Intercambiadores de Calor








**Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México**

 <b>UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO</b> <b>FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN</b>		<b>HOJAS DE DATOS DE PROCESO PARA TORRES</b>							
CLIENTE		Proyecto: <b>Tesis Licenciatura</b>							
PLANTA		FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS CONDENSADOS		Hoja: <b>2</b> de <b>2</b>					
LOCALIZACIÓN		REYNOSA, TAMAULIPAS		Req. No:					
CLAVE DEL EQUIPO		DA-101		No. de Unidades: <b>1</b>					
SERVICIO		TORRE FRACCIONADORA ATMOSFERICA							
Tipo de Plato		Valvulados	Valvulados	Valvulados	Valvulados				
Tipo de Fluido	Líquido:	Nafta Amarga		Gasóleo Ligero Primario					
	Vapor o Gas:	Vapor de Agua/Nafta Amarga		Vapor de Agua/Gasóleo Ligero Primario					
Diámetro Interno Torre mm		2591	2591	2591	2591				
Espaciamiento Normal Entre Platos mm		610	610	610	610				
Material de los Platos		Acero al Carbón	Acero al Carbón	Acero al Carbón	Acero al Carbón				
Rango entre platos		1-6	7	8-9	10				
Condiciones en el Plato No.		1	7	8	10				
No. de Pasos		2	2	2	2				
Temperatura °C		147	167	177	206				
Presión kg/cm2 man		0.9	1	1.03	1.06				
Flujo Volumétrico Líquido a P.T. m3/hr		27.89	13.20	205.48	19.34				
Flujo Másico Líquido kg/hr		17953	8573	136984	12658				
Densidad Líquido a P.T. kg/m3		642.38	649.41	666.21	654.38				
Viscosidad Líquido. cP		0.220	0.230	0.257	0.233				
Conductividad Térmica Líquido kcal/hr m °C		0.081	0.076	0.074	0.069				
Tensión Superficial Líquido dina/cm		12.87	12.8	13.62	12.15				
Flujo Volumétrico Vapor a P.T. m3/hr		14329	13951	6908	8648				
Flujo Másico Vapor kg/hr		75557	76910	33610	54452				
Densidad Vap. a P.T. kg/m3		5.27	5.51	4.86	6.29				
Viscosidad Vap. cP		0.0090	0.0093	0.0098	0.0095				
Cond. Térm. Vap. kcal/hr m °C		0.020	0.022	0.022	0.024				
Tipo de Plato		Valvulados	Valvulados	Valvulados	Valvulados				
Tipo de Fluido	Líquido:	Gasóleo Ligero Primario	Gasóleo Pesado						
	Vapor o Gas:	Vapor de Agua y GOLP	Vapor de Agua y Gasóleo Pesado						
Diámetro Interno Torre mm		2591	2591	1067	1067				
Esp. Norm. Entre Platos mm		457	457	457	457				
Material de los Platos		Acero al Carbón	Acero al Carbón	Acero al Carbón	Acero al Carbón				
Rango entre platos		11-16	17	18-20	22-28				
Condiciones en el Plato No.		11	17	18	28				
No. de Pasos		2	2	1	1				
Temperatura °C		281	304	313	309				
Presión kg/cm2 man		1.09	1.15	1.19	1.25				
Flujo Volumétrico Líquido a P.T. m3/hr		14.85	10.62	74.90	69.47				
Flujo Másico Líquido kg/hr		9890	7059	57240	54108				
Densidad Líquido a P.T. kg/m3		666.21	664.57	764.25	778.88				
Viscosidad Líquido. cP		0.245	0.243	0.424	0.505				
Conductividad Térmica Líquido kcal/hr m °C		0.060	0.057	0.051	0.052				
Tensión Superficial Líquido dina/cm		11.49	10.93	14.1	15.02				
Flujo Volumétrico Vapor a P.T. m3/hr		8852	8498	1554	1175				
Flujo Másico Vapor kg/hr		56550	53061	6033	2956				
Densidad Vap. a P.T. kg/m3		6.38	6.43	3.94	2.62				
Viscosidad Vap. cP		0.011	0.011	0.013	0.015				
Cond. Térm. Vap. kcal/hr m °C		0.031	0.034	0.033	0.034				
Tendencia al Espumado		Ninguna ( )	Moderada (X)	Alta ( )	Severa ( )				
% Máximo de Inundación		82% con respecto a las Condiciones de Diseño							
Capacidad Mínima Requerida		80% con respecto a las condiciones de Diseño							
Notas									
(1) Las propiedades del plato 10, se pueden utilizar para el diseño del plato chimea plato chimena									
Revisión	0	1	2	3	4	5	6	7	8
Fecha:									
Elaboró:	GARJ								
Revisó:									





**Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México**

 <b>UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO</b> <b>FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN</b>		<b>HOJAS DE DATOS DE PROCESO PARA TORRES</b>							
CLIENTE		Proyecto: <b>Tesis Licenciatura</b>							
PLANTA		FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS CONDENSADOS		Hoja: <b>2</b> de <b>2</b>					
LOCALIZACIÓN		REYNOSA, TAMAULIPAS		Req. No:					
CLAVE DEL EQUIPO		DA-102		No. de Unidades: <b>1</b>					
SERVICIO		AGOTADOR DE GASÓLEO LIGERO PRIMARIO							
Tipo de Plato		Valvulados		Valvulados					
Tipo de Fluido	Líquido:	Gasóleo Ligero Primario							
	Vapor o Gas:	Vapor de Agua y Gasóleo Ligero Primario							
Diámetro Interno Torre mm		914		914					
Esp. Norm. Entre Platos mm		610		610					
Material Platos:		Acero al Carbón		Acero al Carbón					
Rango de Platos		1-3		4-6					
Condiciones en el Plato No.		1		6					
No. de Pasos		1		1					
Temperatura °C		191		183					
Presión kg/cm <sup>2</sup> man		1.06		1.09					
Flujo Volumétrico Líquido a P.T. m <sup>3</sup> /hr		34.864		29.082					
Flujo Másico Líquido kg/hr		23724		20255					
Densidad Líquido a P.T. kg/m <sup>3</sup>		680.48		696.49					
Viscosidad Líquido. cP		0.286		0.33					
Conductividad Térmica Líquido kcal/hr m °C		0.072		0.074					
Tensión Superficial Líquido dina/cm		14.39		15.79					
Flujo Volumétrico Vapor a P.T. m <sup>3</sup> /hr		2421		1814					
Flujo Másico Vapor kg/hr		8.928		4.868					
Densidad Vap. a P.T. kg/m <sup>3</sup>		3.68		2.68					
Viscosidad Vap. cP		0.011		0.012					
Cond. Térm. Vap. kcal/hr m °C		0.024		0.024					
Tipo de Plato									
Tipo de Fluido	Líquido:								
	Vapor o Gas:								
Diámetro Interno Torre mm									
Esp. Norm. Entre Platos mm									
Material de los Platos									
Rango entre platos									
Condiciones en el Plato No.									
No. de Pasos									
Temperatura °C									
Presión kg/cm <sup>2</sup> man									
Flujo Volumétrico Líquido a P.T. m <sup>3</sup> /hr									
Flujo Másico Líquido kg/hr									
Densidad Líquido a P.T. kg/m <sup>3</sup>									
Viscosidad Líquido. cP									
Conductividad Térmica Líquido kcal/hr m °C									
Tensión Superficial Líquido dina/cm									
Flujo Volumétrico Vapor a P.T. m <sup>3</sup> /hr									
Flujo Másico Vapor kg/hr									
Densidad Vap. a P.T. kg/m <sup>3</sup>									
Viscosidad Vap. cP									
Cond. Térm. Vap. kcal/hr m °C									
Tendencia al Espumado		Ninguna ( ) Moderada (X)		Alta ( ) Severa ( )					
% Máximo de Inundación		82% con respecto a las Condiciones de Diseño							
Capacidad Mínima Requerida		80% con respecto a las condiciones de Diseño							
<b>Notas</b>									
(1) Las propiedades del plato 10, se pueden utilizar para el diseño del plato chimea plato chimena									
<b>Revisión</b>	0	1	2	3	4	5	6	7	8
<b>Fecha:</b>									
<b>Elaboró:</b>	GARJ								
<b>Revisó:</b>									





## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

<b>UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO</b> <b>FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTILÁN</b>				<b>HOJAS DE DATOS DE PROCESO PARA RECIPIENTES</b>						
CLIENTE				Proyecto: <b>Tesis Licenciatura</b>						
PLANTA <b>FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS CONDENSADOS</b>				Hoja: <b>1</b> de <b>1</b>						
LOCALIZACIÓN <b>REYNOSA, TAMAULIPAS</b>				Req. No:						
CLAVE DEL EQUIPO <b>FA-102</b>				No. de Unidades: <b>1</b>						
SERVICIO <b>TANQUE ACUMULADOR DE REFLUJO</b>				Posición: <b>Horizontal</b>						
Tipo de Fluido	Líquido:	<b>Nafta Amarga/ Agua A.</b>	Flujo:	<b>107.91</b>	m <sup>3</sup> /h	Densidad:	<b>700.17</b> kg/m <sup>3</sup>			
	Vapor o Gas:	-	Flujo:	-	m <sup>3</sup> /h	Densidad:	- kg/m <sup>3</sup>			
Temperatura	Operación:	<b>55</b> °C	Máxima:	<b>60</b> °C	Diseño:			<b>75</b> °C		
Presión	Operación:	<b>0.55</b> kg/cm <sup>2</sup> man	Máxima:	<b>0.75</b> kg/cm <sup>2</sup> man	Diseño:			<b>3.5</b> kg/cm <sup>2</sup> man + V.T		
Dimensiones	Longitud (T-T):	<b>5030</b> mm	Diametro:	<b>1676</b> mm	Cap. Total:			<b>9.00</b> m <sup>3</sup>		
Nivel	Máximo:	<b>1341</b> mm	Normal:	<b>866</b> mm	Mínimo:			<b>153</b> mm		
Alarmas	Alto Nivel:	<b>1104</b> mm	Bajo Nivel:	<b>450</b> mm	Nivel de Paro:			- mm		
Materiales	Carcaza:	<b>A.C.</b>	Tapas	<b>A.C.</b>	Malla Separadora:	<b>No</b>	Espesor	- mm	Material	-
Tipo Circular	Diametro:	- mm	Tipo Rectangular	Largo	- mm	Ancho	- mm			
Corrosión Permisible	Carcaza	- mm	Tapas	- mm	Recubrimiento Int.					-
Relevado de Esfuerzos	<b>No</b>		Estampado ASME							
BOQUILLAS						NOTAS				
No.	Cantidad	D. Nom.	Servicio			(1) Acotaciones en mm				
1	1	610	Registro de Hombre			(2) Por Fabricante				
7	1	153	Salida de Gas Hidrocarburo a Desfogue			(3) Mampara de choque				
8	1	38	Venteo			(4) Normalmente sin Flujo				
10	1	305	Alimentación de EA-106			(5) Rompedor de Vortices				
17	1	102	Salida de Nafta a GA-103 y GA-104			(6) Altura Mínima por NPSH de la bomba				
18	1	13	Salida de Agua Amarga a L.B.							
31	1	76	Drene							
33	1	(2)	Valvula de Seguridad de Presión (PSV)							
35	1	51	Conexión de Servicio							
45 A/D	4	51	Instrumentos de Nivel							
46 A/D	4	51	Instrumentos de Nivel							
Revisión	0	1	2	3	4	5	6			
Fecha:										
Elaboró:	GARJ									
Revisó:										



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

<b>UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO</b> <b>FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTILÁN</b>				<b>HOJAS DE DATOS DE PROCESO PARA RECIPIENTES</b>				
CLIENTE				Proyecto: <b>Tesis Licenciatura</b>				
PLANTA <b>FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS CONDENSADOS</b>				Hoja: <b>1</b> de <b>1</b>				
LOCALIZACIÓN <b>REYNOSA, TAMAULIPAS</b>				Req. No:				
CLAVE DEL EQUIPO <b>FB-101-ABC</b>				No. de Unidades: <b>3</b>				
SERVICIO <b>TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE CONDENSADOS</b>				Posición <b>Vertical</b>				
Tipo de Fluido	Líquido:	<b>Condensados</b>	Flujo:	<b>121.92</b>	m <sup>3</sup> /h	Densidad:	<b>749.72</b> kg/m <sup>3</sup>	
	Vapor o Gas:	-	Flujo:	-	m <sup>3</sup> /h	Densidad:	- kg/m <sup>3</sup>	
Temperatura	Operación:	<b>38</b> °C	Máxima:	<b>43</b> °C	Diseño:			<b>58</b> °C
Presión	Operación:	<b>ATM</b>		Diseño:	<b>ATM</b>		Cap. Nom.: <b>30000</b> BLS	
Dimensiones	Longitud (T-T):	<b>12190</b> mm	Diametro:	<b>22350</b> mm	Cap. Total: <b>4783.17</b> m <sup>3</sup>			
Nivel	Máximo:	<b>10362</b> mm	Normal:	mm	Mínimo: <b>605</b> mm			
Alarmas	Alto Nivel:	mm	Bajo Nivel:	mm	Nivel de Paro: - mm			
Aislamiento	<b>No</b>	Agitación	<b>No</b>	Calentamiento	<b>No</b>	Zona Sísmica:	<b>No</b>	
Direcc. Vientos Dominantes -				Velocidad Vientos Dominantes: -				
Material de la Placa				<b>Acero al Carbón</b>				
BOQUILLAS				NOTAS				
No.	Cantidad	D. Nom.	Servicio	(1) Acotaciones en mm				
1	1	127	Alimentación de Hidrocarburos de L.B.	(2) Por Fabricante				
2	1	127	Salida de Hidrocarburos a GA-101	(3) Techo Tapa Autosoportada				
3	1	610	Reg. de H; Techo y Venteo de Emergencia					
4	1	610	Registro de Hombre Cuerpo					
5	1	203	Escotilla de Medición y Muestreo					
6	1	(2)	Venteo					
7	3	102	Drenaje de Tanque					
8	2	254	Camara de Espuma					
9	1	203	Indicador de Nivel					
10	1	610	Puerta de Limpieza					
11	1	76	Gas de Sello					

Revisión	0	1	2	3	4	5	6
Fecha:							
Elaboró:	GARJ						
Revisó:							



**Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México**

<b>UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO</b> <b>FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN</b>									
<b>HOJAS DE DATOS DE PROCESO PARA BOMBAS CENTRIFUGAS</b>									
<b>GENERALIDADES</b>					<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>				
CLIENTE					Fluido	Condensados Estabilizados			
PLANTA	<b>FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS CONDENSADOS</b>				Temperatura de Bombeo:	<b>38</b>	°C	<b>100</b>	°F
					Gravedad Especifica:	<b>0.77</b>			
CLAVE DEL EQUIPO	<b>GA-101/R</b>				Presión de Vapor:	<b>0.17</b>	kg/cm2 (abs)	<b>2.47</b>	psia
					Viscosidad:	<b>5.70E-04</b>	Pa s	<b>0.57</b>	cP
SERVICIO	<b>BOMBA DE CARGA DE CONDENSADO</b>				Corrosión/Erosión	-			
					Ocasionada por:				
PROYECTO	<b>TESIS LICENCIATURA</b>				Capacidad Normal:	<b>121.9</b>	m3/h	<b>536.8</b>	gpm
					Capacidad de Diseño (1):	<b>134.1</b>	m3/h	<b>590.5</b>	gpm
HOJA	<b>1</b>	DE	<b>1</b>		Presión de Descarga:	<b>7.7</b>	kg/cm2 (man)	<b>109.4</b>	psig
					Presión de Succión	<b>0.0</b>	kg/cm2 (man)	<b>0.0</b>	psig
CANTIDAD REQUERIDA	<b>2 (DOS)</b>				Presión Diferencial	<b>7.7</b>	kg/cm2 (man)	<b>109.4</b>	psig
					Carga Diferencial	<b>102.6</b>	m	<b>336.6</b>	ft
USO REGULAR: <b>1 (UNA)</b>	ACCIONADOR: <b>MOTOR</b>				NPSH Disponible	<b>10.6</b>	m	<b>34.8</b>	ft
					Potencia Hidraulica	<b>28.1</b>	kW	<b>37.7</b>	HP
RELEVO: <b>1 (UNA)</b>	ACCIONADOR: <b>MOTOR</b>								
<b>FUNCIONAMIENTO</b>									
Tamaño y Tipo									
Curva Propuesta									
NPSH Requerido					N Succión				
Numero de Pasos					RPM:				
Eficiencia a Condiciones Normales					Potencia al Freno (BHP)				
Máxima Potencia al Freno del Impulsor de Diseño									
Máxima Carga de Impulsor de Diseño					m				
Caudal Mínimo Continuo Estable					m3/h				
					gpm				
<b>CONSTRUCCIÓN</b>									
Carcaza		Montaje:			Corte:				
Impulsor		Montaje:			Tipo:		Diametro de Diseño:		Diametro Máximo:
Chumaceras		Radial:			Empuje:				
Sello Mecánico		Código API:			Fabricante:				
Plan API 610		Lubricación:			Enfriamiento:				
Cople:					Guada Cople:				
Materiales:									
Boquilla	Succión	Diametro:			Clase ANSI:			Posición:	
	Descarga	Diametro:			Clase ANSI:			Posición:	
<b>MOTOR ELECTRICO</b>									
Fabricante					Protección de la Carcaza				
Potencia					RPM:				
Voltaje		Fases:			Hertz:				
Chumaceras:					Lubricación:				
<b>TURBINA DE VAPOR</b>									
Fabricante		Modelo:			Gobernador:				
Potencia de Selección					RPM:				
Consumo de Vapor					kg/ HP hr				
Material		Carcaza:			Partes Internas:				
Chumaceras:					Lubricación:				
<b>Notas</b>									
<b>(1) Se considera un sobrediseño del 10%</b>									
<b>(2) Especificaciones de funcionamiento y construcción, así como características de motor electrico y/o turbina por diseño Mécanico</b>									
Revisión	0	1	2	3	4	5	6	7	8
Fecha:									
Elaboró:	GARJ								
Revisó:									



**Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México**



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

**FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN**

**HOJAS DE DATOS DE PROCESO PARA BOMBAS CENTRIFUGAS**

GENERALIDADES		CONDICIONES DE OPERACIÓN							
CLIENTE		Fluido	Hidrocarburos Pesados						
PLANTA	FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS CONDENSADOS	Temperatura de Bombeo:	185 °C	365 °F					
		Gravedad Específica:	0.8						
CLAVE DEL EQUIPO	GA-102/R	Presión de Vapor:	3.63 kg/cm2 (abs)	51.67 psia					
		Viscosidad:	6.20E-04 Pa s	0.62 cP					
SERVICIO	BOMBA DE CARGA A LA TORRE	Corrosión/Erosión Ocasionada por:	-						
		Capacidad Normal:	82.7 m3/h	364.2 gpm					
PROYECTO	TESIS LICENCIATURA	Capacidad de Diseño (1):	91.0 m3/h	400.6 gpm					
		Presión de Descarga:	8.4 kg/cm2 (man)	119.2 psig					
HOJA	1 DE 1	Presión de Succión	2.5 kg/cm2 (man)	35.4 psig					
		Presión Diferencial	5.9 kg/cm2 (man)	83.8 psig					
CANTIDAD REQUERIDA	2 (DOS)	Carga Diferencial	78.7 m	258.0 ft					
		NPSH Disponible	2.3 m	7.5 ft					
USO REGULAR: 1 (UNA)	ACCIONADOR: MOTOR	Potencia Hidraulica	21.5 kW	28.9 HP					
RELEVO: 1 (UNA)	ACCIONADOR: MOTOR								
<b>FUNCIONAMIENTO</b>									
Tamaño y Tipo									
Curva Propuesta									
NPSH Requerido		N Succión pies de de agua							
Numero de Pasos		RPM:							
Eficiencia a Condiciones Normales		Potencia al Freno (BHP)							
Máxima Potencia al Freno del Impulsor de Diseño									
Máxima Carga de Impulsor de Diseño		m		ft					
Caudal Mínimo Continuo Estable		m3/h gpm							
<b>CONSTRUCCIÓN</b>									
Carcaza Montaje:		Corte:							
Impulsor Montaje:		Tipo:		Diametro de Diseño: Diametro Máximo:					
Chumaceras		Radial:		Empuje:					
Sello Mecánico		Código API:		Fabricante:					
Plan API 610		Lubricación:		Enfriamiento:					
Cople:		Guada Cople:							
Materiales:									
Boquilla	Succión	Diametro:		Clase ANSI: Posición:					
	Descarga	Diametro:		Clase ANSI: Posición:					
<b>MOTOR ELECTRICO</b>									
Fabricante		Protección de la Carcaza							
Potencia		RPM:							
Voltaje		Fases:		Hertz:					
Chumaceras:		Lubricación:							
<b>TURBINA DE VAPOR</b>									
Fabricante		Modelo:		Gobernador:					
Potencia de Selección		RPM:							
Consumo de Vapor		kg/ HP hr							
Material		Carcaza:		Partes Internas:					
Chumaceras:		Lubricación:							
<b>Notas</b>									
(1) Se considera un sobrediseño del 10%									
(2)Especificaciones de funcionamiento y construcción, así como características de motor electrico y/o turbina por diseño Mécanico									
Revisión	0	1	2	3	4	5	6	7	8
Fecha:									
Elaboró:	GARJ								
Revisó:									





**Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México**

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO	
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN	
HOJAS DE DATOS DE PROCESO PARA BOMBAS CENTRIFUGAS	
GENERALIDADES	CONDICIONES DE OPERACIÓN
CLIENTE	Fluido: <b>Nafta Amarga</b>
PLANTA: <b>FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS CONDENSADOS</b>	Temperatura de Bombeo: <b>55</b> °C <b>131</b> °F
	Gravedad Específica: <b>0.73</b>
CLAVE DEL EQUIPO: <b>GA-103/R</b>	Presión de Vapor: <b>0.53</b> kg/cm2 (abs) <b>7.48</b> psia
	Viscosidad: <b>5.10E-04</b> Pa s <b>0.51</b> cP
SERVICIO: <b>BOMBA DE REFLUJO</b>	Corrosión/Erosión Ocasionada por: -
	Capacidad Normal: <b>19.9</b> m3/h <b>87.6</b> gpm
PROYECTO: <b>TESIS LICENCIATURA</b>	Capacidad de Diseño (1): <b>21.9</b> m3/h <b>96.3</b> gpm
	Presión de Descarga: <b>4.5</b> kg/cm2 (man) <b>64.0</b> psig
HOJA: <b>1</b> DE <b>1</b>	Presión de Succión: <b>0.3</b> kg/cm2 (man) <b>4.7</b> psig
	Presión Diferencial: <b>4.2</b> kg/cm2 (man) <b>59.3</b> psig
CANTIDAD REQUERIDA: <b>2 (DOS)</b>	Carga Diferencial: <b>55.6</b> m <b>182.3</b> ft
	NPSH Disponible: <b>14.1</b> m <b>46.3</b> ft
USO REGULAR: <b>1 (UNA)</b> ACCIONADOR: <b>MOTOR</b>	Potencia Hidraulica: <b>15.2</b> kW <b>20.4</b> HP
RELEVO: <b>1 (UNA)</b> ACCIONADOR: <b>MOTOR</b>	
FUNCIONAMIENTO	
Tamaño y Tipo	
Curva Propuesta	
NPSH Requerido	N Succión      pies de de agua
Numero de Pasos	RPM:
Eficiencia a Condiciones Normales	Potencia al Freno (BHP)
Máxima Potencia al Freno del Impulsor de Diseño	
Máxima Carga de Impulsor de Diseño	m      ft
Caudal Mínimo Continuo Estable	m3/h      gpm
CONSTRUCCIÓN	
Carcaza    Montaje:	Corte:
Impulsor    Montaje:	Tipo:      Diametro de Diseño:      Diametro Máximo:
Chumaceras	Radial:      Empuje:
Sello Mecánico	Código API:      Fabricante:
Plan API 610	Lubricación:      Enfriamiento:
Cople:	Guada Cople:
Materiales:	
Boquilla	Succión    Diametro:      Clase ANSI:      Posición:
	Descarga    Diametro:      Clase ANSI:      Posición:
MOTOR ELECTRICO	
Fabricante	Protección de la Carcaza
Potencia	RPM:
Voltaje	Fases:      Hertz:
Chumaceras:	Lubricación:
TURBINA DE VAPOR	
Fabricante	Modelo:      Gobernador:
Potencia de Selección	RPM:
Consumo de Vapor	kg/ HP hr
Material	Carcaza:      Partes Internas:
Chumaceras:	Lubricación:
Notas	
<b>(1) Se considera un sobrediseño del 10%</b>	
<b>(2) Especificaciones de funcionamiento y construcción, así como características de motor eléctrico y/o turbina por diseño Mécanico</b>	
Revisión	0      1      2      3      4      5      6      7      8
Fecha:	
Elaboró:	GARJ
Revisó:	



**Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México**

<b>UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO</b> <b>FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN</b>									
<b>HOJAS DE DATOS DE PROCESO PARA BOMBAS CENTRIFUGAS</b>									
<b>GENERALIDADES</b>					<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>				
CLIENTE					Fluido	Nafta Amarga			
PLANTA	FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS CONDENSADOS	Temperatura de Bombeo:		55 °C	131 °F				
		Gravedad Especifica:		0.73					
CLAVE DEL EQUIPO	GA-104/R	Presión de Vapor:		0.53 kg/cm2 (abs)	7.48 psia				
		Viscosidad:		5.10E-04 Pa s	0.51 cP				
SERVICIO	BOMBA DE NAFTA PRODUCTO	Corrosión/Erosión		-					
		Ocasionada por:							
PROYECTO	TESIS LICENCIATURA	Capacidad Normal:		85.9 m3/h	378.0 gpm				
		Capacidad de Diseño (1):		94.4 m3/h	415.8 gpm				
HOJA	1 DE 1	Presión de Descarga:		8.6 kg/cm2 (man)	122.9 psig				
		Presión de Succión		0.3 kg/cm2 (man)	4.7 psig				
CANTIDAD REQUERIDA	2 (DOS)	Presión Diferencial		8.3 kg/cm2 (man)	118.2 psig				
		Carga Diferencial		110.8 m	363.3 ft				
USO REGULAR: 1 (UNA)	ACCIONADOR: MOTOR	NPSH Disponible		14.1 m	46.3 ft				
		Potencia Hidraulica		30.3 kW	40.7 HP				
RELEVO: 1 (UNA)	ACCIONADOR: MOTOR								
<b>FUNCIONAMIENTO</b>									
Tamaño y Tipo									
Curva Propuesta									
NPSH Requerido					N Succión pies de de agua				
Numero de Pasos					RPM:				
Eficiencia a Condiciones Normales					Potencia al Freno (BHP)				
Máxima Potencia al Freno del Impulsor de Diseño									
Máxima Carga de Impulsor de Diseño					m		ft		
Caudal Mínimo Continuo Estable					m3/h gpm				
<b>CONSTRUCCIÓN</b>									
Carcaza Montaje:		Corte:							
Impulsor Montaje:		Tipo:		Diametro de Diseño:			Diametro Máximo:		
Chumaceras		Radial:		Empuje:					
Sello Mecánico		Código API:			Fabricante:				
Plan API 610		Lubricación:			Enfriamiento:				
Cople:					Guada Cople:				
Materiales:									
Boquilla	Succión		Diametro:		Clase ANSI:		Posición:		
	Descarga		Diametro:		Clase ANSI:		Posición:		
<b>MOTOR ELECTRICO</b>									
Fabricante					Protección de la Carcaza				
Potencia					RPM:				
Voltaje		Fases:			Hertz:				
Chumaceras:					Lubricación:				
<b>TURBINA DE VAPOR</b>									
Fabricante		Modelo:			Gobernador:				
Potencia de Selección					RPM:				
Consumo de Vapor					kg/ HP hr				
Material		Carcaza:			Partes Internas:				
Chumaceras:					Lubricación:				
<b>Notas</b>									
(1) Se considera un sobrediseño del 10%									
(2)Especificaciones de funcionamiento y construcción, así como características de motor electrico y/o turbina por diseño Mécanico									
Revisión	0	1	2	3	4	5	6	7	8
Fecha:									
Elaboró:	GARJ								
Revisó:									



**Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México**

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO									
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN									
HOJAS DE DATOS DE PROCESO PARA BOMBAS CENTRIFUGAS									
GENERALIDADES					CONDICIONES DE OPERACIÓN				
CLIENTE					Fluido	Gasóleo Ligero Primario			
PLANTA	FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS CONDENSADOS	Temperatura de Bombeo:		183	°C	361	°F		
		Gravedad Especifica:		0.81					
CLAVE DEL EQUIPO	GA-105/R	Presión de Vapor:		2.12	kg/cm2 (abs)	30.19	psia		
		Viscosidad:		6.10E-04	Pa s	0.61	cP		
SERVICIO	BOMBA DE GASÓLEO LIGERO PRIMARIO PRODUCTO	Corrosión/Erosión Ocasionada por: -							
		Capacidad Normal:		29.1	m3/h	128.1	gpm		
PROYECTO	TESIS LICENCIATURA	Capacidad de Diseño (1):		32.0	m3/h	140.9	gpm		
		Presión de Descarga:		9.4	kg/cm2 (man)	133.2	psig		
HOJA	1 DE 1	Presión de Succión:		0.9	kg/cm2 (man)	12.1	psig		
		Presión Diferencial		8.5	kg/cm2 (man)	121.2	psig		
CANTIDAD REQUERIDA	2 (DOS)	Carga Diferencial		113.9	m	373.6	ft		
		NPSH Disponible		2.6	m	8.5	ft		
USO REGULAR: 1 (UNA)	ACCIONADOR: MOTOR	Potencia Hidraulica		31.1	kW	41.7	HP		
RELEVO: 1 (UNA)	ACCIONADOR: MOTOR								
FUNCIONAMIENTO									
Tamaño y Tipo									
Curva Propuesta									
NPSH Requerido					N Succión pies de de agua				
Numero de Pasos					RPM:				
Eficiencia a Condiciones Normales					Potencia al Freno (BHP)				
Máxima Potencia al Freno del Impulsor de Diseño									
Máxima Carga de Impulsor de Diseño					m ft				
Caudal Minimo Continuo Estable					m3/h gpm				
CONSTRUCCIÓN									
Carcaza Montaje:		Corte:							
Impulsor Montaje:		Tipo:		Diametro de Diseño:		Diametro Máximo:			
Chumaceras		Radial:		Empuje:					
Sello Mecánico		Código API:		Fabricante:					
Plan API 610		Lubricación:		Enfriamiento:					
Cople:					Guada Cople:				
Materiales:									
Boquilla	Succión		Diametro:		Clase ANSI:		Posición:		
	Descarga		Diametro:		Clase ANSI:		Posición:		
MOTOR ELECTRICO									
Fabricante					Protección de la Carcaza				
Potencia					RPM:				
Voltaje		Fases:		Hertz:					
Chumaceras:					Lubricación:				
TURBINA DE VAPOR									
Fabricante			Modelo:			Gobernador:			
Potencia de Selección					RPM:				
Consumo de Vapor					kg/ HP hr				
Material		Carcaza:		Partes Internas:					
Chumaceras:					Lubricación:				
Notas									
(1) Se considera un sobrediseño del 10%									
(2) Especificaciones de funcionamiento y construcción, así como características de motor eléctrico y/o turbina por diseño Mecánico									
Revisión	0	1	2	3	4	5	6	7	8
Fecha:									
Elaboró:	GARJ								
Revisó:									



**Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México**

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO									
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN									
HOJAS DE DATOS DE PROCESO PARA BOMBAS CENTRIFUGAS									
GENERALIDADES					CONDICIONES DE OPERACIÓN				
CLIENTE					Fluido	Gasóleo Ligero Primario			
PLANTA	FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS CONDENSADOS	Temperatura de Bombeo:		206	°C	403	°F		
		Gravedad Especifica:		0.8					
CLAVE DEL EQUIPO	GA-106/R	Presión de Vapor:		2.09	kg/cm2 (abs)	29.77	psia		
		Viscosidad:		6.40E-04	Pa s	0.64	cP		
SERVICIO	BOMBA DE REFLUJO CIRCULANTE INTERMEDIO	Corrosión/Erosión							
		Ocasionada por: -							
PROYECTO	TESIS LICENCIATURA	Capacidad Normal:		150.7	m3/h	663.7	gpm		
		Capacidad de Diseño (1):		165.8	m3/h	730.0	gpm		
HOJA	1 DE 1	Presión de Descarga:		5.2	kg/cm2 (man)	74.4	psig		
		Presión de Succión		1.0	kg/cm2 (man)	13.8	psig		
CANTIDAD REQUERIDA	2 (DOS)	Presión Diferencial		4.3	kg/cm2 (man)	60.6	psig		
		Carga Diferencial		56.9	m	186.6	ft		
USO REGULAR: 1 (UNA)	ACCIONADOR: MOTOR	NPSH Disponible		1.6	m	5.3	ft		
		Potencia Hidraulica		15.6	kW	20.9	HP		
RELEVO: 1 (UNA)	ACCIONADOR: MOTOR								
FUNCIONAMIENTO									
Tamaño y Tipo									
Curva Propuesta									
NPSH Requerido					N Succión pies de de agua				
Numero de Pasos					RPM:				
Eficiencia a Condiciones Normales					Potencia al Freno (BHP)				
Máxima Potencia al Freno del Impulsor de Diseño									
Máxima Carga de Impulsor de Diseño					m		ft		
Caudal Mínimo Continuo Estable					m3/h gpm				
CONSTRUCCIÓN									
Carcaza Montaje:			Corte:						
Impulsor Montaje:		Tipo:		Diametro de Diseño:			Diametro Máximo:		
Chumaceras			Radial:		Empuje:				
Sello Mecánico			Código API:		Fabricante:				
Plan API 610			Lubricación:		Enfriamiento:				
Cople:					Guada Cople:				
Materiales:									
Boquilla	Succión		Diametro:		Clase ANSI:		Posición:		
	Descarga		Diametro:		Clase ANSI:		Posición:		
MOTOR ELECTRICO									
Fabricante					Protección de la Carcaza				
Potencia					RPM:				
Voltaje		Fases:			Hertz:				
Chumaceras:					Lubricación:				
TURBINA DE VAPOR									
Fabricante			Modelo:			Gobernador:			
Potencia de Selección					RPM:				
Consumo de Vapor					kg/ HP hr				
Material		Carcaza:			Partes Internas:				
Chumaceras:					Lubricación:				
Notas									
(1) Se considera un sobrediseño del 10%									
(2)Especificaciones de funcionamiento y construcción, así como características de motor electrico y/o turbina por diseño Mécanico									
Revisión	0	1	2	3	4	5	6	7	8
Fecha:									
Elaboró:	GARJ								
Revisó:									




**Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México**

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO									
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN									
HOJAS DE DATOS DE PROCESO PARA BOMBAS CENTRIFUGAS									
GENERALIDADES					CONDICIONES DE OPERACIÓN				
CLIENTE					Fluido	Gasóleo Pesado (Crudo Reducido)			
PLANTA	FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS CONDENSADOS	Temperatura de Bombeo:		309	°C	588	°F		
		Gravedad Especifica:		0.96					
CLAVE DEL EQUIPO	GA-107/R	Presión de Vapor:		2.28	kg/cm2 (abs)	32.47	psia		
		Viscosidad:		5.10E-04	Pa s	0.51	cP		
SERVICIO	BOMBA DE GASOLEO PESADO PRODUCTO (CRUDO REDUCIDO)	Corrosión/Erosión Ocasionada por: -							
		Capacidad Normal:		69.5	m3/h	305.9	gpm		
PROYECTO	TESIS LICENCIATURA	Capacidad de Diseño (1):		76.4	m3/h	336.4	gpm		
		Presión de Descarga:		11.3	kg/cm2 (man)	160.3	psig		
HOJA	1 DE 1	Presión de Succión:		1.2	kg/cm2 (man)	16.5	psig		
		Presión Diferencial		10.1	kg/cm2 (man)	143.8	psig		
CANTIDAD REQUERIDA	2 (DOS)	Carga Diferencial		134.9	m	442.4	ft		
		NPSH Disponible		1.9	m	6.2	ft		
USO REGULAR: 1 (UNA)	ACCIONADOR: MOTOR	Potencia Hidraulica		36.9	kW	49.5	HP		
RELEVO: 1 (UNA)	ACCIONADOR: MOTOR								
FUNCIONAMIENTO									
Tamaño y Tipo									
Curva Propuesta									
NPSH Requerido					N Succión pies de de agua				
Numero de Pasos					RPM:				
Eficiencia a Condiciones Normales					Potencia al Freno (BHP)				
Máxima Potencia al Freno del Impulsor de Diseño									
Máxima Carga de Impulsor de Diseño					m ft				
Caudal Minimo Continuo Estable					m3/h gpm				
CONSTRUCCIÓN									
Carcaza Montaje:		Corte:							
Impulsor Montaje:		Tipo:		Diametro de Diseño:		Diametro Máximo:			
Chumaceras		Radial:		Empuje:					
Sello Mecánico		Código API:		Fabricante:					
Plan API 610		Lubricación:		Enfriamiento:					
Cople:		Guada Cople:							
Materiales:									
Boquilla	Succión		Diametro:		Clase ANSI:		Posición:		
	Descarga		Diametro:		Clase ANSI:		Posición:		
MOTOR ELECTRICO									
Fabricante					Protección de la Carcaza				
Potencia					RPM:				
Voltaje		Fases:		Hertz:					
Chumaceras:					Lubricación:				
TURBINA DE VAPOR									
Fabricante			Modelo:			Gobernador:			
Potencia de Selección					RPM:				
Consumo de Vapor					kg/ HP hr				
Material		Carcaza:		Partes Internas:					
Chumaceras:					Lubricación:				
Notas									
(1) Se considera un sobrediseño del 10%									
(2)Especificaciones de funcionamiento y construcción, así como características de motor electrico y/o turbina por diseño Mécanico									
Revisión	0	1	2	3	4	5	6	7	8
Fecha:									
Elaboró:	GARJ								
Revisó:									





**Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México**

 <b>UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO</b> <b>FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN</b>		<b>HOJAS DE DATOS DE PROCESO PARA INTERCAMBIADORES DE CALOR</b>							
CLIENTE		Proyecto: <b>Tesis Licenciatura</b>							
PLANTA	<b>FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS CONDENSADOS</b>	Hoja:	1 de 1						
LOCALIZACIÓN	<b>REYNOSA, TAMAULIPAS</b>	Req. No:							
CLAVE DEL EQUIPO	<b>EA-102</b>	No. de Unidades:	1						
SERVICIO	<b>SEGUNDO PRECALENTADOR DE CONDENSADOS/ENFRIADOR DE GOLP</b>								
CONDICIONES DE OPERACIÓN									
	LADO CORAZA		LADO TUBOS						
Tipo de Fluido	<b>Gasóleo Ligero Primario</b>		<b>Condensados</b>						
Flujo Másico Total <b>kg/hr</b>	<b>20255 x 1.1</b>		<b>91409 x 1.1</b>						
	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA					
Flujo Másico Líquido <b>kg/hr</b>	20255	20255	91409	91409					
Densidad Líquido a P.T. <b>kg/m3</b>	698.04	729.61	685.86	676.23					
Conductividad Térmica Líquido <b>kcal/hr m °C</b>	0.07	0.08	0.08	0.08					
Viscosidad Líquido. <b>cP</b>	0.33	0.48	0.28	0.25					
Calor Específico <b>kcal/kg °C</b>	0.61	0.57	0.56	0.57					
Peso Molecular	202.96	202.96	133.84	133.84					
Flujo Másico Vapor <b>kg/hr</b>	-	-	-	-					
Densidad Vapor a P.T. <b>kg/m3</b>	-	-	-	-					
Conductividad Térmica Vapor <b>kcal/hr m °C</b>	-	-	-	-					
Viscosidad Vapor. <b>cP</b>	-	-	-	-					
Calor Latente <b>kcal/kg</b>	-	-	-	-					
Peso Molecular	-	-	-	-					
Temperatura <b>°C</b>	183.54	140	115	125					
Presión de Operación <b>kg/cm2 man</b>	7.4	6.7	4.7	4					
No. de Pasos									
Caída de Presión Permisible <b>kg/cm2</b>	0.7		0.7						
Factor de Ensuciamiento <b>h m2 °C/kcal</b>	0.0004		0.0004						
Carga Térmica Requerida <b>MMkcal/hr</b>	0.514 x 1.1		LMTD <b>°C</b>	39.6					
Coef. Total de T. Calor <b>Kcal/h m2 °C</b>	Calculado		Requerido						
CONSTRUCCIÓN									
Presión de Diseño <b>kg/cm2 man</b>									
Temperatura de Diseño <b>kg/cm2 man</b>									
Tipo de Intercambiador de Calor			Pitch/Arreglo	mm					
<b>Tubos</b>	Material	Numero	D. Externo	mm					
<b>Coraza</b>	Material		Diametro interno	mm					
<b>Material</b>	Canal		Soportes						
	Haz de tubos		Mamparas						
<b>Tolerancia a la Corrosión</b>	Lado Coraza		Lado Tubos	mm					
<b>Boquillas</b>	Ent.	mm	Sal.	mm					
<b>Código</b>	Estampado ASME		Protección Cátodica						
<b>Aislamiento</b>	Si ( )	No ( )	Clase						
Notas									
(1) Esta hoja corresponde a la condiciones de operación en el Intercambiador de calor									
(2) La definición de que fluido circula por coraza y que fluido circula por tubos se tomo de los criterios que se presentan en el Anexo 2									
(3) El diseño de este equipo no se realizo de forma especifica por lo que no se llenaron los datos de construcción									
(4) Los factores de ensuciamiento se encuentran reportados en la literatura y se presentan en el Anexo 2									
Revisión	0	1	2	3	4	5	6	7	8
Fecha:									
Elaboró:	GARJ								
Revisó:									




## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

<b>UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO</b> <b>FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN</b>		<b>HOJAS DE DATOS DE PROCESO PARA INTERCAMBIADORES DE CALOR</b>							
CLIENTE		Proyecto: <b>Tesis Licenciatura</b>							
PLANTA	<b>FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS CONDENSADOS</b>	Hoja:	1 de 1						
LOCALIZACIÓN	<b>REYNOSA, TAMAULIPAS</b>	Req. No:							
CLAVE DEL EQUIPO	<b>EA-103</b>	No. de Unidades:	1						
SERVICIO	<b>TERCER PRECALENTADOR DE CONDENSADOS / PUMPAROUND</b>								
CONDICIONES DE OPERACIÓN									
	LADO CORAZA		LADO TUBOS						
Tipo de Fluido	<b>Gasóleo Ligero Primario</b>		<b>Condensados</b>						
Flujo Másico Total <b>kg/hr</b>	<b>98638 x 1.1</b>		<b>91409 x 1.1</b>						
	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA					
Flujo Másico Líquido <b>kg/hr</b>	<b>98638</b>	<b>98638</b>	<b>91409</b>	<b>91409</b>					
Densidad Líquido a P.T. <b>kg/m<sup>3</sup></b>	<b>654.77</b>	<b>685.73</b>	<b>676.23</b>	<b>634.37</b>					
Conductividad Térmica Líquido <b>kcal/hr m °C</b>	<b>0.07</b>	<b>0.08</b>	<b>0.08</b>	<b>0.07</b>					
Viscosidad Líquido. <b>cP</b>	<b>0.23</b>	<b>0.3</b>	<b>0.25</b>	<b>0.19</b>					
Calor Específico <b>kcal/kg °C</b>	<b>0.64</b>	<b>0.6</b>	<b>0.57</b>	<b>0.61</b>					
Peso Molecular	<b>181.55</b>	<b>181.55</b>	<b>133.84</b>	<b>133.84</b>					
Flujo Másico Vapor <b>kg/hr</b>	-	-	-	-					
Densidad Vapor a P.T. <b>kg/m<sup>3</sup></b>	-	-	-	-					
Conductividad Térmica Vapor <b>kcal/hr m °C</b>	-	-	-	-					
Viscosidad Vapor. <b>cP</b>	-	-	-	-					
Calor Latente <b>kcal/kg</b>	-	-	-	-					
Peso Molecular	-	-	-	-					
Temperatura <b>°C</b>	<b>206</b>	<b>171</b>	<b>125</b>	<b>165</b>					
Presión de Operación <b>kg/cm<sup>2</sup> man</b>	<b>2.4</b>	<b>1.7</b>	<b>4</b>	<b>3.3</b>					
No. de Pasos									
Caída de Presión Permisible <b>kg/cm<sup>2</sup></b>	<b>0.7</b>		<b>0.7</b>						
Factor de Ensuciamiento <b>h m<sup>2</sup> °C/kcal</b>	<b>0.0004</b>		<b>0.0004</b>						
Carga Térmica Requerida <b>MMkcal/hr</b>	<b>2.152 x 1.1</b>		LMTD <b>°C</b>	<b>37.44</b>					
Coef. Total de T. Calor <b>Kcal/h m<sup>2</sup> °C</b>	<b>Calculado</b>		<b>Requerido</b>						
CONSTRUCCIÓN									
Presión de Diseño <b>kg/cm<sup>2</sup> man</b>									
Temperatura de Diseño <b>kg/cm<sup>2</sup> man</b>									
Tipo de Intercambiador de Calor				Pitch/Arreglo	<b>mm</b>				
<b>Tubos</b>	Material	Numero	D. Externo	<b>mm</b>	BWG	Longitud	<b>mm</b>		
<b>Coraza</b>	Material			Diametro interno			<b>mm</b>		
<b>Material</b>	Canal			Soportes					
	Haz de tubos			Mamparas					
<b>Tolerancia a la Corrosión</b>	Lado Coraza			Lado Tubos			<b>mm</b>		
<b>Boquillas</b>	Ent.	<b>mm</b>	Sal.	<b>mm</b>	Ent.	<b>mm</b>	Sal.	<b>mm</b>	
<b>Código</b>	Estampado ASME			Protección Cátodica					
<b>Aislamiento</b>	Si ( )	No ( )	Clase						
Notas									
(1) Esta hoja corresponde a la condiciones de operación en el Intercambiador de calor									
(2) La definición de que fluido circula por coraza y que fluido circula por tubos se tomo de los criterios que se presentan en el Anexo 2									
(3) El diseño de este equipo no se realizo de forma especifica por lo que no se llenaron los datos de construcción									
(4) Los factores de ensuciamiento se encuentran reportados en la literatura y se presentan en el Anexo 2									
Revisión	0	1	2	3	4	5	6	7	8
Fecha:									
Elaboró:	GARJ								
Revisó:									






**Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México**

 <b>UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO</b> <b>FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN</b>		<b>HOJAS DE DATOS DE PROCESO PARA INTERCAMBIADORES DE CALOR</b>							
CLIENTE		Proyecto: <b>Tesis Licenciatura</b>							
PLANTA	<b>FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS CONDENSADOS</b>	Hoja:	1 de 1						
LOCALIZACIÓN	<b>REYNOSA, TAMAULIPAS</b>	Req. No:							
CLAVE DEL EQUIPO	<b>EA-104</b>	No. de Unidades:	1						
SERVICIO	<b>CUARTO PRECALENTADOR DE CONDENSADOS/ENFRIADOR DE GOP</b>								
<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>									
	<b>LADO CORAZA</b>		<b>LADO TUBOS</b>						
Tipo de Fluido	<b>Condensados</b>		<b>Gasóleo Pesado (Crudo Reducido)</b>						
Flujo Másico Total <b>kg/hr</b>	<b>91409 x 1.1</b>		<b>54108 x 1.1</b>						
	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA					
Flujo Másico Líquido <b>kg/hr</b>	91409	54701	54108	54108					
Densidad Líquido a P.T. <b>kg/m<sup>3</sup></b>	634.37	661.33	801.38	862.76					
Conductividad Térmica Líquido <b>kcal/hr m °C</b>	0.07	0.07	0.06	0.06					
Viscosidad Líquido. <b>cP</b>	0.19	0.22	0.63	1.76					
Calor Específico <b>kcal/kg °C</b>	0.61	0.62	0.65	0.57					
Peso Molecular	133.84	167.97	529.76	529.76					
Flujo Másico Vapor <b>kg/hr</b>	-	36708							
Densidad Vapor a P.T. <b>kg/m<sup>3</sup></b>	-	10.5							
Conductividad Térmica Vapor <b>kcal/hr m °C</b>	-	0.02							
Viscosidad Vapor. <b>cP</b>	-	0.01							
Calor Latente <b>kcal/kg</b>	-	-							
Peso Molecular	-	102.82							
Temperatura <b>°C</b>	165	185	282	180					
Presión de Operación <b>kg/cm<sup>2</sup> man</b>	3.3	2.6	8.9	8.2					
No. de Pasos									
Caída de Presión Permisible <b>kg/cm<sup>2</sup></b>	0.7		0.7						
Factor de Ensuciamiento <b>h m<sup>2</sup> °C/kcal</b>	0.0004		0.001						
Carga Térmica Requerida <b>MMkcal/hr</b>	3.384 x 1.1								
Coef. Total de T. Calor <b>Kcal/h m<sup>2</sup> °C</b>	Calculado		Requerido						
<b>CONSTRUCCIÓN</b>									
Presión de Diseño <b>kg/cm<sup>2</sup> man</b>									
Temperatura de Diseño <b>kg/cm<sup>2</sup> man</b>									
Tipo de Intercambiador de Calor			Pitch/Arreglo	mm					
<b>Tubos</b>	Material	Numero	D. Externo	mm					
<b>Coraza</b>	Material		Diametro interno	mm					
<b>Material</b>	Canal		Soportes						
	Haz de tubos		Mamparas						
<b>Tolerancia a la Corrosión</b>	Lado Coraza		Lado Tubos	mm					
<b>Boquillas</b>	Ent.	mm	Sal.	mm					
<b>Código</b>	Estampado ASME		Protección Cátodica						
<b>Aislamiento</b>	Si ( )	No ( )	Clase						
<b>Notas</b>									
(1) Esta hoja corresponde a la condiciones de operación en el Intercambiador de calor									
(2) La definición de que fluido circula por coraza y que fluido circula por tubos se tomo de los criterios que se presentan en el Anexo 2									
(3) El diseño de este equipo no se realizo de forma especifica por lo que no se llenaron los datos de construcción									
(4) Los factores de ensuciamiento se encuentran reportados en la literatura y se presentan en el Anexo 2									
Revisión	0	1	2	3	4	5	6	7	8
Fecha:									
Elaboró:	GARJ								
Revisó:									




**Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México**

 <b>UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO</b> <b>FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN</b>		<b>HOJAS DE DATOS DE PROCESO PARA INTERCAMBIADORES DE CALOR</b>							
CLIENTE		Proyecto: <b>Tesis Licenciatura</b>							
PLANTA	<b>FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS CONDENSADOS</b>	Hoja:	1 de 1						
LOCALIZACIÓN	<b>REYNOSA, TAMAULIPAS</b>	Req. No:							
CLAVE DEL EQUIPO	<b>EA-105</b>	No. de Unidades:	1						
SERVICIO	<b>QUINTO PRECALENTADOR DE CONDENSADOS / ENFRIADOR DE GOP</b>								
<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>									
	LADO CORAZA		LADO TUBOS						
Tipo de Fluido	<b>Gasóleo Pesado (Crudo Reducido)</b>		<b>Hidrocarburos Pesados</b>						
Flujo Másico Total <b>kg/hr</b>	<b>54108 x 1.1</b>		<b>54701 x 1.1</b>						
	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA					
Flujo Másico Líquido <b>kg/hr</b>	54108	54108	54701	54701					
Densidad Líquido a P.T. <b>kg/m<sup>3</sup></b>	783.11	801.38	739.17	723.32					
Conductividad Térmica Líquido <b>kcal/hr m °C</b>	0.05	0.06	0.07	0.06					
Viscosidad Líquido. <b>cP</b>	0.51	0.63	0.33	0.29					
Calor Específico <b>kcal/kg °C</b>	0.68	0.65	0.59	0.61					
Peso Molecular	529.76	529.76	239.49	239.49					
Flujo Másico Vapor <b>kg/hr</b>	-	-	-	-					
Densidad Vapor a P.T. <b>kg/m<sup>3</sup></b>	-	-	-	-					
Conductividad Térmica Vapor <b>kcal/hr m °C</b>	-	-	-	-					
Viscosidad Vapor. <b>cP</b>	-	-	-	-					
Calor Latente <b>kcal/kg</b>	-	-	-	-					
Peso Molecular	-	-	-	-					
Temperatura <b>°C</b>	309	282	180	197					
Presión de Operación <b>kg/cm<sup>2</sup> man</b>	9.6	8.9	6.7	6.4					
No. de Pasos									
Caída de Presión Permisible <b>kg/cm<sup>2</sup></b>	0.7		0.7						
Factor de Ensuciamiento <b>h m<sup>2</sup> °C/kcal</b>	0.001		0.0004						
Carga Térmica Requerida <b>MMkcal/hr</b>	1.006 x 1.1		LMTD <b>°C</b>	106.9					
Coef. Total de T. Calor <b>Kcal/h m<sup>2</sup> °C</b>	Calculado		Requerido						
<b>CONSTRUCCIÓN</b>									
Presión de Diseño <b>kg/cm<sup>2</sup> man</b>									
Temperatura de Diseño <b>kg/cm<sup>2</sup> man</b>									
Tipo de Intercambiador de Calor			Pitch/Arreglo	mm					
<b>Tubos</b>	Material	Numero	D. Externo	mm					
<b>Coraza</b>	Material		Diametro interno	mm					
<b>Material</b>	Canal		Soportes						
	Haz de tubos		Mamparas						
<b>Tolerancia a la Corrosión</b>	Lado Coraza		Lado Tubos	mm					
<b>Boquillas</b>	Ent.	mm	Sal.	mm					
<b>Código</b>	Estampado ASME		Protección Cátodica						
<b>Aislamiento</b>	Si ( )	No ( )	Clase						
<b>Notas</b>									
(1) Esta hoja corresponde a la condiciones de operación en el Intercambiador de calor									
(2) La definición de que fluido circula por coraza y que fluido circula por tubos se tomo de los criterios que se presentan en el Anexo 2									
(3) El diseño de este equipo no se realizo de forma especifica por lo que no se llenaron los datos de construcción									
(4) Los factores de ensuciamiento se encuentran reportados en la literatura y se presentan en el Anexo 2									
Revisión	0	1	2	3	4	5	6	7	8
Fecha:									
Elaboró:	GARJ								
Revisó:									






**Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México**

 <b>UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO</b> <b>FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN</b>		<b>HOJAS DE DATOS DE PROCESO PARA INTERCAMBIADORES DE CALOR</b>							
CLIENTE		Proyecto: <b>Tesis Licenciatura</b>							
PLANTA	<b>FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS CONDENSADOS</b>	Hoja:	1 de 1						
LOCALIZACIÓN	<b>REYNOSA, TAMAULIPAS</b>	Req. No:							
CLAVE DEL EQUIPO	<b>EA-107</b>	No. de Unidades:	1						
SERVICIO	<b>ENFRIADOR DE GASÓLEO LIGERO PRIMARIO CON AGUA</b>								
CONDICIONES DE OPERACIÓN									
	LADO CORAZA		LADO TUBOS						
Tipo de Fluido	<b>Gasóleo Ligero Primario</b>		<b>Agua de Enfriamiento</b>						
Flujo Másico Total <b>kg/hr</b>	<b>20255 x 1.1</b>		<b>107708 x 1.1</b>						
	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA					
Flujo Másico Líquido <b>kg/hr</b>	20255	20255	107708	107708					
Densidad Líquido a P.T. <b>kg/m<sup>3</sup></b>	729.61	796.25	995.09	991.49					
Conductividad Térmica Líquido <b>kcal/hr m °C</b>	0.08	0.1	0.61	0.63					
Viscosidad Líquido. <b>cP</b>	0.48	1.73	0.76	0.62					
Calor Específico <b>kcal/kg °C</b>	0.61	0.47	0.99	0.99					
Peso Molecular	202.96	202.96	18.01	18.01					
Flujo Másico Vapor <b>kg/hr</b>	-	-	-	-					
Densidad Vapor a P.T. <b>kg/m<sup>3</sup></b>	-	-	-	-					
Conductividad Térmica Vapor <b>kcal/hr m °C</b>	-	-	-	-					
Viscosidad Vapor. <b>cP</b>	-	-	-	-					
Calor Latente <b>kcal/kg</b>	-	-	-	-					
Peso Molecular	-	-	-	-					
Temperatura <b>°C</b>	140	38	32	42					
Presión de Operación <b>kg/cm<sup>2</sup> man</b>	6.7	6	2.5	1.8					
No. de Pasos									
Caída de Presión Permisible <b>kg/cm<sup>2</sup></b>	0.7		0.7						
Factor de Ensuciamiento <b>h m<sup>2</sup> °C/kcal</b>	0.0004		0.0002						
Carga Térmica Requerida <b>MMkcal/hr</b>	1.076 x 1.1		LMTD °C						
Coef. Total de T. Calor <b>Kcal/h m<sup>2</sup> °C</b>	Calculado		Requerido						
CONSTRUCCIÓN									
Presión de Diseño <b>kg/cm<sup>2</sup> man</b>									
Temperatura de Diseño <b>kg/cm<sup>2</sup> man</b>									
<b>Tipo de Intercambiador de Calor</b>			Pitch/Arreglo	<b>mm</b>					
<b>Tubos</b>	Material	Numero	D. Externo <b>mm</b>	BWG					
<b>Coraza</b>	Material			Diametro interno <b>mm</b>					
<b>Material</b>	Canal			Soportes					
	Haz de tubos			Mamparas					
<b>Tolerancia a la Corrosión</b>	Lado Coraza			Lado Tubos <b>mm</b>					
<b>Boquillas</b>	Ent. <b>mm</b>	Sal. <b>mm</b>	Ent. <b>mm</b>	Sal. <b>mm</b>					
<b>Código</b>	Estampado ASME		Protección Cátodica						
<b>Aislamiento</b>	Si ( )	No ( )	Clase						
<b>Notas</b>									
(1) Esta hoja corresponde a la condiciones de operación en el Intercambiador de calor									
(2) La definición de que fluido circula por coraza y que fluido circula por tubos se tomo de los criterios que se presentan en el Anexo 2									
(3) El diseño de este equipo no se realizo de forma especifica por lo que no se llenaron los datos de construcción									
(4) Los factores de ensuciamiento se encuentran reportados en la literatura y se presentan en el Anexo 2									
<b>Revisión</b>	0	1	2	3	4	5	6	7	8
<b>Fecha:</b>									
<b>Elaboró:</b>	GARJ								
<b>Revisó:</b>									




Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

4.7 SERVICIOS AUXILIARES

 <b>UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO</b> <b>FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN</b>		<b>SERVICIOS AUXILIARES</b>							
CLIENTE		Proyecto: <b>Tesis Licenciatura</b>							
PLANTA	<b>FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS CONDENSADOS</b>	Hoja: <b>1</b> de <b>1</b>							
LOCALIZACIÓN	<b>REYNOSA, TAMAULIPAS</b>	Req. No:							
SERVICIO	<b>AGUA DE ENFRIAMIENTO</b>	No. de Unidades: <b>1</b>							
Condiciones de Suministro	Presión: <b>2.5</b> kg/cm2 (man)	Temperatura: <b>32</b> °C							
Condiciones de Retorno	Presión: <b>1.8</b> kg/cm2 (man)	Temperatura: <b>42</b> °C							
Clave	Servicio	Consumo (kg/h)							
		Normal				Máximo (1)			
<b>EA-106</b>	<b>Enfriador de Nafta Amarga</b>	<b>52753</b>				<b>58028</b>			
<b>EA-107</b>	<b>Enfriador de Gasóleo Ligero Primario</b>	<b>107708</b>				<b>118479</b>			
	<b>TOTAL</b>	<b>160461</b>				<b>176507</b>			
<b>Notas</b>									
<b>(1) Se considera un sobrediseño del 10%</b>									
Revisión	0	1	2	3	4	5	6	7	8
Fecha:									
Elaboró:	GARJ								
Revisó:									




**Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México**

 <b>UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO</b> <b>FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN</b>		<b>SERVICIOS AUXILARES</b>									
CLIENTE	Proyecto: <b>Tesis Licenciatura</b>										
PLANTA	<b>FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS CONDENSADOS</b>							Hoja:	1	de	1
LOCALIZACIÓN	<b>REYNOSA, TAMAULIPAS</b>							Req. No:			
SERVICIO	<b>GENERACIÓN DE VAPOR</b>							No. de Unidades:	1		
Vapor Saturado de Baja Presión											
Condiciones de Suministro	Presión:	3.5	kg/cm2 (man)	Temperatura:	148	°C					
Vapor Sobrecalentado de Baja Presión (2)											
Condiciones de Suministro	Presión:	3.5	kg/cm2 (man)	Temperatura:	315	°C					
Clave	Servicio			Consumo (kg/h)							
				Normal	Máximo (1)						
<b>DA-101</b>	<b>Vapor de Agotamiento Torre Fraccionadora Atmosferica</b>			<b>800</b>	<b>880</b>						
<b>DA-102</b>	<b>Vapor de Agotamiento Agotador de Gasóleo Ligero Prim</b>			<b>1400</b>	<b>1540</b>						
	<b>TOTAL</b>			<b>2200</b>	<b>2420</b>						
<b>Notas</b>											
<b>(1) Se considera un sobrediseño del 10%</b>											
<b>(2) El sobrecalentamiento del vapor se llevará acabo con los gases de combustión del Calentador BA-101</b>											
Revisión	0	1	2	3	4	5	6	7	8		
Fecha:											
Elaboró:	GARJ										
Revisó:											




**Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México**

		<b>UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO</b> <b>FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTILÁN</b>				<b>SERVICIOS AUXILARES</b>			
CLIENTE						Proyecto: <b>Tesis Licenciatura</b>			
PLANTA		<b>FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS CONDENSADOS</b>				Hoja: <b>1</b> de <b>1</b>			
LOCALIZACIÓN		<b>REYNOSA, TAMAULIPAS</b>				Req. No:			
SERVICIO		<b>GAS COMBUSTIBLE</b>				No. de Unidades: <b>1</b>			
Condiciones de Suministro		Presión: <b>23.5</b> kg/cm2 (man)		Temperatura: <b>28</b> °C					
		Poder Calorífico: <b>9661</b> kcal/m3 std		Eficiencia de Combustión: <b>70</b> %					
						Consumo (m3 std/h)			
Clave		Servicio				Normal		Máximo (1)	
<b>BA-101</b>		<b>Calentador de Condensados</b>				<b>1403</b>		<b>1684</b>	
		<b>TOTAL</b>				<b>1403</b>		<b>1684</b>	
<b>Notas</b>									
(1) Se considera un sobrediseño del 20%									
Revisión	0	1	2	3	4	5	6	7	8
Fecha:									
Elaboró:	GARJ								
Revisó:									



**Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México**

 <b>UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO</b> <b>FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN</b>		<b>SERVICIOS AUXILARES</b>							
CLIENTE		Proyecto: <b>Tesis Licenciatura</b>							
PLANTA	<b>FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS CONDENSADOS</b>	Hoja: <b>1</b> de <b>1</b>							
LOCALIZACIÓN	<b>REYNOSA, TAMAULIPAS</b>	Req. No:							
SERVICIO	<b>ENERGÍA ELÉCTRICA</b>	No. de Unidades: <b>1</b>							
Clave	Servicio	(kW)							
		Operación			Instalados				
<b>EC-101</b>	<b>Condensador de Torre Fraccionadora Atmosférica (1)</b>	<b>98</b>			<b>108</b>				
<b>EC-102</b>	<b>Enfriador de Reflujo Circulante Intermedio (1)</b>	<b>36</b>			<b>40</b>				
<b>EC-103</b>	<b>Enfriador de Gasóleo Pesado (1)</b>	<b>12</b>			<b>14</b>				
<b>GA-101/R</b>	<b>Bomba de Carga de Condensados (2) (3) (4)</b>	<b>28</b>			<b>75</b>				
<b>GA-102/R</b>	<b>Bomba de Carga a la Torre (2) (3) (4)</b>	<b>22</b>			<b>57</b>				
<b>GA-103/R</b>	<b>Bomba de Reflujo (2) (3) (4)</b>	<b>15</b>			<b>41</b>				
<b>GA-104/R</b>	<b>Bomba de Nafta Amarga Producto (2) (3) (4)</b>	<b>30</b>			<b>81</b>				
<b>GA-105/R</b>	<b>Bomba de Gasóleo Ligero Primario Producto (2) (3) (4)</b>	<b>31</b>			<b>83</b>				
<b>GA-106/R</b>	<b>Bomba de Reflujo Circulante Intermedio (2) (3) (4)</b>	<b>34</b>			<b>90</b>				
<b>GA-107/R</b>	<b>Bomba de Gasóleo Pesado (2) (3) (4)</b>	<b>37</b>			<b>98</b>				
	<b>TOTAL</b>	<b>344</b>			<b>686</b>				
<b>Notas</b>									
(1) Se considera un sobrediseño del 10% aerofriadores									
(2) En el consumo de operación ya se está considerando el sobrediseño de las bombas									
(3) Se considera una eficiencia de la bomba de 75%									
(4) La capacidad instalada considera el consumo de la bomba de uso regular y el relevo									
Revisión	0	1	2	3	4	5	6	7	8
Fecha:									
Elaboró:	GARJ								
Revisó:									





## CONCLUSIONES

1. Se desarrolló de manera exitosa la mejor propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de hidrocarburos condensados asociados al gas natural que se obtiene en el norte de México.
2. Se dieron a conocer las generalidades más importantes de los hidrocarburos en México, en términos de reservas y producción. Así mismo se presentaron las generalidades más significativas entorno a un centro procesador de gas natural y condensados asociados, el esquema típico de procesamiento que se encuentra a nivel internacional, así como el esquema típico de procesamiento en México, las plantas más significativas y la infraestructura con la que el país cuenta.
3. Se justificó el planteamiento de la propuesta de diseño de la planta fraccionadora para una carga de condensados estabilizados en el Norte de México, a partir de la necesidad de aprovechar dicha carga, la cual se obtiene como una mezcla de corrientes de subproductos en las plantas criogénicas del CPG Burgos; los condensados anteriormente se vendían como un subproducto con menor precio en el mercado, con esta nueva planta se desea transformarlos en una gama de productos con mayor valor agregado, como es el caso de los petrolíferos.
4. Se desarrolló la metodología para la síntesis y diseño de proceso con el modelo de cebolla, definiendo el fraccionamiento de los hidrocarburos condensados como la parte más crítica del proceso.
5. Particularmente, se plantearon dos propuestas para el método corto a partir de diferentes esquemas de fraccionamiento de condensados para una capacidad de diseño de 18000 BPD; la primera con obtención de turbosina (nafta, turbosina, GOLP y GOP) y la segunda sin obtención de turbosina (nafta, GOLP y GOP). Las propuestas anteriores se evaluaron, siendo las variables más determinantes el número de platos teóricos por fracción y los rendimientos de cada uno de los productos. Finalmente se seleccionó la segunda propuesta, debido a que se tenían rendimientos similares de productos en ambas propuestas, pero con un menor número de etapas.
6. Definido el esquema de procesamiento, se plantearon dos propuestas para el diseño riguroso de la torre fraccionadora de condensados, la primera contempló el agotamiento del GOLP y del GOP con vapor de agotamiento, mientras que la segunda contempló el agotamiento del GOLP con un rehervidor y el GOP sin agotamiento. Analizando las variables mencionadas en la sección 2.5 y su efecto en la calidad (especificaciones de corte de producto) y rendimientos de los productos, indican que la propuesta que se adecua con mayor afinidad a los resultados del método corto fue la propuesta con vapor de agotamiento.



7. La mejora de la propuesta de diseño riguroso con vapor de agotamiento permitió definir los siguientes parámetros:
  - Temperatura máxima a una baja presión, en la cual se puede mantener la carga de condensados en fase líquida.
  - Fracción de hidrocarburos vaporizados de la carga de condensados que se puede enviar directamente a rectificación en la torre fraccionadora sin pasar por un calentador a fuego directo.
  
8. Se plantearon dos opciones de redes de intercambio térmico para la planta fraccionadora, la primera utilizó el análisis pinch para el diseño de la red de calor por medio del método de malla, mientras que la segunda utilizó reglas heurísticas que con el paso del tiempo se han adquirido en el diseño de procesos. Al comparar los resultados de dichas propuestas, la primera cuenta con un menor número de equipos de intercambio térmico con respecto a la segunda propuesta, sin embargo, los requerimientos energéticos de servicios de calentamiento y enfriamiento de la primera propuesta son superiores a los de la segunda propuesta, además que la segunda propuesta contempla una mayor flexibilidad operativa, por lo que la red propuesta con reglas heurísticas fue seleccionada.
  
9. Finalmente, con base en la síntesis del proceso se logró desarrollar el diseño conceptual de proceso de la planta fraccionadora de condensados en un paquete de diseño de proceso (PDP) que contiene los documentos claves de la ingeniería de proceso, lo que permitiría continuar con las etapas complementarias de un proyecto, como lo son la ingeniería de detalle y la ingeniería de procura y construcción (IPC).
  
10. Todos los análisis de variables se realizaron con un simulador de procesos comercial, una poderosa herramienta tecnológica que disminuye los tiempos para resolver el balance de materia y energía del proceso en estudio y permite que ese mismo tiempo se utilice en el análisis de las variables críticas de proceso, es importante resaltar que para su uso se debe tener amplio conocimiento de todos los cursos clave de ingeniería química.



## UNIDADES

### Volumen

- MMB = Millones de Barriles\*
- MMMPC = Miles de Millones de Pies Cúbicos\*
- MMBPCE = Millones de Barriles de Petróleo Crudo Equivalente\*
- $m^3$  = metros cúbicos
- $ft^3$  = pies cúbicos

Nota: \*Condiciones estándar, 15.6°C y 14.7 psia

### Flujo Volumétrico

- MBD = Miles de Barriles por día\*
- BPD = Barriles por día\*
- MMPCD = Millones de Pies Cúbicos por día\*
- MPCD = Miles de Pies Cúbicos por día\*
- $m^3/h$  = metros cúbicos por hora
- $ft^3/s$  = pies cúbicos por segundo

Nota: \*Condiciones estándar, 15.6°C y 14.7 psia

### Flujo Molar

- Kgmol/hr = kilomoles por hora

### Flujo Másico

- Kg/hr = kilogramos por hora
- TD = toneladas por día

### Temperatura

- °C = Grados Celsius
- °F = Grados Fahrenheit

### Presión

- $Kg/cm^2$  = kilogramos fuerza por centímetro
- $Kg/cm^2$  (man) = kilogramos fuerza por centímetro cuadro manométricos
- $Kg/cm^2$  (abs) = kilogramos fuerza por centímetro cuadrado absolutos
- psi = libras por pulgada cuadrada
- psig = libras por pulgada cuadrada manométricas
- psia = libras por pulgada cuadrada absolutas

### Calor

- MMkcal/hr = millones de kilocalorías por hora



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

---

- Kcal/hr = kilocalorías por hora

### Entalpía Másica

- kcal/kg = kilocalorías por kilogramo

### Densidad

- $\text{kg/m}^3$  = kilogramo por metro cubico
- $\text{lb/ft}^3$  = libra por pie cubico

### Gravedad Especifica

- Adimensional
- °API = Grados API

### Capacidad calorífica

- kcal/kg °C = kilocalorías por kilogramo grado Celsius

### Conductividad térmica

- kcal/h m °C = kilocalorías por hora metro grado Celsius

### Viscosidad

- cP = centipoise
- Pa s = Pascal segundo

### Tensión Superficial

- Dina/cm = dina por centímetro

### Longitud, diámetro, nivel, carga hidráulica

- mm = milímetros
- m = metros
- ft = pies
- in = pulgadas

### Potencial Hidráulica

- kW = kilowatt
- hp = caballos de fuerza

### Tiempo

- min = minutos
- s = segundos
- hr = horas



## **GLOSARIO**

- API: American Petroleum Institute (Instituto Americano del Petróleo)
- ASTM: American Society of Testing Materials (Sociedad Americana de Pruebas de Materiales)
- ATM: Atmosférico
- BHP: Break Horse Power (Potencia al Freno)
- Calor Latente: Calor necesario para cambia de fase
- Calor Sensible: Calor necesario para cambiar de temperatura sin cambiar de fase
- CNH: Comisión Nacional de Hidrocarburos
- Condensados Amargos: Hidrocarburos asociados al gas natural con contenido alto de azufre.
- Condensados Dulces: Hidrocarburos asociados al gas natural con bajo o nulo contenido de azufre.
- Condensados: Conjunto de hidrocarburos asociados al gas natural en su mayoría contienen una gran cantidad de hidrocarburos ligeros y una pequeña cantidad de hidrocarburos pesados.
- CPG: Centro Procesador de Gas
- Cracking: Descomposición térmica de los componentes del petróleo para formar coque
- Crudo Ligero: °API > 40°API
- Curva ASTM D1160: Curva de destilación para fracciones pesadas de petróleo
- Curva ASTM D2887: Curva de destilación simulada por cromatografía de gases
- Curva ASTM D86: Curva de destilación para fracciones ligeras de petróleo
- Curva ASTM TBP: Curva de destilación para petróleo crudo
- Especificaciones: Parámetros que definen la calidad de los productos
- Gap: separación entre fracciones de petróleo
- Gas Húmedo: Gas de pozo que contiene metano, etano, propano y butano
- Gas Licuado de Petróleo: Gas compuesto principalmente por propanos y butanos
- Gas Natural: Gas principalmente compuesto de metano con una pureza superior al 90%.
- GCC: Gran Curva Compuesta
- GLP: Gas Licuado de Petróleo
- GOL: Gasóleo Ligero
- GOP: Gasóleo Pesado
- GS: Greyson Streed
- Heurísticas: Conjunto de conocimientos a partir de la experiencia del diseñador de procesos
- Hidrocarburos Condensados Estabilizados: Conjunto de hidrocarburo de composición química superior a los C5+.
- Jet A1 y A: Tipos de Turbosinas Comerciales
- Kw: Constante de Watson
- L.B: Límite de Batería
- Línea de Transferencia: Corriente que comunica al horno con la zona flash de la torre
- Líquido Saturado: El líquido se encuentra en su temperatura de burbuja
- Líquido Subenfriado: El líquido se encuentra por debajo de su punto de burbuja
- Método ASTM D4629: Prueba para el contenido de nitrógeno total en el crudo
- Método ASTM D4924: Prueba para determinar el contenido total de azufre en el crudo



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

---

- Método ASTM D7900: Prueba para determinar el contenido de componentes ligeros en el crudo
- Método ASTM D1298: Prueba para determinar gravedad específica o densidad de petróleo crudo
- NPSH: Net Positive Suction Head (Cabeza Neta de Succión Positiva)
- NRU: Unidad Recuperadora de Nitrógeno
- Overlap: traslape entre fracciones de petróleo
- PA: Pumparound
- PD: Pumpdown
- PEMEX: Petróleos Mexicanos
- PEP: PEMEX Exploración y Producción
- Pinch: Punto de Pliegue para realizar la síntesis de una red de calor
- Plato real: Etapa real de separación menos eficiente que una etapa teórica.
- Plato teórico: Etapa teórica de contacto útil de líquido-gas que se encuentran en equilibrio a las presiones y temperaturas de trabajo.
- PPM: Partes por millón
- Proceso Criogénico: Proceso que involucra bajas temperaturas trabajo
- Pseudocomponentes: Componentes calculados mediante la caracterización del crudo
- PTB = Pounds per Thousand Barrels (libras de sal por cada mil barriles de crudo).
- Rendimiento: Flujo Volumétrico de productos a condiciones estándar
- TFE: Temperatura Final de Ebullición
- TIE: Temperatura Inicial de Ebullición
- Turbo-gasóleo ligero: Fracción ligera compuesta por turbosina y gasóleo ligero
- Turbo-quero-gasóleo ligero: Fracción ligera compuesta por turbosina, querosina y gasóleo ligero
- Vapor Saturado: El vapor se encuentra en su punto de rocío
- Vapor Sobrecalentado: El vapor se encuentra por encima de su punto de rocío
- Zona de Agotamiento: Zona donde se eliminan los ligeros que contienen las fracciones pesadas
- Zona de Rectificación: Zona donde se eliminan los pesados que contienen la fracción ligera
- Zona Flash: Zona donde la alimentación de crudo se separa en dos fases

# **ANEXO 1**







Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

**ANALISIS DE LAS MUESTRAS ORIGINALES**

Location:	Houston, TX / AmSpec Houston - Lab (United States)	Date Sampled:	04/13/16
Job Type:	Submitted Sample	Date Tested:	04/14/16
Product Grade:	Naphtha \ Heavy Naphtha	Version:	1 / 14 Apr 2016 19:46
		Client Reference:	142294

<u>Sample</u>	<u>Sample ID, Type &amp; Description</u>
120-16-05178-001	#1 TE 202 @ 1310 12-4 Submitted Sample

<u>Method</u>	<u>Test</u>	<u>Min</u>	<u>Max</u>	<u>Result</u>	<u>Units</u>
ASTM D189	Conradson Carbon Residue			< 0.01	%wt
ASTM D1298	Density, Relative Density, API Gravity by Hydrometer				
	API @ 60 °F			52.9	*
	Density @ 15°C			767.2	kg/m³
ASTM D1064	Water by Karl Fisher			43	ppm
ASTM D445	Kinematic Viscosity @58°F/20°C			1.130	cSt
ASTM D445	Kinematic Viscosity @122°F/50°C			0.7962	cSt
ASTM D97	Upper Pour Point			-3	°C
ASTM D976	Calculated Cetane Index			25.0	
ASTM D4294	Total Sulfur Content			0.0272	%wt
ASTM D3227	Mercaptan Sulfur			7.0	ppm
ASTM D664	Acid Number			< 0.1	mg KOH/g
ATM058	Chlorides, Organic			< 1	ppm
ASTM D1159M	Bromine Number on 360 °C Cut			4.1	mg Br/100g
ASTM D5191-13	DVPE @ 100F³ (EPA EQ)			2.74	psi
ASTM D4629	Nitrogen			10.3	ppm

Figura 5. 1. Pruebas Originales a los Hidrocarburos Condensados 13-04-2016



Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

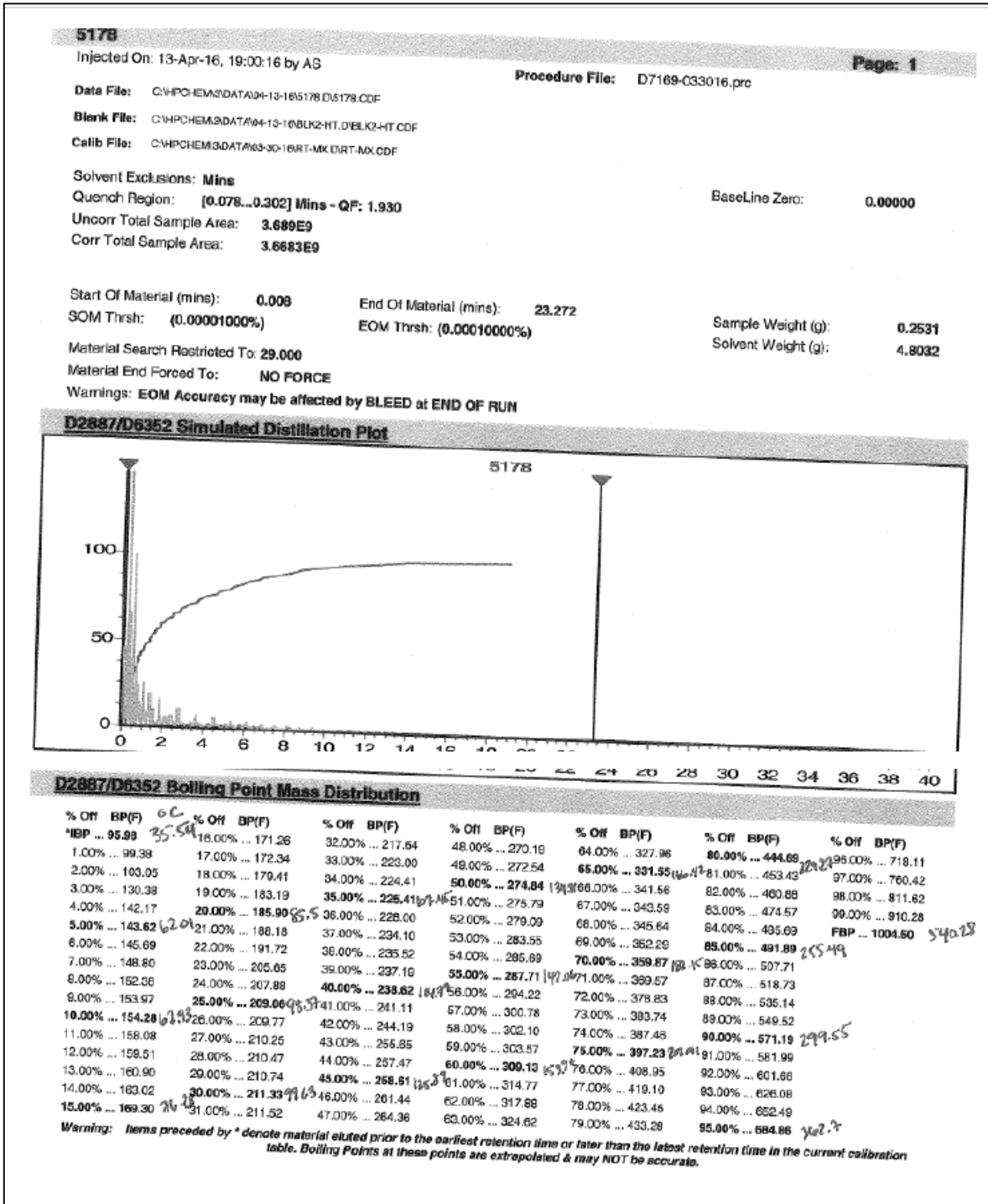


Figura 5. 2. Curva de destilación simulada ASTM D2887 original 13-04-2016



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

Location:	Houston, TX / AmSpec Houston - Lab (United States)	Date Sampled:	04/22/16
Job Type:	Submitted Sample	Date Tested:	04/25/16
Product Grade:	Naphtha \ Heavy Naphtha	Version:	1 / 25 Apr 2016 15:27
		Client Reference:	142294

Sample	Sample ID, Type & Description
120-16-05658-009	S/T M9 - NP3 Submitted Sample

Method	Test	Result	Units
UOP46	Wax Content	0.6	mass%
ASTM D189	Conradson Carbon Residue	< 0.01	%wt
ASTM D1298	Density, Relative Density, API Gravity by Hydrometer		
	API Gravity	52.4	°
	Density	769.2	kg/m <sup>3</sup>
ASTM D4377	Water Content	22	ppm
ASTM D445	Kinematic Viscosity @88°F/20°C	1.139	cSt
ASTM D445	Kinematic Viscosity @122°F/50°C	0.8183	cSt
ICPMS	Iron	14.8	ppm
ICPMS	Sodium	0.2	ppm
ICPMS	Mercury	24	ppb
ICPMS	Arsenic	12	ppb
ASTM D97	Pour Point	< -33	°C
ASTM D4737	Cetane Index, Method A	32.0	
ASTM D4294	Total Sulfur Content	0.0116	%wt
UOP163	Hydrogen Sulfide	< 1	ppmw
ASTM D3227	Mercaptan Sulfur	< 3	ppm
ASTM D604	Acid Number	< 0.1	mg KOH/g
ATM 058	Organic Chlorides	< 1	ppm
ASTM D1159	Bromine Number	0.2	gBr/100g
ASTM D5191-13	DVPE @ 100F° (EPA EQ)	2.22	psi
ASTM D4629	Nitrogen	11.2	ppm
ASTM D5705M	Hydrogen Sulfide Content @ 77 °F	< 5	ppm v/v

Figura 5. 3. Pruebas Originales a los Hidrocarburos Condensados 25-04-2016



# Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

120-16-0058 Page: 1

Injected On: 25-Apr-16, 07:18:45 by AG

Procedure File: D7169.prc

Data File: C:\HPCHEM\3\DATA\042516B\120-16.D\120-16.CDF

Blank File: C:\HPCHEM\3\DATA\042516C\BLANK3.D\BLANK3.CDF

Calib File: C:\HPCHEM\3\DATA\041816A\POLY.D\POLY.CDF

Solvent Exclusions: Mins

BaseLine Zero: 1199.88989

Quench Region: [0.598...0.000] Mins - QF: 1.930

Uncorr Total Sample Area: 1.2258E8

Corr Total Sample Area: 1.2114E8

Start Of Material (mins): 0.180

End Of Material (mins): 19.117

Sample Weight (g): 0.2234

SOM Thrsh: (0.01000000%)

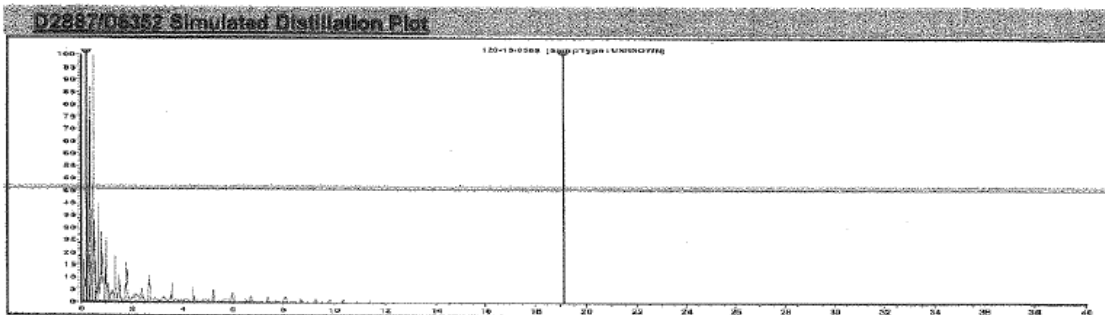
EOM Thrsh: (0.01000000%)

Solvent Weight (g): 10.0213

Material Search Restricted To: 28.722

Material End Forced To: NO FORCE

Warnings: EOM Accuracy may be affected by BLEED at END OF RUN



## D2887/D6352/D7213 Boiling Point Mass Distribution

IBP ... 139.87	16.00% ... 187.31	32.00% ... 229.08	48.00% ... 277.51	64.00% ... 331.44	80.00% ... 416.92	96.00% ... 698.05
1.00% ... 145.04	17.00% ... 206.44	33.00% ... 233.82	49.00% ... 278.86	65.00% ... 339.39	81.00% ... 454.21	97.00% ... 735.91
2.00% ... 150.09	18.00% ... 207.61	34.00% ... 235.65	50.00% ... 279.50	66.00% ... 343.85	82.00% ... 482.13	98.00% ... 781.69
3.00% ... 152.81	19.00% ... 209.19	35.00% ... 236.32	51.00% ... 283.69	67.00% ... 344.79	83.00% ... 476.28	99.00% ... 839.11
4.00% ... 155.04	20.00% ... 209.76	36.00% ... 237.42	52.00% ... 286.22	68.00% ... 349.17	84.00% ... 486.45	FBP ... 898.53
5.00% ... 160.11	21.00% ... 210.21	37.00% ... 238.56	53.00% ... 287.55	69.00% ... 355.84	85.00% ... 490.25	
6.00% ... 161.91	22.00% ... 210.62	38.00% ... 240.87	54.00% ... 289.02	70.00% ... 366.65	86.00% ... 507.25	
7.00% ... 170.60	29.00% ... 210.87	39.00% ... 244.10	55.00% ... 297.87	71.00% ... 372.60	87.00% ... 518.62	
8.00% ... 172.12	24.00% ... 211.27	40.00% ... 252.19	56.00% ... 301.68	72.00% ... 383.08	88.00% ... 531.31	
9.00% ... 172.27	25.00% ... 211.56	41.00% ... 257.15	57.00% ... 302.49	73.00% ... 384.56	89.00% ... 548.10	
10.00% ... 173.76	26.00% ... 211.74	42.00% ... 258.18	58.00% ... 303.67	74.00% ... 390.82	90.00% ... 564.05	
11.00% ... 180.41	27.00% ... 212.25	43.00% ... 259.20	59.00% ... 309.17	75.00% ... 402.22	91.00% ... 576.75	
12.00% ... 183.28	28.00% ... 218.83	44.00% ... 263.24	60.00% ... 315.59	76.00% ... 411.97	92.00% ... 599.06	
13.00% ... 186.08	29.00% ... 224.15	45.00% ... 265.44	61.00% ... 319.85	77.00% ... 420.06	93.00% ... 619.80	
14.00% ... 188.11	30.00% ... 227.65	46.00% ... 270.86	62.00% ... 324.12	78.00% ... 425.09	94.00% ... 644.41	
15.00% ... 189.45	31.00% ... 228.35	47.00% ... 275.07	63.00% ... 329.06	79.00% ... 437.13	95.00% ... 671.88	

Figura 5. 4. Curva de destilación simulada ASTM D2887 original 25-04-2016

# **ANEXO 2**



## MEMORIAS DE CALCULO

### MEMORIAS DE CALCULO DE LA TORRE ATMÓSFERICA

#### Diámetro de la torre

Para el dimensionamiento de la torre se utilizó una herramienta del simulador que permite realizar análisis hidráulico de la torre, para poder realizar dicho análisis se tomaron en cuenta las siguientes consideraciones:

- System Factor = 0.85 (Recomendado para destilación atmosférica)
- Flooding Factor: 65%

El primer parámetro define la tendencia al espumado de 0 a 1, donde cero es un sistema bastante espumante y 1 es un sistema que no genera espuma.

El segundo parámetro define la inundación en los platos dentro de un rango del 20% al 80%, donde 20% es el límite crítico de baja flujo de líquido, el cual si se sobrepasa se corre el riesgo de secar el plato, afectar la transferencia de masa y poner en riesgo la operación de la planta.

Por otra parte, el 80%, el límite crítico superior inundaría la torre lo cual también pone el riesgo la operación de la planta. Para que el diseño de la torre sea el mejor se debe tener un factor de inundación que permita la operación de la planta en su baja, normal y máxima capacidad, los mejores resultados considerando el System factor de 0.85 son:

TRAY	VAPOR CFS	LIQUID M3/S	VLOAD CFS	DIAM MM	FF	PRES DROP KG/CM2	WEIR RATE CM3/S/MM	DOWNCOMER BACKUP, PCT TRAY SPACING
2	143.9	0.00776	13.29	2591.0	64.9	0.006	2.253	24.84
3	140.5	0.00730	13.04	2591.0	63.5	0.005	2.130	24.31
4	136.9	0.00653	12.71	2591.0	61.5	0.005	1.923	23.52
5	130.5	0.00367	11.82	2591.0	55.9	0.005	1.125	21.16
6	108.8	0.05707	10.12	2591.0	74.6	0.007	13.666	37.33
7	86.8	0.05903	8.62	2591.0	67.0	0.006	14.068	35.60
8	82.3	0.00412	8.11	2591.0	43.7	0.004	1.244	25.21
9	80.9	0.00384	8.00	2591.0	43.0	0.004	1.163	25.06
10	78.8	0.00295	7.74	2591.0	41.1	0.004	0.911	24.52
11	12.3	0.02080	0.79	1067.0	75.7	0.007	21.102	52.82
12	11.0	0.02029	0.65	1067.0	65.3	0.007	20.703	51.10
13	9.4	0.01930	0.31	1067.0	51.2	0.006	19.924	48.94

Figura 6. 1. Hidráulica de la torre atmosférica

La torre atmosférica tendrá dos diámetros:

- Diámetro superior: 2591 mm



- Diámetro inferior: 1067 mm

### Etapas teóricas en platos reales

Para realizar la transformación se consideraron las siguientes eficiencias:

Tabla 6. 1. Eficiencia Típica de platos en torres atmosféricas (Chang, Liu, & Pashinkati, 2012)

Sección	Eficiencia de Platos
Nafta	60%
Gasóleo Ligero	60%
Fin de Sección Diésel- Inicio Zona Flash	40%
Zona Flash	40%
Agotamiento de Residuo (GOP)	25%

$$.Platos Reales = \frac{Etapas Teóricas}{\eta} \quad Ecuación A1.$$

- Dónde:  $\eta$  es eficiencia del plato



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

Tabla 6. 2. Equivalencia de etapas en la torre atmosférica

Plato Teórico	Plato Teórico Simulador	Platos Reales	Sección
Condensador	1	-	Condensación
1	2	1	Nafta
2	3	2, 3	
3	4	4,5	
4	5	6,7	
5	6	8	Gasóleo Ligero Primario
6	7	9,10	
7	8	11, 12	
8	9	13,14	Fin de Sección GOLP-Inicio Zona Flash
9	10	15, 16 ,17	Zona Flash
10	11	18, 19, 20	
11	12	21,22,23, 24	Agotamiento (GOP)
12	13	25,26,27, 28	

### Cálculo del Área de la torre

$$A_T = \frac{\pi D^2}{4} \quad \text{Ecuación A2.}$$

Dónde:

- $A_T$  es el área de la torre ( $m^2$ )
- $\pi$  es la constante
- $D$  es diámetro superior de la torre (m)

### Cálculo del Volumen del plato chimenea

$$V_{PCH} = Q_{GOL} * \theta_R \quad \text{Ecuación A3.}$$

Dónde:

- $V_{PCH}$  es el volumen del plato chimenea ( $m^3$ )
- $Q_{GOL}$  es el flujo volumétrico a P y T. de trabajo de la extracción de gasóleo ligero ( $m^3/h$ )
- $\theta_R$  es el tiempo de residencia en el plato chimenea (3 min)





### Cálculo del Volumen del fondo de la torre

$$V_{FT} = Q_{GOP} * \theta_R \quad \text{Ecuación A4}$$

Dónde:

- $V_{FT}$  es el volumen del fondo de la torre ( $m^3$ )
- $Q_{GOP}$  es el flujo volumétrico a P y T. de trabajo de gasóleo pesado ( $m^3/h$ )
- $\theta_R$  es el tiempo de residencia en el fondo de la torre (5 min)

### Cálculo del Nivel Máximo Plato Chimenea

$$N_{MÁX} = \frac{A_T}{V_{PCH}} \quad \text{Ecuación A5}$$

Dónde:

- $N_{MÁX}$  es el nivel máximo del volumen del plato chimenea (m)
- $A_T$  es el área de la torre ( $m^2$ )
- $V_{PCH}$  es el volumen del plato chimenea ( $m^3$ )

### Cálculo del Nivel Máximo del fondo de la torre

$$N_{MÁX} = \frac{A_T}{V_{FT}} \quad \text{Ecuación A6}$$

Dónde:

- $N_{MÁX}$  es el nivel máximo del volumen de fondo de la torre (m)
- $A_T$  es el área de la torre ( $m^2$ )
- $V_{FT}$  es el volumen del fondo de la torre ( $m^3$ )

### Cálculo de Alarmas de Nivel y Nivel Normal

*Alarma por Bajo Nivel*

$$A_{BN} = (N_{MÁX} - N_{MIN}) * 0.25 + N_{MIN} \quad \text{Ecuación A7}$$

Dónde:

- $A_{BN}$  es la alarma por bajo nivel (mm)
- $N_{MÁX}$  es el nivel máximo (mm)
- $N_{MIN}$  es el nivel mínimo (153 mm)



### Alarma por Alto Nivel

$$A_{AN} = (N_{MÁX} - N_{MIN}) * 0.8 + N_{MIN} \quad \text{Ecuación A8}$$

Dónde:

- $A_{AN}$  es la alarma por alto nivel (mm)
- $N_{MÁX}$  es el nivel máximo (mm)
- $N_{MIN}$  es el nivel mínimo (153 mm)

### Nivel Normal

$$N_{NOR} = (N_{MÁX} - N_{MIN}) * 0.6 + N_{MIN} \quad \text{Ecuación A9}$$

Dónde:

- $N_{NOR}$  es el nivel normal (mm)
- $N_{MÁX}$  es el nivel máximo (mm)
- $N_{MIN}$  es el nivel mínimo (153 mm)

## Cálculo de Longitud Tangente-Tangente del domo a los fondos de la torre

Para calcular la  $L_{(T-T)}$  se sumaron los siguientes parámetros:

- Distancia entre domo y primer plato de la columna 1067mm (3 ½ ft)
- Espaciamiento entre platos de 610 mm (2ft) del plato 1 al 7
- Por alimentaciones, espaciamiento de 914 mm (3 ft) del plato 7 al 9
- Espaciamiento del plato 9 al 10 de 610mm (2ft)
- Espaciamiento del plato 10 a las falsas bajantes del plato chimenea de 762 mm (2 ½ ft)
- Espaciamiento de las falsa bajantes 153 mm (½ ft) al plato chimenea más la altura máxima del plato chimenea 810 mm
- Espaciamiento entre el fondo del plato chimenea y el plato 11 914 mm (3 ft)
- Espaciamiento entre platos de 457 mm (1 ½ ft) del plato 11 al 17
- Espaciamiento en la zona de transición de diámetro 1067 mm (3 ½ ft)
- Espaciamiento entre platos de 457 mm (1 ½ ft) del plato 18 al 28
- Espaciamiento entre el plato 28 y el nivel máximo del volumen del fondo de la torre de 1067 mm (3 ½ ft)
- Nivel máximo del volumen del fondo de la torre de 1251 mm



## MEMORIAS DE CALCULO DEL AGOTADOR LATERAL

Para el dimensionamiento del agotador se siguió el mismo procedimiento que para el cálculo de la torre atmosférica:

- System Factor = 0.85
- Flooding Factor: 65%

TRAY	VAPOR CFS	LIQUID M3/S	VLOAD CFS	DIAM MM	FF	PRES DROP KG/CM2	WEIR RATE CM3/S/MM	DOWNCOMER BACKUP, PCT TRAY SPACING
1	17.8	0.00968	1.12	914.0	71.9	0.007	13.003	33.94
2	17.8	0.00808	0.59	914.0	45.8	0.005	11.417	27.90

Figura 6. 2. Hidráulica del Agotador Lateral de Gasóleo Ligero

- Diámetro del agotador: 914 mm

Tabla 6. 3..Eficiencia Típica de platos en agotadores lateral con vapor de agotamiento (Chang, Liu, & Pashinkati, 2012)

Sección	Eficiencia de Platos
Agotador Lateral	33%

Tabla 6. 4.Equivalencias de etapas en el agotador lateral

Plato Teórico	Plato Teórico Simulador	Platos Reales	Sección
13	1 / 14	1,2,3	Agotamiento (GOLP)
14	2 / 15	4,5,6	

### Cálculo del Área del agotador

$$A_A = \frac{\pi D^2}{4} \quad \text{Ecuación A10.}$$

Dónde:

- $A_A$  es el área del agotador ( $m^2$ )
- $\pi$  es la constante
- $D$  es el diámetro del agotador (m)



### Cálculo del Volumen del fondo del agotador

$$V_{FA} = Q_{GOL PROD} * \theta_R \quad \text{Ecuación A11}$$

Dónde:

- $V_{FA}$  es el volumen en el fondo del agotador ( $m^3$ )
- $Q_{GOL PROD}$  es el flujo volumétrico a P y T. de trabajo de gasóleo ligero producto ( $m^3/h$ )
- $\theta_R$  es el tiempo de residencia en el fondo del agotador (5 min)

### Cálculo del Nivel Máximo del fondo del agotador

$$N_{MÁX} = \frac{A_A}{V_{FA}} \quad \text{Ecuación A12}$$

Dónde:

- $N_{MÁX}$  es el nivel máximo del volumen de fondo del agotador (m)
- $A_A$  es el área del agotador ( $m^2$ )
- $V_{FA}$  es el volumen del fondo del agotador ( $m^3$ )

### Cálculo de Alarmas de Nivel y Nivel Normal

\*Como en la torre atmosférica

### Cálculo de Longitud Tangente-Tangente del domo a los fondos del agotador

Para calcular la  $L_{(T-T)}$  se sumaron los siguientes parámetros:

- Distancia entre domo y primer plato de la columna 1067mm (3 ½ ft)
- Espaciamiento entre platos de 610 mm (2ft) del plato 1 al 6
- Distancia entre el plato 6 y el nivel máximo de volumen del fondo del agotador 1067mm (3 ½ ft)
- Nivel máximo del volumen del fondo de la torre de 3846 mm

### MEMORIAS DE CALCULO RECIPIENTES

Para el dimensionamiento de los recipientes se utilizó la metodología de diseño que sugiere (Svrcek & Monnery, Design Two Phase Separators Within the Right Limits, 1993) y (Svrcek & Monnery, Succesfully Specify Three Phase Separators, 1994) en 2 artículos de la Chemical Engineering Progress.

### MEMORIAS DE CALCULO DE BOQUILLAS DE RECIPIENTES

La metodología para el cálculo de líneas para fluidos incompresibles utiliza la siguiente ecuación (Requena & Rodriguez, 2006):



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

$$D = \left[ 0.0509 * \frac{W}{\rho V} \right]^{0.5} \quad \text{Ecuación A13}$$

Datos requeridos:

- D = diámetro (in)
- W = Flujo másico (lb/hr)
- $\rho$  = Densidad del líquido a P y T. (lb/ft<sup>3</sup>)
- V = Velocidad recomendada (ft/s) (Agua e Hidrocarburos 10 ft/s)

Con base en el diámetro calculado seleccionar un diámetro comercial de (Crane, 1989), tomar el diámetro interno del diámetro seleccionado y recalculer la velocidad del fluido con la siguiente ecuación:

$$V_{REAL} = 183.3 * \frac{Q}{D INT^2} \quad \text{Ecuación A14}$$

Dónde:

- D = diámetro interno (in)
- Q = Flujo volumétrico a P y T. (ft<sup>3</sup>/s)
- V = Velocidad real (ft/s)

Si la V real = V recomendada, la selección del diámetro comercial es la correcta si no volver a calcular con otro diámetro comercial.

La metodología para el cálculo de líneas para fluidos compresibles utiliza la siguiente ecuación:

$$V_{GAS} = \frac{80}{\rho_{GAS}^{1/2}} \quad \text{Ecuación A15}$$

Dónde:

- $\rho_{GAS}$  = Densidad del gas a P y T. (lb/ft<sup>3</sup>)
- $V_{GAS}$  = Velocidad del gas (ft/s), máxima permisible 200 ft/s

$$D = \left[ \frac{4 * Q_{GAS}}{\pi * V_{GAS}} \right]^{0.5} \quad \text{Ecuación A16}$$

Dónde:

- $Q_{GAS}$  = Flujo volumétrico de la fase gas a P y T. (ft<sup>3</sup>/s)
- $V_{GAS}$  = Velocidad del gas (ft/s)
- D = diámetro (ft)

Con base en el diámetro calculado seleccionar un diámetro comercial de (Crane, 1989).



## MEMORIAS DE CALCULO DE BOMBAS

El cálculo de la presión de descarga en general para las bombas de la planta fraccionadora es el siguiente:

$$P_{DESCARGA} = P_{ENTREGA} + \Delta P_Z + \Delta P_V + \Delta P_{I.C.} + \Delta P_{T.R.} + \Delta P_{P.F.} \quad \text{Ecuación A17}$$

Dónde:

- $P_{DESCARGA}$  = Presión de descarga de la bomba (kg/cm<sup>2</sup> man)
- $P_{ENTREGA}$  = Presión de entrega final (kg/cm<sup>2</sup> man)
- $\Delta P_Z$  = Caída de Presión estática (kg/cm<sup>2</sup>)
- $\Delta P_V$  = Caída de Presión por válvula de control (típica de 1.5 kg/cm<sup>2</sup>)
- $\Delta P_{I.C.}$  = Caída de Presión por cada intercambiador de calor (típica de 0.7 kg/cm<sup>2</sup>)
- $\Delta P_{T.R.}$  = Caída de Presión por tramo recto (considerando 100ft de tramo recto para el flujo volumétrico transportado, leer de Crane) (kg/cm<sup>2</sup>)
- $\Delta P_{P.F.}$  = Caída de Presión por perdidas por fricción

El cálculo de la caída de presión estática es el siguiente:

$$\Delta P_Z = \frac{\Delta Z * \rho}{144 * 14.22} \quad \text{Ecuación A18}$$

$\Delta P_Z$  = Caída de Presión estática (kg/cm<sup>2</sup>)

- $\rho$  = Densidad del líquido a P y T. (lb/ft<sup>3</sup>)

El cálculo de la presión de succión en general para las bombas de la planta fraccionadora es el siguiente:

$$P_{SUCCIÓN} = P_{ORIGEN} \pm \Delta P_Z - \Delta P_{T.R.} + \Delta P_{P.F.} \quad \text{Ecuación A19}$$

Dónde:

- $P_{SUCCIÓN}$  = Presión de succión de la bomba (kg/cm<sup>2</sup> man)
- $P_{ORIGEN}$  = Presión de origen del fluido (kg/cm<sup>2</sup> man)
- $\Delta P_Z$  = Caída de Presión estática (kg/cm<sup>2</sup>) (+) si la bomba se encuentra succionando de un recipiente, (-) si la bomba se encuentra succionando de una fosa o deposito
- $\Delta P_{T.R.}$  = Caída de Presión por tramo recto (considerando 50 ft de tramo recto para el flujo volumétrico transportado, leer de Crane) (kg/cm<sup>2</sup>)
- $\Delta P_{P.F.}$  = Caída de Presión por perdidas por fricción



El cálculo del  $\Delta P$  de la bomba es el siguiente:

$$\text{Ecuación A20} \quad \Delta P_{BOMBA} = P_{DESCARGA} - P_{SUCCIÓN}$$

Dónde:

- $\Delta P_{BOMBA}$  = Presión diferencial en la bomba ( $\text{kg/cm}^2$ )
- $P_{DESCARGA}$  = Presión de descarga de la bomba ( $\text{kg/cm}^2$  man)
- $P_{SUCCIÓN}$  = Presión de succión de la bomba ( $\text{kg/cm}^2$  man)

El cálculo de la cabeza de la bomba es el siguiente:

$$\text{Ecuación A21} \quad H_{BOMBA} = \frac{\Delta P_{BOMBA} * 14.22 * 2.31}{G.E.}$$

Dónde:

- $H_{BOMBA}$  = Presión diferencial en la bomba (ft)
- $\Delta P_{BOMBA}$  = Presión diferencial en la bomba ( $\text{kg/cm}^2$ )
- G.E = Gravedad Especifica

El cálculo de la potencia hidráulica de la bomba:

$$\text{Ecuación A22} \quad P_{HIDRAULICA} = \frac{\Delta P_{BOMBA} * 14.22 * Q}{1714 * \eta}$$

- $P_{HIDRAULICA}$  = Potencia hidráulica de la bomba (HP)
- $\Delta P_{BOMBA}$  = Presión diferencial en la bomba ( $\text{kg/cm}^2$ )
- Q = Flujo volumétrico a P y T. (GPM)

El cálculo de la potencia hidráulica de la NPSH Disponible:

$$\text{Ecuación A23} \quad NPSH_{Disponible} = \frac{(P_{SUCCIÓN} - P_{VAPOR}) * 14.22 * 2.31}{G.E.} \pm Z$$

- $NPSH_{DISPONIBLE}$  = Cabeza Neta de Succión Positiva (ft)
- $P_{SUCCIÓN}$  = Presión de succión de la bomba ( $\text{kg/cm}^2$  abs)
- $P_{VAPOR}$  = Presión de vapor del fluido a transportar ( $\text{kg/cm}^2$  abs)
- G.E = Gravedad Especifica
- Z = Distancia del nivel del líquido del sitio de succión a la línea centra de la bomba (ft)



## CRITERIOS PARA LA CIRCULACIÓN DEL FLUIDO CALIENTE Y DEL FLUIDO FRÍO EN UN INTERCAMBIADOR DE CALOR

Tabla 6. 5. Selección de circulación de los flujos en un intercambiador de calor (NPTEL- Chemical Engineering, s.f.)

Servicio	Lado Coraza	Lado Tubos
Fluido muy viscoso	X	
Menor Flujo y propiedades similares	X	
Fluido corrosivo / material de aleación		X
Fluido sucio / incrustante		X
Fluido de alta temperatura		X
Fluido de alta presión		X
Alta caída de presión permisible		X
Cambio de fase excepto vapor	X	
Agua de Enfriamiento / Agua de Mar		X

Tabla 6. 6. Factores de Ensuciamiento para los fluidos de proceso (NPTEL- Chemical Engineering, s.f.)

Fluido	Factor de Ensuciamiento (h m <sup>2</sup> °C / kcal)
Condensados	0.0004
Vapores de domo de torre de crudo	0.0002
GOLP	0.0004
GOP	0.001
Agua de Enfriamiento	0.0002

## MEMORIAS DE CALCULO DE SERVICIOS AUXILARES

La carga térmica de enfriamiento o calentamiento es igual a la carga térmica del servicio auxiliar como se muestra en el siguiente balance:

$$Q_{T.R.} = Q_{S.A.} \quad \text{Ecuación A24}$$

- $Q_{T.R.}$  = Carga térmica requerida (10<sup>6</sup> kcal/hr)
- $Q_{S.A.}$  = Carga térmica servicio auxiliar (10<sup>6</sup> kcal/hr)





### Agua de Enfriamiento

El cálculo del servicio de agua de enfriamiento se efectuó de la siguiente manera:

$$M_{A.E.} = \frac{Q}{C_p.(T_{A.E.}-T_R)} \quad \text{Ecuación A25}$$

- Q = Calor que se debe retirar ( $10^6$  kcal/hr)
- $M_{A.E.}$  = Flujo Másico de Agua de Enfriamiento (kg/hr)
- $T_{A.E.}$  = Temperatura de Agua de Enfriamiento ( $32^\circ\text{C}$ )
- $T_R$  = Temperatura de Retorno ( $42^\circ\text{C}$ )
- $C_p$  = Capacidad Calorífica a T prom. =  $38^\circ\text{C}$  (0.999 kcal/kg °C)

El cálculo del servicio de gas combustible se efectuó de la siguiente manera:

$$F_{G.N.} = \frac{Q}{P.C.G.N. \cdot \eta} \quad \text{Ecuación A26}$$

- Q = Calor que se debe suministrar ( $10^6$  kcal/hr)
- $F_{G.N.}$  = Flujo Volumétrico Estándar de Gas Natural ( $\text{m}^3$  std/hr)
- P.C.G.N. = Poder Calorífico del Gas Natural del noreste de México ( $9661\text{kcal/m}^3$ )
- $\eta$  = Eficiencia de combustión (70%)

El cálculo del servicio de energía eléctrica para las bombas se efectuó al calcular la potencia hidráulica de las bombas. Mientras que el requerimiento aproximado de energía eléctrica de los aeroenfriadores se calcula de la siguiente manera:

Tabla 6. 7. Potencia Requerida de un aeroenfriador en función de su carga térmica

MMBTU/hr	HP/(MMBTU/hr)
0 a 10	6.69
10 a 50	5.16
50 a X	3.1

La generación de vapor saturado es necesaria debido a que se necesitan 1400kg/hr en el agotador de diésel y 800kg/hr en la torre atmosférica, el cual se sobrecaliente con los gases de combustión del horno.



Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

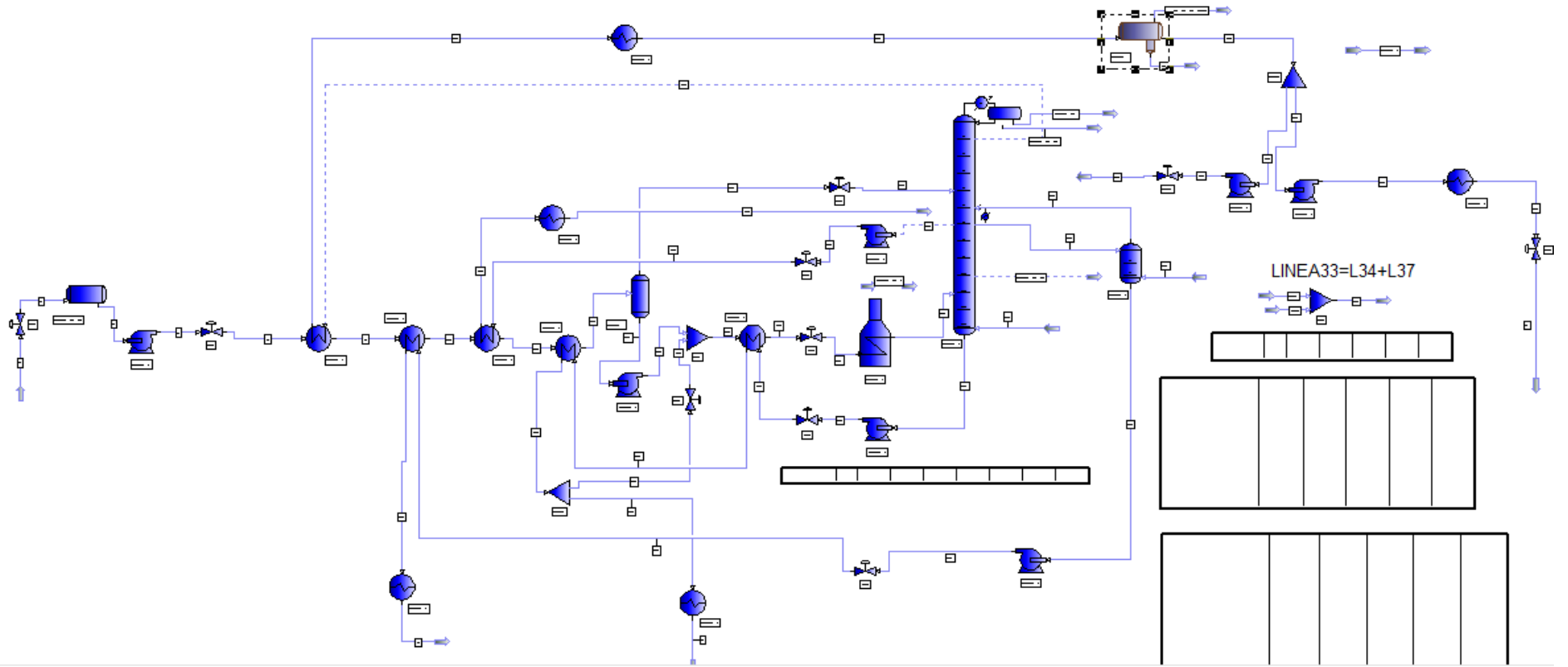


Figura 6. 3. Esquema Completo de Simulación de la planta fraccionadora



## BIBLIOGRAFÍA

1. Acedo Sánchez, J. (1989). *Control de una columna de destilación atmosférica*. Puertollano: Repsol Petróleo, S.A.
2. Aguilar Rodríguez, E. (2007). *Diseño de Procesos en Ingeniería Química*. Ciudad de México: Instituto Mexicano del Petróleo.
3. Arce Medina, E. (23 de 04 de 2014). *Youtube*. Obtenido de <https://www.youtube.com/watch?v=pw7nsfV2Gcs>
4. Barletta, T., & White, S. (2007). *Crude Overhead system design considerations*. Obtenido de Revamps: <http://www.revamps.com/media/files/Article/6ba34964/2007q3crudeoverhead.pdf>
5. Carlson, E. (1996). *Don't Gamble With Physical Properties for Simulations*. Obtenido de Aspen Technology. Inc.: <https://pdfs.semanticscholar.org/a691/8690efb562b462410b4bb82a3ec58cd694bc.pdf>
6. Castañeda, I. R. (AMYD Facultad de Química UNAM). *La Simulación de procesos y su aplicación a la refinación del petróleo y a la petroquímica*. Obtenido de [http://amyd.quimica.unam.mx/pluginfile.php/8408/mod\\_resource/content/0/DP-4%20Simulaci%C3%B3n%20de%20Procesos.pdf](http://amyd.quimica.unam.mx/pluginfile.php/8408/mod_resource/content/0/DP-4%20Simulaci%C3%B3n%20de%20Procesos.pdf)
7. CH2M HILL. (2014). *Atmospheric Distillation Process, Fundamentals Concepts*. Bellingham.
8. Chang, A.-F., Liu, Y., & Pashinkati, K. (2012). *Refinery Engineering Integrated Process Modeling and Optimization*. Weinheim: WILEY-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA.
9. Comisión Reguladora de Energía. (29 de Agosto de 2016). *Diario Oficial de la Federación*. Obtenido de <https://www.google.com.mx/search?q=NOM-016-CRE-2016%2C+Especificaciones+de+calidad+de+los+petrol%C3%ADferos.&oq=NOM-016-CRE-2016%2C+Especificaciones+de+calidad+de+los+petrol%C3%ADferos.&aqs=chrome..69i57j0.1646j0j7&sourceid=chrome&ie=UTF-8>
10. Crane. (1989). *Flujo de Fluidos en Valvulas, Accesorios y Tuberías*. Ciudad de México: Mc. Graw-Hill.
11. Facultad de Ingeniería UNAM. (s.f.). *Petroleo y sus Derivados (FI UNAM)*. Obtenido de <http://profesores.fi-b.unam.mx/l3prof/Carpeta%20energ%EDA%20y%20ambiente/Petroleo%20y%20Derivados.pdf>



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

---

12. Gary, J. H., & Handwerk, G. E. (2001). *Petroleum Refining Technology and Economics*. New York: MARCEL DEKKER, INC.
13. Instituto Mexicano del Petróleo. (s.f.). *Curso Intensivo de Intercambio de Calor*. Ciudad de México.
14. Jones, D., & Pujadó, P. (2006). *Handbook of Petroleum Processing*. Dordrecht: Springer.
15. José Saucedo, I. C. (1992). *Optimización del Proceso Criogénico de la Planta Recuperado de Etano y Licuables III del Complejo Petroquímico Tabasco I (PEMEX)*. Cuautitlán Izcalli: Tesis UNAM.
16. Kidnay, A. J., & Parrish, W. R. (2007). *Fundamentals of Natural Gas Processing*. Boca Raton: CRC Pres Taylor & Francis Group.
17. KLM Technology Group. (2011). *Kolmetz*. Obtenido de [http://www.kolmetz.com/pdf/articles/Distillation-Rev41%20\[Compatibility%20Mode\].pdf](http://www.kolmetz.com/pdf/articles/Distillation-Rev41%20[Compatibility%20Mode].pdf)
18. Marquéz, M. H. (1990). *Revistas UNAM*. Recuperado el 18 de Enero de 2018, de [revistas.unam.mx/index.php/pde/article/download/35448/3229](http://revistas.unam.mx/index.php/pde/article/download/35448/3229)
19. NPTEL- Chemical Engineering. (s.f.). *Process Design of Heat Exchanger*. Obtenido de <https://nptel.ac.in/courses/103103027/pdf/mod1.pdf>
20. Oklahoma University. (2007). *Petroleum Fraction Overview*. Obtenido de <https://www.ou.edu/class/che-design/che5480-07/Petroleum%20Fractionation-Overview.pdf>
21. Oklahoma University OU. (2007). *Design Procedure*. Obtenido de <http://www.ou.edu/class/che-design/che5480-07/Petroleum%20Fractionation-Design%20Procedure.pdf>
22. Parkash, S. (2003). *Refining Process Handbook*. Burlington: Gulf Professional Publishing/Elseiver.
23. PEMEX GAS Y PETROQUÍMICA BÁSICA. (Noviembre de 2006). *Pemex Gas*. Obtenido de <http://www.gas.pemex.com.mx/NR/rdonlyres/05E98E6D-E390-4A3D-AAC7-5E170558FA20/0/PROCESOSINDUSTRIALESnoviembre06.pdf>
24. PEMEX GAS Y PETROQUÍMICA BÁSICA. (24 de Marzo de 2015). Obtenido de PEMEX GAS Y PETROQUÍMICA BÁSICA: <http://www.gas.pemex.com.mx/PGPB/Conozca+Pemex+Gas/Infraestructura/Complejos+procesadores+de+gas+%28CPG%29/Burgos.htm>



## Propuesta de diseño conceptual de proceso para una planta fraccionadora de condensados asociados al gas natural que se obtiene en el Norte de México

---

25. PEMEX GAS Y PETROQUÍMICA BÁSICA. (24 de Marzo de 2015). Obtenido de PEMEX GAS Y PETROQUÍMICA BÁSICA:  
<http://www.gas.pemex.com.mx/PGPB/Conozca+Pemex+Gas/Infraestructura/Complejos+procesadores+de+gas+%28CPG%29/Arenque.htm>
26. PEMEX GAS Y PETROQUÍMICA BÁSICA. (24 de Marzo de 2015). Obtenido de PEMEX GAS Y PETROQUÍMICA BÁSICA:  
<http://www.gas.pemex.com.mx/PGPB/Conozca+Pemex+Gas/Infraestructura/Complejos+procesadores+de+gas+%28CPG%29/Poza+Rica.htm>
27. PEMEX GAS Y PETROQUÍMICA BÁSICA. (24 de Marzo de 2015). Obtenido de PEMEX GAS Y PETROQUÍMICA BÁSICA:  
<http://www.gas.pemex.com.mx/PGPB/Conozca+Pemex+Gas/Infraestructura/Complejos+procesadores+de+gas+%28CPG%29/Matapionche.htm>
28. PEMEX GAS Y PETROQUÍMICA BÁSICA. (24 de Marzo de 2015). Obtenido de PEMEX GAS Y PETROQUÍMICA BÁSICA:  
<http://www.gas.pemex.com.mx/PGPB/Conozca+Pemex+Gas/Infraestructura/Complejos+procesadores+de+gas+%28CPG%29/Area+Coatzacoalcos.htm>
29. PEMEX GAS Y PETROQUÍMICA BÁSICA. (24 de Marzo de 2015). Obtenido de PEMEX GAS Y PETROQUÍMICA BÁSICA:  
<http://www.gas.pemex.com.mx/PGPB/Conozca+Pemex+Gas/Infraestructura/Complejos+procesadores+de+gas+%28CPG%29/La+Venta.htm>
30. PEMEX GAS Y PETROQUÍMICA BÁSICA. (27 de Marzo de 2015). Obtenido de PEMEX GAS Y PETROQUÍMICA BÁSICA:  
<http://www.gas.pemex.com.mx/PGPB/Conozca+Pemex+Gas/Infraestructura/Complejos+procesadores+de+gas+%28CPG%29/SProdNuevoPemex.htm>
31. PEMEX GAS Y PETROQUÍMICA BÁSICA. (24 de Marzo de 2015). Obtenido de PEMEX GAS Y PETROQUÍMICA BÁSICA:  
<http://www.gas.pemex.com.mx/PGPB/Conozca+Pemex+Gas/Infraestructura/Complejos+procesadores+de+gas+%28CPG%29/SProdCactus.htm>
32. PEMEX GAS Y PETROQUÍMICA BÁSICA. (24 de Marzo de 2015). Obtenido de PEMEX GAS Y PETROQUÍMICA BÁSICA:  
<http://www.gas.pemex.com.mx/PGPB/Conozca+Pemex+Gas/Infraestructura/Complejos+procesadores+de+gas+%28CPG%29/Ciudad+Pemex.htm>
33. PEMEX GAS Y PETROQUÍMICA BÁSICA. (24 de Marzo de 2015). Obtenido de PEMEX GAS Y PETROQUÍMICA BÁSICA:  
<http://www.gas.pemex.com.mx/PGPB/Conozca+Pemex+Gas/Infraestructura/Complejos+procesadores+de+gas+%28CPG%29/Reynosa.htm>



34. Petróleos Mexicanos. (Abril de 2017). *Petróleos Mexicanos, Informe Anual 2016*.  
Obtenido de  
[http://www.pemex.com/acerca/informes\\_publicaciones/Documents/Informe-Anual/Informe\\_Anual\\_2016.pdf](http://www.pemex.com/acerca/informes_publicaciones/Documents/Informe-Anual/Informe_Anual_2016.pdf)
35. Petróleos Mexicanos. (Abril de 2018). *Petróleos Mexicanos, Informe Anual 2017*.  
Obtenido de  
[http://www.pemex.com/acerca/informes\\_publicaciones/Documents/Informe-Anual/Informe\\_Anual\\_2017.pdf](http://www.pemex.com/acerca/informes_publicaciones/Documents/Informe-Anual/Informe_Anual_2017.pdf)
36. Programa Sectorial de Energía 2013-2018. (2017). *Transparencia Energía Gobierno de México*. Obtenido de  
[https://transparencia.energia.gob.mx/rendicion\\_cuentas/archivos/Resultados2017\\_PROSENER.pdf](https://transparencia.energia.gob.mx/rendicion_cuentas/archivos/Resultados2017_PROSENER.pdf)
37. Requena, J., & Rodriguez, M. (2006). *Diseño y Evaluación de Separadores Bifásicos y Trifásicos*. Caracas: Trabajo Especial de Grado, Universidad Central de Venezuela.
38. Riazi, M. (2005). *Characterization and Properties of Petroleum Fractions*. Philadelphia: American Society for Testing and Materials.
39. Secretaría de Energía de México. (2015). *Titulo de permiso de procesamiento de gas natural para el complejo procesador de gas Burgos*. Obtenido de Gobierno de México: <https://www.gob.mx/cms/uploads/attachment/file/166698/Burgos.pdf>
40. Secretaría de Energía de México. (Mayo de 2017). Obtenido de Dirección General de Gas Natural y Petroquímicos:  
[https://www.gob.mx/cms/uploads/attachment/file/224263/Prontuario\\_gas\\_natural\\_mayo\\_2017.pdf](https://www.gob.mx/cms/uploads/attachment/file/224263/Prontuario_gas_natural_mayo_2017.pdf)
41. Smith, R. (2005). *Chemical Process Design and Integration*. Manchester: John Wiley & Sons, Ltd.
42. Svrcek, W., & Monnery, W. (1993). Design Two Phase Separators Within the Right Limits. *Chemical Engineering Progress*, 53-60.
43. Svrcek, W., & Monnery, W. (1994). Succesfully Specify Three Phase Separators. *Chemical Engineering Progress*, 29-40.
44. Van Winkle, M. (1967). *Distillation*. New York: McGraw Hill, Inc.
45. Watkins, R. (1979). *Petroleum Refinery Distillation*. Houston: Gulf Publishing Company.