



ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DE CHIMBORAZO
FACULTAD DE CIENCIAS
CARRERA INGENIERÍA QUÍMICA

DISEÑO Y SIMULACIÓN DE UNA TORRE
DESPROPANIZADORA PARA EL PROCESAMIENTO DE GAS
NATURAL EN PLANTAS DE FRACCIONAMIENTO

Trabajo De Integración Curricular

Tipo: Proyecto Técnico

Presentado para optar al grado académico de:

INGENIERO QUÍMICO

AUTOR: STEVEN ALEJANDRO ALBUJA AGUIRRE

DIRECTOR: ING. DANIEL ANTONIO CHUQUÍN VASCO, MSc.

Riobamba – Ecuador

2023

© 2023, Steven Alejandro Albuja Aguirre

Se autoriza la reproducción total o parcial, con fines académicos, por cualquier medio o procedimiento, incluyendo la cita bibliográfica del documento, siempre y cuando se reconozca el Derecho de Autor.

Yo, Steven Alejandro Albuja Aguirre, declaro que el presente Trabajo de Integración Curricular es de mi autoría y los resultados del mismo son auténticos. Los textos en el documento que provienen de otras fuentes están debidamente citados y referenciados.

Como autor asumo la responsabilidad legal y académica de los contenidos de este Trabajo de Integración Curricular; el patrimonio intelectual pertenece a la Escuela Superior Politécnica de Chimborazo.




Riobamba, 20 de diciembre de 2023



Steven Alejandro Albuja Aguirre
171898418-8

ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DE CHIMBORAZO
FACULTAD DE CIENCIAS
CARRERA INGENIERÍA QUÍMICA

El tribunal del Trabajo de Integración Curricular certifica que: el Trabajo de Integración Curricular, Tipo: Proyecto Técnico, **DISEÑO Y SIMULACIÓN DE UNA TORRE DESPROPANIZADORA PARA EL PROCESAMIENTO DE GAS NATURAL EN PLANTAS DE FRACCIONAMIENTO**, realizado por el señor: **STEVEN ALEJANDRO ALBUJA AGUIRRE**, ha sido minuciosamente revisado por los Miembros del Tribunal del Trabajo de Integración Curricular, el mismo que cumple con los requisitos científicos, técnicos, legales, en tal virtud el Tribunal autoriza su presentación.

	FIRMA	FECHA
Dr. César Arturo Puente Guijarro PRESIDENTE DEL TRIBUNAL	 <hr/>	2023-12-20
Ing. Daniel Antonio Chuquín Vasco DIRECTOR DEL TRABAJO DE INTEGRACIÓN CURRICULAR	 <hr/>	2023-12-20
Ing. Mabel Mariela Parada Rivera ASESORA DEL TRABAJO DE INTEGRACIÓN CURRICULAR	 <hr/>	2023-12-20

AGRADECIMIENTO

Me gustaría expresar mi más sincero agradecimiento a todos los docentes de la Carrera de Ingeniería Química de la Escuela Superior Politécnica de Chimborazo quienes, gracias a sus conocimientos, vocación, pasión por enseñar y empatía, han tenido un gran impacto positivo en mi formación académica, profesional y personal. En especial, estoy muy agradecido con la Ing. Mabel Parada por brindarme la oportunidad de culminar mis estudios universitarios en la ESPOCH y cumplir mi anhelo de toda la vida de graduarme como Ingeniero Químico. Igualmente, quiero reconocer que el presente trabajo no habría sido posible sin el apoyo académico y el soporte moral brindados por el Ing. Daniel Chuquín, quien me ha motivado a continuar aprendiendo sobre mi profesión.

Finalmente, quiero agradecer inmensamente a mi mamá y a mi papá por el gran esfuerzo y sacrificio que han hecho para que pueda estudiar y aspirar a una carrera universitaria. Gracias a su paciencia, apoyo incondicional y aliento constante, he podido superar las barreras que se han presentado en el camino y concluir esta etapa de mi formación profesional.

A todos los mencionados, no tengo palabras para expresarles cuan agradecido estoy.

Steven

ÍNDICE DE CONTENIDO

ÍNDICE DE TABLAS.....	ix
ÍNDICE DE ILUSTRACIONES.....	x
ÍNDICE DE ANEXOS.....	xi
RESUMEN.....	xii
ABSTRACT.....	xiii
INTRODUCCIÓN.....	1

CAPÍTULO I

1. DIAGNÓSTICO DEL PROBLEMA.....	2
1.1 Planteamiento del problema.....	2
1.2 Justificación.....	3
1.3 Objetivos.....	4
1.3.1. <i>Objetivo general</i>	4
1.3.2. <i>Objetivos específicos</i>	4

CAPÍTULO II

2. MARCO TEÓRICO.....	5
2.1 Fundamentos del gas natural (GN).....	5
2.2 Composición del GN.....	5
2.3 Clasificación y cadena de valor del GN.....	6
2.4 Diagramas de fase de sistemas multicomponente.....	7
2.5 Plantas de fraccionamiento y descripción del proceso.....	8
2.6 Contextualización del proceso de fraccionamiento.....	9
2.7 Parámetros de operación, diseño y tipos de torres de fraccionamiento.....	13
2.8 Diseño de torres de fraccionamiento.....	16
2.9 Operación y control de columnas de fraccionamiento de LGN.....	17
2.10 Fundamentos del simulador de procesos DWSIM.....	20

CAPÍTULO III

3.	MARCO METODOLÓGICO	21
3.1	Consideraciones metodológicas	21
<i>3.1.1.</i>	<i>Enfoque de la investigación</i>	<i>21</i>
<i>3.1.2.</i>	<i>Tipo de investigación</i>	<i>21</i>
<i>3.1.3.</i>	<i>Técnicas e instrumentos de investigación empleados</i>	<i>21</i>
3.2	Equipos y materiales	22
3.3	Descripción general del proceso metodológico aplicado	22
3.4	Cálculos de ingeniería para el diseño de la torre despropanizadora	24
3.5	Especificación de las variables de diseño	25
<i>3.5.1.</i>	<i>Composición y condición de la alimentación a la torre despropanizadora</i>	<i>25</i>
<i>3.5.2.</i>	<i>Selección de componentes clave</i>	<i>27</i>
<i>3.5.3.</i>	<i>Balance de masa de la torre despropanizadora</i>	<i>28</i>
<i>3.5.4.</i>	<i>Cálculo de puntos de burbuja y de rocío</i>	<i>31</i>
<i>3.5.5.</i>	<i>Determinación de la presión de operación de la torre despropanizadora</i>	<i>33</i>
<i>3.5.6.</i>	<i>Determinación de la temperatura del tope de la columna</i>	<i>34</i>
<i>3.5.7.</i>	<i>Determinación de la temperatura del rehervidor en el fondo de la columna</i>	<i>35</i>
<i>3.5.8.</i>	<i>Determinación de la temperatura y presión de la alimentación</i>	<i>36</i>
3.6	Diseño del proceso de destilación usando métodos abreviados	38
<i>3.6.1.</i>	<i>Determinación del número mínimo de etapas teóricas por el método de Fenske</i>	<i>38</i>
<i>3.6.2.</i>	<i>Distribución de componentes no clave</i>	<i>40</i>
<i>3.6.3.</i>	<i>Determinación del reflujo mínimo por el método de Underwood</i>	<i>43</i>
<i>3.6.4.</i>	<i>Determinación de los requerimientos de reflujo y de etapas teóricas</i>	<i>45</i>
<i>3.6.5.</i>	<i>Determinación del número de platos reales empleando la eficiencia global de la columna</i>	<i>47</i>
<i>3.6.6.</i>	<i>Determinación de la ubicación del plato de alimentación de la torre fraccionadora</i>	<i>49</i>
<i>3.6.7.</i>	<i>Determinación de las cargas térmicas usando balances de energía</i>	<i>50</i>
3.7	Diseño mecánico de la torre	53
<i>3.7.1.</i>	<i>Determinación del diámetro de la torre despropanizadora</i>	<i>53</i>
<i>3.7.2.</i>	<i>Determinación de la altura de la torre despropanizadora</i>	<i>54</i>
<i>3.7.3.</i>	<i>Parámetros calculados para el diseño de la torre despropanizadora</i>	<i>55</i>

CAPÍTULO IV

4.	RESULTADOS.....	57
4.1	Simulaciones de la torre despropanizadora en DWSIM.....	57
4.1.1.	<i>Simulación de la torre despropanizadora por método abreviado</i>	<i>57</i>
4.1.2.	<i>Simulación de la torre despropanizadora por método riguroso.....</i>	<i>59</i>
4.1.3.	<i>Validación de la simulación del proceso usando los resultados de los cálculos manuales.....</i>	<i>63</i>
4.2	Análisis de sensibilidad para la torre despropanizadora.....	64
4.3	Análisis técnico–económico de la torre despropanizadora.....	67
4.3.1.	<i>Dimensionamiento de la torre despropanizadora y equipos auxiliares utilizando el simulador ChemSep.....</i>	<i>67</i>
4.3.2.	<i>Evaluación económica utilizando el simulador ChemSep.....</i>	<i>70</i>
5.	CONCLUSIONES.....	72
6.	RECOMENDACIONES.....	74

BIBLIOGRAFÍA

GLOSARIO

ANEXOS

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 2–1: Comparación de platos perforados y platos de válvula.....	15
Tabla 3–1: Composición de la alimentación de LGN.....	25
Tabla 3–2: Balances de materia para el despropanizador.....	30
Tabla 3–3: Determinación de la presión de operación de la torre despropanizadora.....	34
Tabla 3–4: Determinación de la temperatura en el tope de la columna.....	35
Tabla 3–5: Determinación de la temperatura del rehervidor en el fondo de la columna.....	36
Tabla 3–6: Determinación de la temperatura de la alimentación a una presión de 277 psia.....	37
Tabla 3–7: Determinación de la volatilidad relativa promedio.....	40
Tabla 3–8: Distribución de componentes no clave.....	42
Tabla 3–9: Cálculo del parámetro θ por el método de Underwood (ensayo y error).....	44
Tabla 3–10: Cálculo del reflujo mínimo por el método de Underwood.....	45
Tabla 3–11: Heurística de Branam para estimar diámetro de columnas.....	54
Tabla 3–12: Variables calculadas para el diseño de la torre despropanizadora.....	55
Tabla 3–13: Parámetros típicos para fraccionadores en la industria del gas y petróleo.....	56
Tabla 4–1: Composición de la alimentación usada en la simulación.....	58
Tabla 4–2: Especificaciones para la simulación de la torre por método abreviado.....	58
Tabla 4–3: Balance de materia y energía realizado por el simulador (modelo abreviado).....	59
Tabla 4–4: Diseño de la torre obtenido por el simulador (método abreviado).....	59
Tabla 4–5: Especificaciones para la simulación de la torre por método riguroso.....	61
Tabla 4–6: Diseño de la torre obtenido por el simulador (método riguroso).....	61
Tabla 4–7: Validación de la simulación con los cálculos manuales.....	63
Tabla 4–8: Datos de entrada para el análisis de sensibilidad.....	64
Tabla 4–9: Efectos de la condición térmica de la alimentación.....	65
Tabla 4–10: Reporte de especificaciones para el diseño de los equipos.....	68
Tabla 4–11: Costo de capital de los equipos principales.....	70
Tabla 4–12: Costos operativos de servicios auxiliares.....	71
Tabla 4–13: Costos totales para la operación del despropanizador.....	71

ÍNDICE DE ILUSTRACIONES

Ilustración 2–1: Proceso del gas natural	6
Ilustración 2–2: Diagrama de fase típico para una mezcla multicomponente	8
Ilustración 2–3: Columna de destilación continua.....	10
Ilustración 2–4: Fraccionador simple	11
Ilustración 2–5: Sistema de dos columnas en serie.....	11
Ilustración 2–6: Sistema de tres columnas en serie.....	12
Ilustración 2–7: Componentes de un plato.....	13
Ilustración 2–8: Circulación de vapor y líquido en la columna.....	14
Ilustración 2–9: Tipos de platos.....	15
Ilustración 2–10: Diseño de bajantes o pasos	16
Ilustración 2–11: Control de presión	18
Ilustración 3–1: Proceso de diseño del despropanizador.....	22
Ilustración 3–2: Algoritmo de cálculos.....	24
Ilustración 3–3: Diagrama de flujo para el cálculo del punto de burbuja.....	32
Ilustración 3–4: Diagrama de flujo para el cálculo del punto de rocío.....	32
Ilustración 3–5: Correlación de Erbar–Maddox.....	46
Ilustración 3–6: Punto hallado empleando la correlación de Erbar–Maddox.....	47
Ilustración 3–7: Correlación de O’Connell.....	48
Ilustración 4–1: PFD del despropanizador (modelo abreviado).....	57
Ilustración 4–2: PFD del despropanizador (modelo riguroso)	60
Ilustración 4–3: Perfil de temperatura	62
Ilustración 4–4: Perfil de concentración	62
Ilustración 4–5: Perfil de flujos molares	62
Ilustración 4–6: Variación del calor requerido en el condensador y en el rehervidor	65
Ilustración 4–7: Variación de la temperatura en la columna.....	66
Ilustración 4–8: Variación del diámetro de la columna	66

ÍNDICE DE ANEXOS

ANEXO A: DATOS DE EQUILIBRIO VAPOR – LÍQUIDO

ANEXO B: VISCOSIDAD DE HIDROCARBUROS LÍQUIDOS

ANEXO C: PROPIEDADES TERMODINÁMICAS DEL GAS NATURAL

ANEXO D: PROPIEDADES FÍSICAS DEL GAS NATURAL

RESUMEN

El objetivo del presente proyecto técnico fue abordar integralmente el diseño y simulación de una torre despropanizadora para el procesamiento del gas natural en plantas de fraccionamiento. El proceso de despropanización fue diseñado para tratar una alimentación multicomponente de 35000 barriles por día de líquidos del gas natural. El diseño de la columna de fraccionamiento se llevó a cabo usando métodos abreviados de cálculo para destilación multicomponente, balances de materia y energía, y cálculos iterativos de puntos de burbuja/rocío. Estos cálculos de ingeniería permitieron determinar las condiciones de operación y los requerimientos de la columna necesarios para lograr la separación deseada. El diseño de la torre despropanizadora fue complementado mediante la simulación del proceso en DWSIM, empleando tanto el modelo simplificado como el modelo riguroso para columnas de destilación. La simulación también fue usada para llevar a cabo un análisis de sensibilidad y estudiar el efecto de la condición térmica de la alimentación en el funcionamiento de la columna. Los resultados del diseño desarrollado encontraron que la torre despropanizadora requiere un total de 31 platos operando a una relación de reflujo de 2,07 para obtener propano con una pureza del 97% en el destilado. Tanto los cálculos manuales como la simulación del proceso produjeron resultados similares para el diseño de la columna, habiendo un máximo del 6% de diferencia entre los valores obtenidos. El análisis de sensibilidad indicó que el calor requerido en el rehervidor disminuye a medida que aumenta el vapor presente en la alimentación. En conclusión, se logró diseñar una columna de platos para producir propano prácticamente puro mediante la destilación multicomponente de líquidos del gas natural. Se recomienda continuar con el estudio del proceso de despropanización mediante la elaboración de análisis de sensibilidad adicionales, pruebas a escala piloto, evaluaciones de impacto ambiental y estudios de escalabilidad.

Palabras clave: <GAS NATURAL>, <PROCESOS DE SEPARACIÓN>, <DESTILACIÓN>, <DWSIM (SOFTWARE)>, <TORRE DESPROPANIZADORA>.

0157-DBRA-UPT-2024



ABSTRACT

The objective of this technical project was to comprehensively address the design and simulation of a depropanizer tower for natural gas processing in fractionation plants. The depropanization process was designed to treat a multicomponent feed of 35000 barrels per day of natural gas liquids. The design of the fractionation column was carried out using abbreviated calculation methods for multicomponent distillation, matter and energy balances, and iterative bubble point/dew point calculations. These engineering calculations allowed determining the operating conditions and column requirements necessary to achieve the desired separation. The design of the depropanizer tower was complemented by simulating the process in DWSIM, using both the simplified model and the rigorous model for distillation columns. The simulation was also used to perform a sensitivity analysis and study the effect of the feed thermal condition on the column performance. The results of the developed design found that the depropanizer tower requires a total of 31 plates operating at a reflux ratio of 2,07 to obtain propane with 97% purity in the distillate. Both manual calculations and process simulation produced similar results for the column design, with a maximum of 6% difference between the values obtained. The sensitivity analysis indicated that the heat required in the reboiler decreases as the steam present in the feed increases. In conclusion, it was possible to design a plate column to produce practically pure propane by multicomponent distillation of liquids from natural gas. Further study of the depropanization process is recommended through the development of additional sensitivity analyses, pilot scale tests, environmental impact assessments and scalability studies.

Keywords: <NATURAL GAS>, <SEPARATION PROCESSES>, <DISTILLATION>, <DWSIM (SOFTWARE)>, <DEPROPANIZATION TOWER>.



Abg. Ana Gabriela Reinoso, Mgs.

110369613-2

INTRODUCCIÓN

En el sector del gas natural, el proceso de fraccionamiento tiene un rol importante en la generación de productos con un alto valor comercial agregado, adecuados para diversas aplicaciones. Un desafío clave consiste en asegurar la extracción de componentes específicos como el propano o eliminar de manera eficiente contaminantes no deseados para obtener gas natural de alta pureza y calidad. En este contexto, la estrategia de diseñar torres de fraccionamiento se muestra como una solución esencial para la mejora de la eficiencia y el rendimiento de las plantas de procesamiento del gas natural.

Este proyecto técnico, titulado “Diseño y Simulación de una Torre Despropanizadora para el Procesamiento de Gas Natural en Plantas de Fraccionamiento”, tiene como propósito abordar los desafíos asociados al procesamiento del gas natural y proponer una solución innovadora para la separación efectiva del propano. El diseño de la torre despropanizadora se soportó en el uso del simulador de procesos DWSIM para modelar su comportamiento bajo diferentes condiciones operativas.

El diseño de la columna de destilación se fundamentó en la producción de propano de alta pureza, listo para su aplicación en diversas actividades industriales y comerciales. El enfoque de la investigación estuvo orientado en el análisis de las características del gas natural y los requerimientos específicos del proceso de fraccionamiento para determinar los parámetros fundamentales en el diseño de la torre. Se prestó atención a la adecuada selección de las condiciones de operación que garanticen una separación óptima de los componentes, particularmente la extracción del propano. Así mismo, se llevaron a cabo simulaciones del proceso para asegurar el funcionamiento eficiente y rentable de la torre despropanizadora.

Con este estudio, se buscó aportar conocimientos relevantes a la industria del gas natural, al presentar una solución tecnológica innovadora para el procesamiento y fraccionamiento de este valioso recurso energético. Los resultados alcanzados en este estudio se anticipan como altamente relevantes y de considerable utilidad para ingenieros, científicos y profesionales del sector, en su esfuerzo por mejorar la eficiencia y sostenibilidad asociada a las operaciones en plantas de procesamiento del gas natural.

CAPÍTULO I

1. DIAGNÓSTICO DEL PROBLEMA

1.1 Planteamiento del problema

El gas natural representa, después del petróleo, el hidrocarburo de mayor empleo a nivel mundial. En la actualidad, este recurso ha cobrado un amplio auge y se disponen de plantas para su tratamiento y procesamiento, así como redes de distribución. Solo en el año 2021 el volumen de gas natural comercializado superó los 500 millones de metros cúbicos, siendo Estados Unidos uno de los principales exportadores con 10,85 billones de pies cúbicos diarios (bcfd) en el año 2022 y se prevé un incremento de hasta 12,33 bpcd para el 2023 (World Energy Trade, 2022, p. 1). A nivel de Latinoamérica, según datos del Banco Interamericano de Desarrollo, la industria del gas natural se encuentra liderada por Argentina, México, Brasil, Bolivia, Trinidad y Tobago y Venezuela. Otros países de la región tienen una producción modesta que apenas cubre parte de la demanda interna y acuden a la importación de este hidrocarburo (Welsby, et al., 2022, p. 5).

En el caso de Ecuador, el Campo Amistad constituye la reserva más importante de gas natural, generando para el año 2022 aproximadamente unos 45.1 millones de barriles equivalentes de petróleo. Aunque se dispone de una planta de gas (llamada Amazonas 2) y otras instalaciones asociadas, resulta necesario la importación de 1061 miles de barriles equivalentes de gas licuado para solventar la demanda del país (PetroEcuador, 2022, p. 4).

En el país, actualmente, se están impulsando proyectos significativos para ampliar la producción del Campo de Gas Amistad. Estas iniciativas generarían la necesidad de crear plantas para los procesos de endulzamiento, deshidratación y fraccionamiento del gas natural. El proceso de fraccionamiento es la etapa fundamental en la producción de gas natural, puesto que a través del mismo se logra separación del gas natural en cada uno de sus componentes (tales como, etano, propano, butano, entre otros). Como indican Prieto et al. (2019, p. 314), la despropanización es una de las operaciones básicas en todo centro de fraccionamiento de gas natural.

En el presente estudio se tiene como problemática principal la necesidad de disponer de la configuración apropiada de una torre despropanizadora que permita un mejor procesamiento del gas y facilitar la extracción de los distintos componentes. Para dar solución a esta problemática, se tiene contemplado efectuar el diseño de dicha torre y efectuar la simulación considerando escenarios o análisis de sensibilidad.

1.2 Justificación

El desarrollo del presente estudio es conveniente y se justifica por diversas razones, por una parte, existe un creciente empleo del gas natural como recurso que representa una transición o sustituto de algunas fuentes de energías más contaminantes (ONU, 2023). En este contexto, las empresas que se encarga de su producción y procesamiento requieren disponer de procesos cada vez más eficientes y económicos para generar los subproductos. Muchos de los elementos constituyentes del gas natural se emplean en procesos industriales y en actividades cotidianas, como la preparación de alimentos ya que la mayoría de los hogares usa gas doméstico para este propósito. Del procesamiento de los líquidos del gas natural se obtienen productos que son de gran utilidad, sin embargo, estos deben de tener un grado de pureza especificado para que pueda ser apto para su uso, de tal manera que etapas como la despropanización debe ser concebida de manera muy precisa para lograr la separación del propano y generar un flujo de gas para el resto de procesos de fraccionamiento.

Como se mencionó anteriormente, en Ecuador se están llevando a cabo varias iniciativas para impulsar la industria del gas, específicamente en el Campo Amistad, por lo cual en el futuro será necesario generar instalaciones para el tratamiento y procesamiento del gas natural en el país. En este contexto, los resultados de este proyecto serán de gran utilidad puesto que disponer del diseño de una torre despropanizadora servirá de base para especificar las características del proceso de fraccionamiento y conocer las propiedades de los productos obtenidos. Al tener simulaciones del proceso de despropanización, se podrá contar con estudios de sensibilidad que permitan especificar intervalos de operación adecuados para el funcionamiento de la torre de destilación.

La contribución que puede tener este trabajo para la industria de los hidrocarburos es amplia, puesto que generará nuevos datos y parámetros de diseño para el proceso de fraccionamiento y separación de la mezcla del gas natural, los cuales pueden ser empleados posteriormente para la optimización del fraccionamiento del gas natural.

1.3 Objetivos

1.3.1. Objetivo general

- Diseñar y simular una torre despropanizadora para el procesamiento de gas natural en plantas de fraccionamiento.

1.3.2. Objetivos específicos

- Identificar las variables y los parámetros necesarios para llevar a cabo los cálculos del diseño y la simulación de la torre despropanizadora.
- Realizar los cálculos de ingeniería correspondientes al diseño de la torre despropanizadora.
- Simular el proceso de despropanización en DWSIM y validar esta simulación con los resultados obtenidos en el diseño de la torre.
- Efectuar el análisis de sensibilidad correspondiente para precisar las variables que inciden de manera considerable en el proceso.
- Llevar a cabo el análisis técnico–económico de la torre despropanizadora.

CAPÍTULO II

2. MARCO TEÓRICO

2.1 Fundamentos del gas natural (GN)

El gas natural (en adelante, “GN”) consiste en una mezcla de hidrocarburos que incluye pentanos, etano, metano, butano, iso-butano, propano y otros elementos como nitrógeno, dióxido de carbono (CO_2) y sulfuro de hidrógeno (H_2S). La composición del GN puede variar, pero el componente predominante es el metano, que constituye la mayor proporción representa al menos el 90% del total. El gas natural carece de color, olor, sabor y no tiene una forma específica. Además, es más ligero que el aire y se encuentra en estado gaseoso por debajo de los $-258\text{ }^\circ\text{F}$ (Domínguez, 2020, p. 22).

La obtención de GN sigue un proceso similar al del petróleo. En primer lugar, se extrae gas natural de pozos en tierra o en el mar, y luego se transporta a través de tuberías terrestres o buques gaseros en el caso del transporte marítimo, hasta llegar a una planta de tratamiento y conversión. Una vez allí, el gas natural es sometido a procesos de acondicionamiento y procesamiento para convertirlo en una forma de energía utilizable en diversas aplicaciones. Posteriormente, es suministrado mediante una extensa red de distribución de gas o se almacena en áreas designadas (McCabe, et al., 2007, p. 285). En este proceso, se inicia extrayendo los componentes líquidos existentes en el GN, mediante técnicas como la refrigeración mecánica, la expansión mediante efecto de Joule-Thomson y los turboexpansores. A continuación, se lleva a cabo una separación de los distintos elementos presentes en los líquidos, como el propano, los butanos, los pentanos y la gasolina (Cortés, et al., 2020, p. 76).

2.2 Composición del GN

La composición del GN puede diferir dependiendo del yacimiento del cual es extraído. Sus componentes principales incluyen metano, cantidades reducidas de etano, propano, butanos y trazas de hidrocarburos más pesados, como pentanos, gasolina natural y residuos. También puede contener otras sustancias consideradas contaminantes o impurezas, tales como: CO_2 , H_2S , nitrógeno y agua (Tixi, et al., 2023, p. 873).

El gas natural puede clasificarse en húmedo y seco, dependiendo de su composición. El gas húmedo se obtiene mediante el procesamiento del gas natural al eliminar impurezas y compuestos no hidrocarburos, así como los componentes más livianos, esto da como resultado un contenido

de elementos más pesados que el metano (Liu, et al., 2021, p. 68). Por otro lado, el gas seco principalmente se constituye de metano, con un rango de 90 al 99 por ciento, y contiene cantidades mínimas de productos licuables. En la práctica, se utilizan de manera intercambiable los términos “gas natural” y “gas seco” para referirse al gas natural.

2.3 Clasificación y cadena de valor del GN

Otra manera de clasificar el GN es según como esté en el reservorio, puede ser asociado y no asociado. El gas asociado está mezclado con el petróleo en el pozo o se encuentra en una capa superior al yacimiento de crudo. Por lo general, el gas asociado contiene una baja cantidad de metano y una alta cantidad de componentes pesados (Moreno & Vargas, 2022, p. 110). Por otro lado, el gas no asociado se refiere al gas que se encuentra en el yacimiento sin petróleo o con una cantidad mínima de este. En estos casos, se conoce como gas libre y, por lo general, contiene una alta cantidad de metano y una baja cantidad de componentes pesados.

En relación con esto, la cadena de valor del GN se fundamenta en precisar grupos de procesos que posibilitan cambios físicos en el recurso y permiten su disposición para el consumidor final, lo que los convierte en actividades productivas (González & Scipio, 2022, p. 95). Estos procesos incluyen la exploración, extracción, distribución, transporte, fraccionamiento, tratamiento y producción. El proceso del GN, desde la fase de exploración hasta su consumo por el cliente final, involucra la licuefacción y el transporte como gas natural licuado (GNL), seguido por la regasificación y/o transporte para su uso por el consumidor final. (Ilustración 2–1).

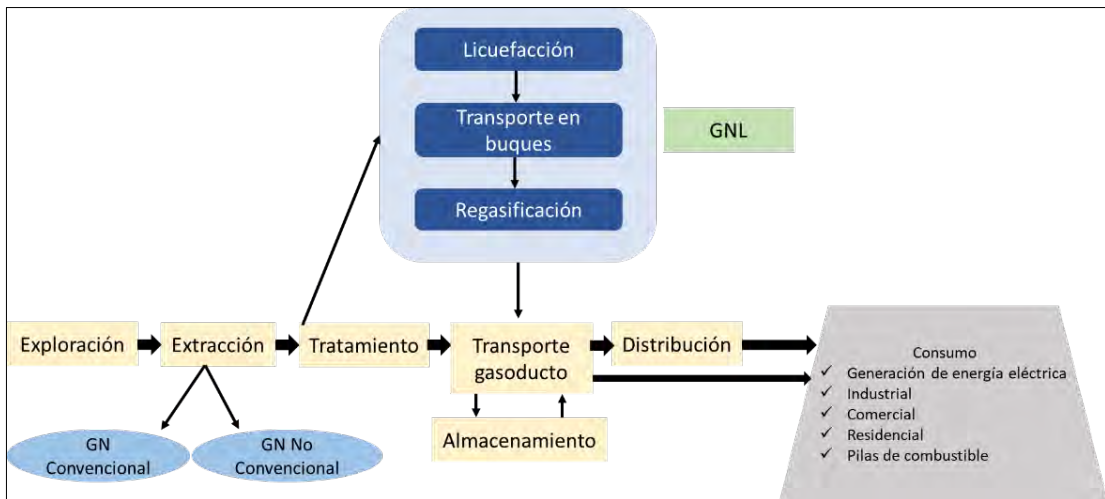


Ilustración 2–1: Proceso del gas natural

Fuente: Domínguez, 2020, p. 33
Realizado por: Albuja, S., 2023

2.4 Diagramas de fase de sistemas multicomponente

Los diagramas de fase consisten en representaciones visuales de las fases que coexisten dentro de un sistema material, y su ubicación en el diagrama está determinada por la temperatura, la presión y la composición del sistema. Estos diagramas representan gráficamente las condiciones de equilibrio termodinámico (Zambrano, et al., 2019, p. 281). En el caso de sistemas que contienen múltiples componentes, la posición de las líneas en el diagrama de fases varía en función de la composición del sistema. Por lo tanto, esta localización de las líneas en la Ilustración 2–2, varía con la composición. Esta ilustración muestra una proyección mostrando solamente la porción líquido–vapor del total del diagrama de fase. Existen varios términos utilizados para definir la localización de varios puntos en la fase envolvente del diagrama:

- a) **Cricondenbárico:** se refiere a la presión máxima donde el vapor y el líquido pueden estar presentes de manera simultánea (representado por el punto N).
- b) **Cricodontérmico:** se refiere a la temperatura máxima en la cual el vapor y el líquido pueden permanecer en equilibrio (representado por el punto M).
- c) **Región retrógrada:** es el área dentro de la envolvente de fase donde la condensación de líquido puede ocurrir disminuyendo la presión o aumentando la temperatura (esto es contrario al comportamiento normal).
- d) **Líneas de calidad:** se muestran con porcentaje constante las cuales se interceptan en el punto crítico (punto C) y están localizadas paralelas a las curvas de punto de burbuja y rocío. Esta última representa el 0% de vapor y la curva de punto de rocío representa 100% de vapor.

La línea ABDE representa un proceso típico de condensación retrógrada isotérmica que ocurre en un reservorio de condensado. El punto A significa un fluido de fase simple ubicado afuera de la envolvente de fase. Cuando se baja la presión, el punto B se alcanza cuando se empieza la condensación. En tanto que, se baja más la presión más líquido se genera, debido al cambio de la pendiente de las líneas de calidad. La región retrógrada es gobernada por los puntos de inflexión de esas líneas. A medida que el proceso continuo afuera en la región retrógrada, menos y menos líquido se forma hasta que el punto de rocío es alcanzado en el punto E. Por lo tanto, por debajo del punto E no se forma líquido.

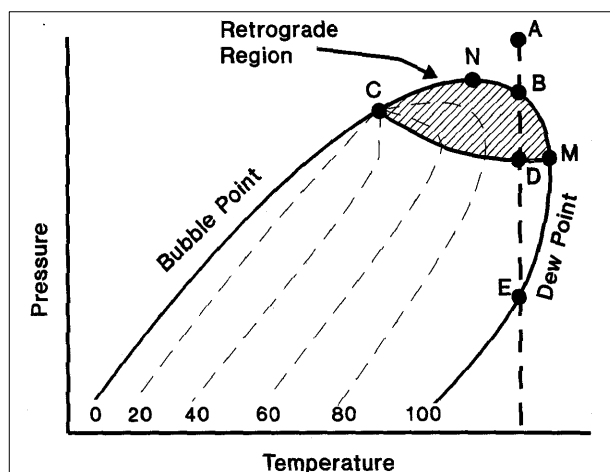


Ilustración 2-2: Diagrama de fase típico para una mezcla multicomponente

Fuente: Campbell, 2004, p. 778

Según la experiencia de Campbell (2004, p. 827), el punto crítico para un sistema multicomponente siempre ha ocurrido a la izquierda del punto cricondenbárico para las mezclas de gases asociados a hidrocarburos del gas natural. La localización del punto crítico es la más importante, pues fija la forma de las líneas de calidad, las cuales a su vez gobiernan la razón vapor-liquido del sistema a una temperatura y presión dada.

2.5 Plantas de fraccionamiento y descripción del proceso

Todos los procesos de refinación de crudos o procesamiento del gas pueden ser clasificados como procesos de conversión o procesos de separación, estos últimos tienen la ventaja de separar la alimentación en dos o más productos diferentes considerando las diferentes propiedades físicas (Adaniya & Rodríguez, 2022, p. 117). La destilación o fraccionamiento es el más común y el más importante de ellos, ya que utiliza la diferencia entre los puntos de ebullición para lograr la separación de la mezcla de hidrocarburos (Calvo, 2020, p. 97).

La destilación es ampliamente utilizada en diversas industrias como: farmacéutica, alimentaria, la química, petroquímica y perfumería para separar los componentes de mezclas líquidas miscibles. Se trata de una acción que implica transferencia de masa, similar a la cristalización o absorción, cuyo objetivo radica en separar dos o más líquidos miscibles por medio de la ebullición. Los vapores generados se recogen como el producto deseado y se condensan, mientras que los vapores condensados contienen una mayor concentración de componentes líquidos altamente volátiles, y para los residuos líquidos restantes, conocidos como “fondos”, estos contienen una mayor proporción de sustancias menos volátiles. A esta operación también se le

conoce como fraccionamiento, refinación, rectificación, alambicación y agotamiento (Tamuzi & Kasiri, 2020, p. 3).

Las plantas de fraccionamiento se componen de unidades o secciones fundamentales, como las instalaciones de entrada y cuatro torres de destilación: despropanizadora, desbutanizadora, separadora de butanos y fraccionadora de gasolina. Los hidrocarburos de alimentación se bombean desde los depósitos de almacenamiento y atraviesan una serie de intercambiadores de calor, lo cual permite conservar y ahorrar energía.

La alimentación se dirige hacia la despropanizadora, que ha sido diseñada con el objetivo de producir propano con una pureza de al menos el 96% en volumen de líquido. Limitando el componente propano en las especificaciones de fondo de la torre a un nivel del 0,55%. El producto de fondo de la despropanizadora entra en la torre desbutanizadora. Los butanos se separan en el tope y se usan como alimentación a la separadora de butanos donde se separan en *i*-butano y *n*-butano con una calidad del 96% en volumen de líquido (Guerrero, et al., 2021, p. 54). Esta columna se considera en conjunto con la desbutanizadora; los vapores de tope de la desbutanizadora, se utilizan para proveer calor al fondo de la separadora de butanos, mientras dichos vapores se convierten en líquido para proveer reflujo a la torre desbutanizadora. Adicionalmente, existe un corte lateral de pentano (fase vapor) al 80% por volumen de líquido.

2.6 Contextualización del proceso de fraccionamiento

El proceso de fraccionamiento se efectúa mediante la utilización de fases de líquido y vapor a la misma temperatura y presión. Para asegurar el contacto entre ambas fases, se emplean internos en forma de platos o bandejas dentro de las torres de fraccionamiento. Estos platos se disponen en serie, uno encima del otro, formando una columna o torre. La alimentación que será dividida en fracciones es introducida en uno o varios puntos a través de la columna (Lu, et al., 2019, p. 5412). Debido que el líquido y el vapor difieren en gravedad, el primero desciende por la columna, pasando de un plato a otro en forma de cascada, mientras que el segundo asciende a través de la columna, entrando en contacto con el líquido presente en cada plato. Barrios (2019, p. 48) menciona que el líquido que consigue llegar a la base de la torre se somete a un proceso parcial de vaporización en un intercambiador de calor llamado rehervidor o calderín. Durante este intercambio de calor, el líquido se convierte en vapor y asciende por la torre y el residuo líquido restante es extraído como producto de fondo. Por otro lado, el vapor se envía hacia la parte superior de la torre y se enfría mediante un condensador de tope, lo que ocasiona la condensación del vapor y que este se convierta en líquido. Parte de este líquido retorna a la torre como reflujo para suministrar un flujo de líquido constante. El resto del líquido se extrae como producto de

tope o destilado. Este modelo de flujo en la cúpula de la torre de fraccionamiento permite el contacto a contraflujo entre las corrientes de líquido y vapor en cada plato de la torre (Freire, 2023, p. 53).

La fase de líquido y de vapor presentes en cada bandeja o plato se aproximan a un equilibrio en términos de composición, presión y temperatura, hasta cierto punto determinado por cuan eficiente sea el plato de contacto. Los componentes menos pesados, que tienen puntos de ebullición más bajos, tienen tendencia a concentrarse en la fase de vapor, en tanto, los componentes menos livianos, con puntos de ebullición más elevado, se encuentran en la fase líquida (Venegas, 2019, p. 117). Cuando el vapor asciende por la torre, se vuelve más rico en los componentes ligeros, mientras que la fase líquida, al descender en cascada, se enriquece en los componentes pesados. La separación general lograda entre el producto de fondo y superior, depende principalmente de la relación entre el flujo de vapor y de líquido (reflujo), tipo y número de platos de contacto, así como las volatilidades relativas de los componentes. Si se introduce una alimentación en un punto de la torre, esta se fracciona en dos partes principales. La sección superior se conoce comúnmente como de rectificación, mientras que la sección inferior es denominada sección de agotamiento. Sin embargo, estos términos pueden volverse indefinidos en torres que tienen múltiples puntos de alimentación o cuando se obtiene un flujo lateral de productos en alguna posición a lo largo de la columna, junto con los flujos de productos en los extremos. En la Ilustración 2-3 se exhibe un diagrama típico de una torre fraccionadora.

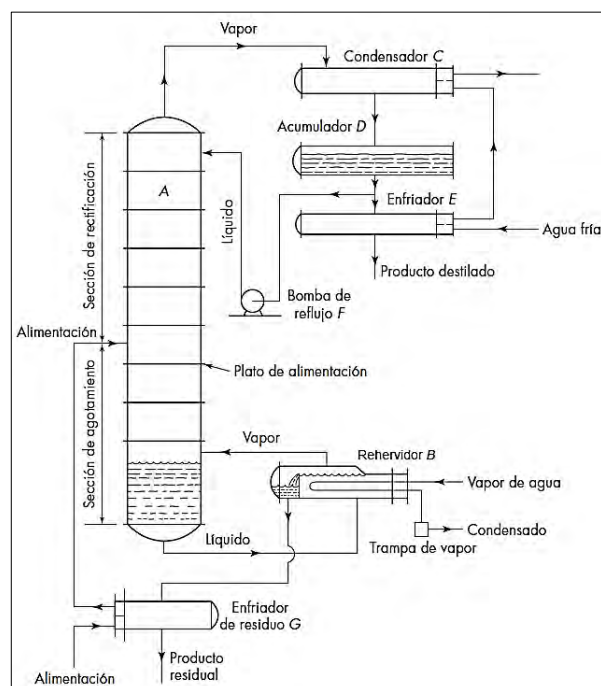


Ilustración 2-3: Columna de destilación continua

Fuente: McCabe et al., 2007, p. 701

El objetivo principal del fraccionamiento o destilación es diseñar un equipo que permita dividir una alimentación en dos o más productos, siendo al menos uno de ellos de composición definida o con una presión de vapor constante (Usuriaga, 2022, p. 28). La operación de fraccionamiento se efectúa a presión constante, utilizando la temperatura y el contacto entre líquido y vapor necesarios para lograr separar la alimentación en los productos esperados. La cantidad de columnas de fraccionamiento necesarias dependerá del total de productos requeridos y de las características de la alimentación. En la Ilustración 2-4 se exhibe una columna de fraccionamiento simple.

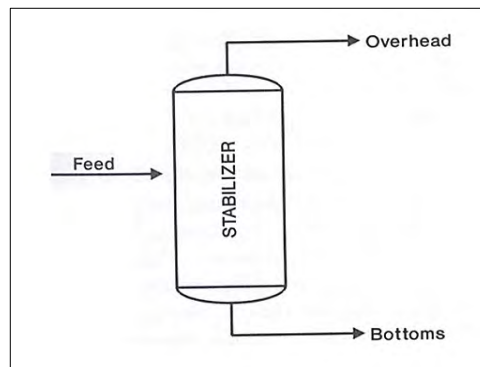


Ilustración 2-4: Fraccionador simple

Fuente: Calvo, 2020, p. 95

En la ilustración anterior se indica una especificación, ya sea para el producto de tope o para el producto de fondo, con el resto de los demás componentes en el fondo o tope dependiendo de la especificación. Este tipo de fraccionamiento se denomina estabilización y es a menudo usado cuando una gasolina natural, un líquido o un gas con una calidad especificada, la Ilustración 2-5 muestra un sistema de dos columnas en serie con una alimentación que presenta los siguientes componentes: metano, etano, propano, butanos, pentanos, hexanos, etc.

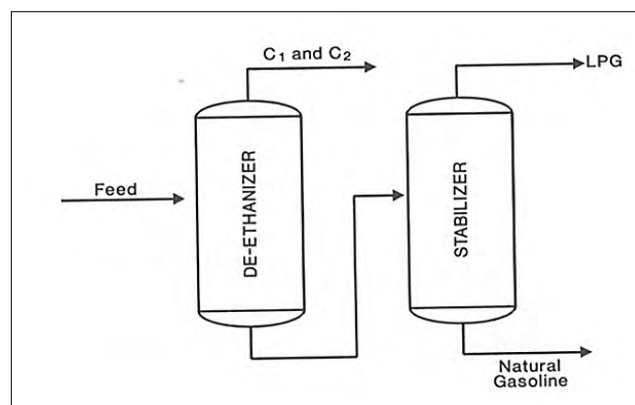


Ilustración 2-5: Sistema de dos columnas en serie

Fuente: Calvo, 2020, p. 96

Este sistema es comúnmente usado para producir una mezcla de GLP (gas licuado del petróleo, en inglés “LPG”) por el tope (propano y butanos) y una gasolina natural como producto por el fondo (pentanos, hexanos, etc.), aquí la primera columna o desetanizadora debe remover todos los productos no deseables en el GLP (metano y etano), y la segunda columna especificar la calidad del GLP y de la gasolina (Hernández, 2019, p. 32). Existe también un sistema de fraccionamiento de tres columnas en serie como se muestra en la Ilustración 2–6, para separar una alimentación donde se encuentran los siguientes componentes: etano, propano, butanos, pentanos, hexanos, etc.

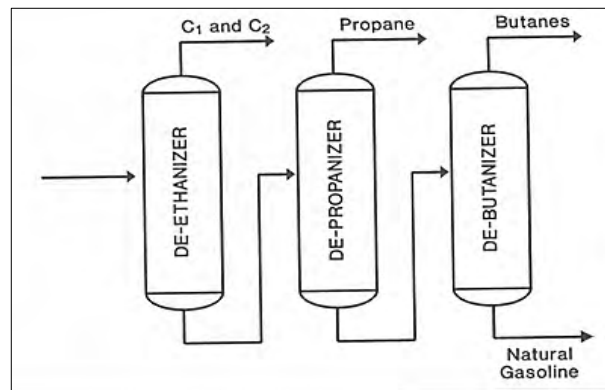


Ilustración 2–6: Sistema de tres columnas en serie

Fuente: Calvo, 2020, p. 96

En contexto con lo indicado previamente, se destaca que las etapas en las que se da transferencia de energía y masa en una torre de fraccionamiento real son complejas para ser modelados directamente de modo fácil (Pulgarín & Rincón, 2021, p. 45). Para superar esta barrera, se utiliza el modelo de etapa en equilibrio. En este modelo, se considera que las corrientes de líquido y vapor que surgen de una fase en equilibrio se encuentran entre sí en equilibrio, y se pueden aplicar relaciones termodinámicas para vincular las concentraciones de ambas corrientes en equilibrio. En consideración de lo anterior, se diseñará una torre hipotética compuesta por etapas de equilibrio (en lugar de utilizar platos de contacto reales) para llevar a cabo la separación en la torre real. Luego, el número de fases hipotéticas o teóricas de equilibrio se convierte en una cantidad determinada de platos reales mediante el uso de eficiencias de platos. Estas eficiencias describen la desviación de la eficiencia para el plato real de contacto en comparación con la eficiencia de una etapa de equilibrio.

La definición de una fase de equilibrio desglosa el diseño de una torre de fraccionamiento en tres aspectos fundamentales. En primer lugar, se deben obtener cuidadosamente los métodos los datos termodinámicos y datos necesarios para estimar las composiciones en la fase de equilibrio. En segundo lugar, se requiere determinar la cantidad de etapas necesarias para lograr la separación

específica. En última instancia, es necesario convertir la cantidad de etapas de equilibrio a un número equivalente real de platos.

2.7 Parámetros de operación, diseño y tipos de torres de fraccionamiento.

Las torres de fraccionamiento son equipos esenciales en las plantas de procesos, donde se efectúa la disgregación de componentes. Estas columnas, que actúan como el corazón de la planta, son recipientes cilíndricos verticales que contienen piezas internas que facilitan la transferencia de masa (Murali, et al., 2019, p. 960). Además, están equipadas con otros dispositivos importantes como intercambiadores de calor, bombas e instrumentación, que son fundamentales para su operación y control. Para que ocurra la separación, es necesario contar con etapas de equilibrio. A través de métodos gráficos o numéricos, es viable determinar la cantidad de etapas teóricas requeridas para lograr la separación deseada. En general, hay dos tipos principales de torres de fraccionamiento: de platos y empacadas.

A continuación, se describirán únicamente las columnas de platos, que son relevantes para el estudio en curso. En este sentido, es importante destacar que los platos son los componentes principales de trabajo en una torre de fraccionamiento, y desempeñan la función de las etapas de equilibrio, específicamente, donde tiene lugar la transferencia de masa entre el vapor y el líquido. Una bandeja de plato consta de los siguientes componentes:

- Vertedero de salida: es una estructura que retiene una porción del líquido proveniente del plato superior.
- Bajante: es el conducto a través del cual el líquido fluye hacia el plato inferior.
- Plataforma de la bandeja.

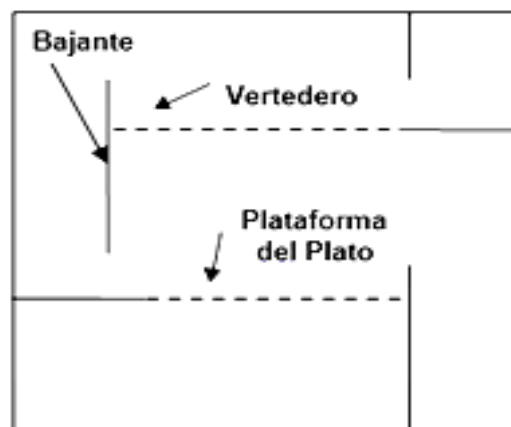


Ilustración 2-7: Componentes de un plato

Fuente: Domínguez, 2020, p. 32

Las torres de platos que son empleadas para el contacto gas-líquido, de acuerdo con McCabe et al. (2007, p. 103), se pueden categorizar dependiendo del tipo de flujo en sus dispositivos de contacto que están en lo interno: platos de flujo a contracorriente y de flujo cruzado. Los últimos son más frecuentemente utilizados y emplean un ducto descendente para el líquido, debido una eficiencia de transferencia y un rango operativo más extenso. Existe una amplia variedad de tipos de platos ofrecidos por diferentes compañías fabricantes, siendo los más comunes los de campana de burbujeo, los de válvula y los perforados. A continuación, serán descritos sólo la categoría de platos que se encuentran en las torres de destilación consideradas para el diseño del presente estudio, a saber, los platos tipo válvula y los platos perforados.

En este contexto, los platos tipo tamiz o perforados consisten en bandejas metálicas que presentan perforaciones o aberturas a través de las cuales el vapor procede del plato inferior pasa de modo directo al líquido (Masnsour, et al., 2020, p. 5057). Esto permite lograr un contacto estrecho entre el vapor y el líquido, evitando que el líquido fluya a través de los agujeros debido a la acción de la circulación del vapor, como se ilustra en la Ilustración 2-8. Sin embargo, si la decrece la velocidad del vapor, existe la posibilidad que una porción o todo el líquido drene a través de los agujeros, lo que puede provocar inestabilidad hidráulica y reducir la eficiencia de la columna.

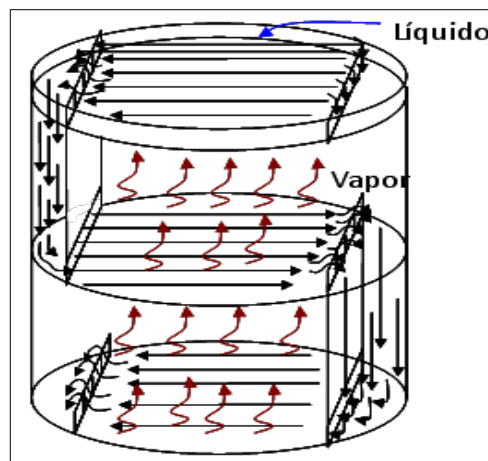


Ilustración 2-8: Circulación de vapor y líquido en la columna

Fuente: Doty, 2004, p. 153

Para el caso de los platos tipo válvula, indica Doty (2004, p. 255), se trata de una lámina de metal móvil que cubre los agujeros de los platos; la lámina de la válvula se cierra o abre en función del flujo de vapor. Estos platos están diseñados para reducir al mínimo el drenaje que ocurre si el flujo de gas es bajo. Esto se logra mediante el cierre gradual de la válvula cuando disminuye el flujo de gas, lo que ocasiona que el área total varíe y se conserve un equilibrio dinámico de presión en el plato.

En la Tabla 2–1 se presenta la descripción de las principales características de los platos perforados y de los platos de válvulas, mientras que en la Ilustración 2–9 se muestran algunos diseños de los platos más comúnmente usados en la industria.

Tabla 2–1: Comparación de platos perforados y platos de válvula

Tipo	Perforado	Válvula
Capacidad	Alta	Alta a Bastante Alta
Eficiencia	Alta	Alta
Flexibilidad (<i>turndown</i>)	Media a Buena, Relación 2/1, 3/1	Buena, Relación 4–5/1
Arrastre	Moderado	Moderado
Caída de Presión	Moderada	Moderada. Diseños pasados: caída de presión más alta. Diseños recientes: caída de presión igual a la de los platos perforados.
Costo	Bajo	Aprox. 20% mayor que los platos perforados.
Mantenimiento	Bajo a Moderado	Bajo a Moderado.
Ensuciamiento	Bajo a Moderado	Bajo a Moderado
Disponibilidad de Información de Diseño	Bien conocida	Disponible
Aplicaciones Principales	En la mayoría de las torres, cuando la flexibilidad no es crítica	En la mayoría de las torres, cuando la flexibilidad es importante. No es recomendable para servicios donde hay ensuciamiento
Utilización en Mercado	25 %	70 %

Fuente: Doty, 2004, p. 665

Realizado por: Albuja, S., 2023

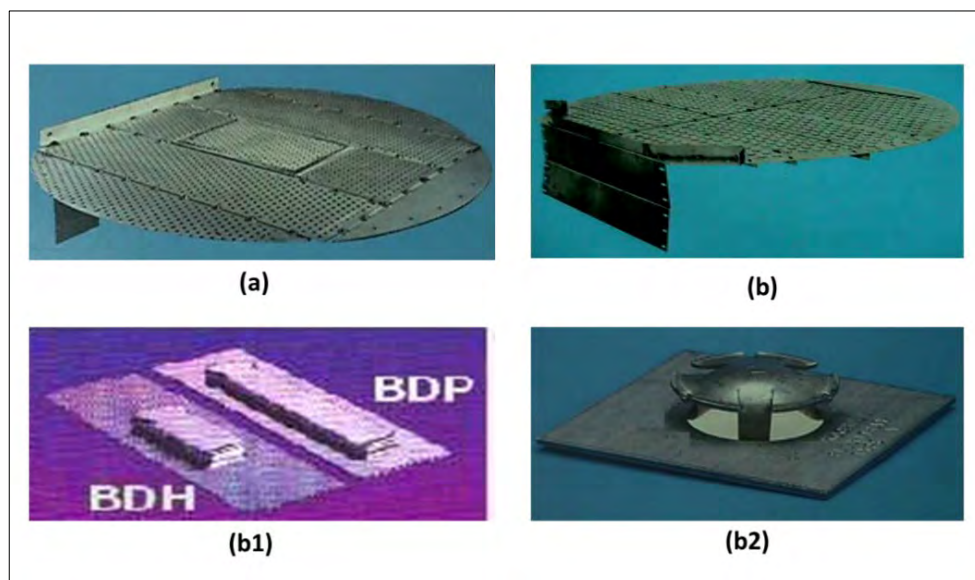


Ilustración 2–9: Tipos de platos

(a) platos perforados

(b1) válvula rectangular (*nutter*)

(b) platos de válvulas

(b2) válvula redonda (*koch*)

Fuente: Wankat, 2008, p. 302

Para concluir la selección o diseño de las bandejas, es importante considerar el número de bajantes o pasos. Las bandejas pueden tener entre uno y cinco pasos, e incluso se pueden combinar dentro de una misma torre, siempre y cuando se mantenga la estabilidad hidráulica (Ardila, 2020). En una torre de diámetro constante, en tanto que se aumenta la cantidad de bajantes, se incrementa la capacidad para manejar un mayor caudal de líquido. Sin embargo, esto conlleva una disminución en la transferencia de masa entre el vapor y el líquido, ya que el tiempo de estancia se reduce debido a la menor área de burbujeo. Como derivación, se tiene una disminución en la eficiencia, como se muestra en la Ilustración 2–10.

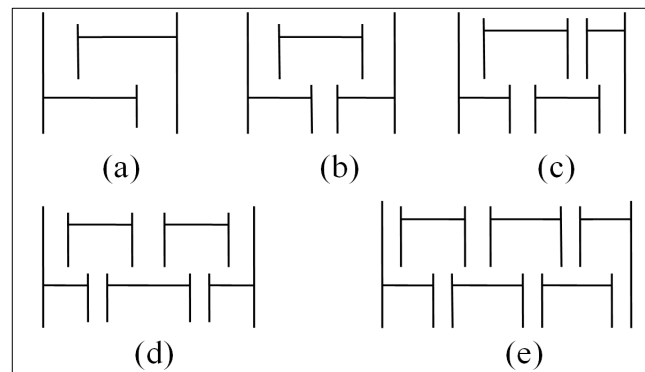


Ilustración 2–10: Diseño de bajantes o pasos
 (a) 1 paso (c) 3 pasos (e) 5 pasos
 (b) 2 pasos (d) 4 pasos

Fuente: Wankat, 2008, p. 305

2.8 Diseño de torres de fraccionamiento

Para el diseño de estos equipos los parámetros primarios son la cantidad de etapas y la relación de reflujo, la cual está directamente relacionada con la potencia que debe suministrar el rehervidor ya que se debe cumplir con una separación determinada. Es fundamental determinar la presión a la que operará la torre antes de llevar a cabo cualquier cálculo de diseño. El óptimo diseño del plato implica lograr un equilibrio el manejo del flujo de líquido y la eficiencia en la utilización del área transversal de paso para el flujo de gas.

El diseño de una torre de platos se basa en el cálculo de etapas teóricas de equilibrio esenciales para obtener una específica separación. Debido a que en los platos reales no se puede obtener el equilibrio, por las limitaciones de tiempo de contacto entre las fases, es necesario que se prevea un número mayor de etapas a fin de garantizar la separación deseada. Lo que realmente importa, es la eficiencia general de la columna, que es un indicador de la efectividad del contacto vapor–líquido y enuncia la separación será obtenida de modo teórico en estado de equilibrio o la razón

de platos teóricos (N_t) a platos reales (N_a), que se requiere para efectuar la separación, según la ecuación siguiente:

$$E = \frac{N_t}{N_a}$$

Dicha eficiencia depende del tipo de plato, número de bajantes que tenga, además del tipo de sistema que se está separando, o servicio. Las torres de fraccionamiento de platos operan entre el 10% y el 90% de eficiencia. La transferencia de calor y masa tiene lugar en el plato, ya que los productos se encuentran a las temperaturas de rocío y burbuja para un mismo valor de presión y temperatura. Los datos para estos productos que corresponde a su equilibrio generalmente son representados en función de los valores de K (relaciones de equilibrio entre el vapor-líquido), que se definen mediante la siguiente ecuación:

$$K_i = \frac{y_i}{x_i}$$

La constante K_i es una medida de cuanto una sustancia i tiende a la vaporización en un sistema. Si el valor de K_i es alto, la sustancia i es propensa a concentrarse en la fase de vapor, en yuxtaposición si es bajo, se inclina a concentrarse en la fase líquida. Si es igual a uno el valor, el componente i se distribuye equitativamente entre ambas fases. La constante K_i depende de la composición del sistema, presión y temperatura. En el equilibrio, dos variables se fijan, se define la tercera, por lo que la constante K_i puede ser considerada una función de la temperatura-composición, temperatura-presión, o presión-composición. Para predecir el valor de K_i , se pueden utilizar datos experimentales, ecuaciones de estado termodinámicas o gráficos.

2.9 Operación y control de columnas de fraccionamiento de LGN

Un buen entendimiento del sistema de control es esencial para comprender los sistemas de fraccionamiento, por lo tanto, se deben analizar los principales sistemas para intentar proveer la suficiente filosofía de control que permita diseñar o analizar circunstancias que se presenta día a día en una planta de proceso (Shehata, et al., 2019, p. 18). A continuación, se destacan los principales sistemas de control empleados en columnas de destilación:

- a) **Control de presión:** en una columna de fraccionamiento ha sido clásicamente controlada a través de una válvula fija. En casos de columnas con condensadores parciales, la presión puede ser controlada manipulando el vapor o venteado los no condensables, siendo esto un

excelente esquema de control, columnas donde la composición del producto de tope es constante, es requerido que la temperatura del condensador a la salida, sea controlada. Para condensadores totales comúnmente válvulas mariposas son colocadas en los topes de las columnas, y la presión es controlada mediante la variación del sistema de enfriamiento por manipulación del agente de enfriamiento. La presión puede ser además controlada variando el coeficiente de transferencia de calor en el condensador, considerando que tiene suficiente área de traspaso convirtiéndose este exceso de área en parte del sistema de control.

Un ejemplo lo representa un condensador total con el acumulador completamente lleno y el nivel hasta el tope en el condensador. Si la presión es demasiado alta se baja el nivel con la finalidad de proveer enfriamiento adicional y viceversa si el nivel es bajo. A veces, según Severns et al. (2021, p. 44), es necesario un condensador parcialmente inundado a un ángulo con una pendiente rápida mayor que la horizontal para una respuesta apropiada del control. La Ilustración 2–11 muestra un ejemplo de un esquema de control de presión en una columna.

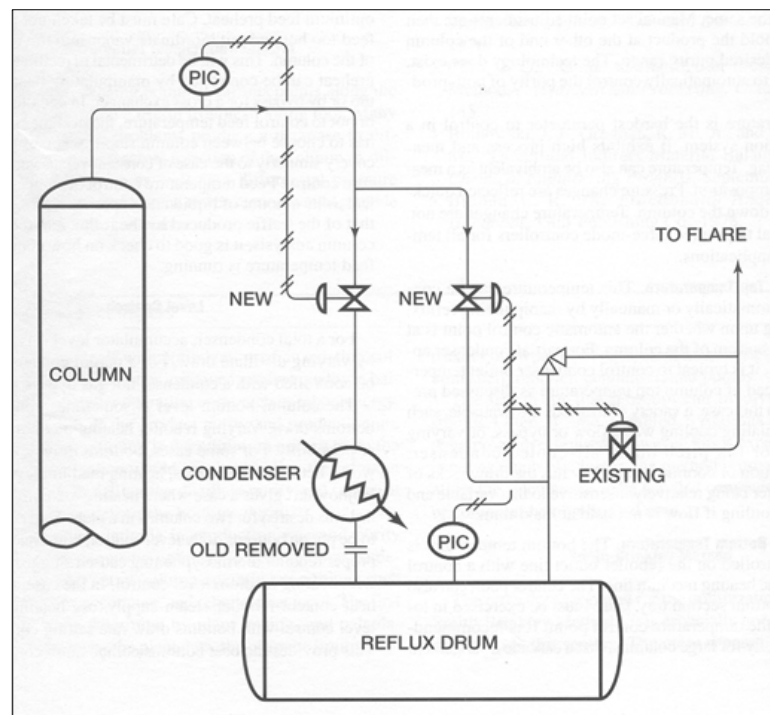


Ilustración 2–11: Control de presión

Fuente: Severns et al., 2021, p. 79

- b) Diferencial de presión:** en el análisis de problemas en columnas, la medición de este parámetro (ΔP) que cuantifica la diferencia de presión entre el fondo y tope de la columna es de gran relevancia, ya que su uso permite controlar el tráfico. Para columnas con empaques se recomienda operar entre un 80 y 100 % del flujo para tener mejor eficiencia.

- c) **Control de temperatura:** es el parámetro más difícil de controlar en una columna de fraccionamiento, por ello algunas pueden indicar ambivalencias en caso de una medida de composición, los cambios de presión en columnas se reflejan rápidamente tanto en el tope como en el fondo, mientras que los cambios de temperatura no. Es típico proveer al menos tres controles de temperatura en una columna de fraccionamiento, los cuales normalmente son las de tope, fondo y de alimentación.
- d) **Temperatura de tope:** esta puede ser controlada automáticamente o manualmente manipulando el reflujo y dependiendo si el control está en el fondo o tope de la columna. En la mayor parte de los casos de condensadores totales es recomendado controlar la temperatura de salida de condensador que la de tope.
- e) **Temperatura de fondo:** es a menudo controlada a la salida del rehervidor a través de una válvula que controla la línea de suministro de calor. El punto de control también puede ser una bandeja de la sección de fondo. Se recomienda para columnas de grandes longitudes un arreglo en cascada entre el fluido que suministra calor y la válvula de control.
- f) **Temperatura de alimentación:** a menudo se permite la variación de esta temperatura con la calidad de la alimentación. Un intercambiador alimentación fondo es colocado con la finalidad de optimizar la temperatura de alimentación y evitar de esta forma el sobrecalentamiento de la alimentación que puede ocasionar mayor cantidad de vapor del permitido en la zona de rectificación. La cantidad de calor disponible en el fondo debe ser similar al calor óptimo requerido por la alimentación para su separación. La colocación de un sistema de medición de esta temperatura nos permite determinar la estabilidad de la columna versus la energía requerida, por ello para analizar columnas se recomienda verificar el comportamiento de esta temperatura.
- g) **Diferencial de temperatura:** se trata de mediciones de temperaturas en varios puntos de las torres que son a menudo herramientas útiles para solventar problemas en una columna. Un diferencial alto de temperatura como un diferencial alto de presión determina problemas, por lo tanto, son variables de gran ayuda para el operador.
- h) **Control de nivel:** para el caso de acumuladores o tambores de reflujo con condensadores totales, el nivel es comúnmente controlado por la variación del flujo de salida del destilado y en el caso de condensadores parciales, el control de nivel se efectúa mediante la manipulación de la válvula de vapor. Para el caso del fondo de la torre, el control de nivel del fondo puede controlado mediante la manipulación del flujo de salida del fondo o por la variación del flujo de calor por parte del agente caliente. Sin embargo, algunos sostienen la conveniencia del control de nivel ajustando flujo de salida y otros el control de nivel ajustando el medio caliente.

2.10 Fundamentos del simulador de procesos DWSIM

Aunque los simuladores comerciales de procesos, como Aspen Hysys[®], son poderosos, generalmente su coste es inalcanzable para pequeñas empresas, universidades y estudiantes. Sin embargo, existe una alternativa llamada DWSIM, que es un simulador de código abierto y gratuito (Silva, 2022, p. 55). Esto implica que se puede acceder a su código fuente, adaptarlo según su necesidad o corregir errores. DWSIM cuenta con una intuitiva y fácil interfaz gráfica, que ofrece muchas de las funcionalidades que se encuentran en simuladores comerciales. Además, permite emplear una amplia gama de modelos termodinámicos y operaciones unitarias, soporte para herramientas y sistemas reactivos para caracterizar el crudo.

DWSIM proporciona una diversidad de operaciones unitarias, abarcando mezcladores, separadores de sólidos y filtros, columnas de destilación/absorción, placas orificio, reactores, intercambiadores de calor, columnas de destilación, entre otros (utilizando el método shortcut) (Ortega & Romero, 2022, p. 71). Además, el software cuenta con diversos modelos termodinámicos, como Tablas de Vapor IAPWS–IF97, Ley de Raoult, Peng–Robinson y otros.

DWSIM ha sido reconocido por ser la primera aplicación de código abierto del estándar CAPE–OPEN, el cual es un estándar de ingeniería de procesos que busca fomentar la interoperabilidad de las soluciones de simulación al permitir la combinación de interfaces de modelado de componentes de diferentes softwares. Este estándar fue desarrollado en colaboración con grupos académicos, empresas operadoras, empresas de tecnología, y grandes simuladores comerciales como Aspen Plus[®] o Aspen Hysys[®]. DWSIM cumple plenamente con el estándar CAPE–OPEN, lo que resalta su capacidad para trabajar de forma integrada con otras soluciones de simulación.

CAPÍTULO III

3. MARCO METODOLÓGICO

3.1 Consideraciones metodológicas

3.1.1. *Enfoque de la investigación*

El estudio se soportó en un proceso de indagación científica caracterizado por una investigación cuantitativa, es decir, que consideró el empleo de datos numéricos para efectuar el proceso de diseño de la torre despropanizadora. Es de destacar que los estudios cuantitativos, según Pereyra (2020, p. 46), se centran en cuantificar los datos y efectuar operaciones con estos con el fin de lograr información derivada que contribuya a comprender el fenómeno o situación que se investiga. El diseño de la torre toma en cuenta datos numéricos para efectuar cálculos de ingeniería.

3.1.2. *Tipo de investigación*

El trabajo investigativo corresponde a uno de tipo descriptivo. Hernández et al. (2018, p. 44) destacan que los estudios descriptivos exponen las características o atributos de objeto, situación que se pretende estudiar, con el fin de facilitar su comprensión. En este contexto este estudio es de tipo descriptivo porque además de detallar los aspectos mecánicos de la torre de fraccionamiento y sus componentes, también se exponen aspectos como condiciones de operación, el balance de masa que ayuda a explicar el comportamiento de la masa que entra y sale de la torre. El estudio, al ser de tipo descriptivo, se inclina en especificar las diversas etapas que se involucran en el proceso de diseño de la columna de fraccionamiento, con énfasis en las condiciones de operación y los requerimientos de la torre para lograr la separación deseada.

3.1.3. *Técnicas e instrumentos de investigación empleados*

La investigación se apoyó en la técnica de observación, que según Escobar y Bilbao (2020, p. 72), no solo implica una simple contemplación, sino que el investigador recopila datos que dan una perspectiva general al investigador de lo que se está estudiado. En este caso, la observación se aplicó para comprender las etapas, equipos, parámetros operativos que están involucrados en un proceso de despropanización. Se realizó una indagación documental precisando de otros estudios los criterios y consideraciones para el diseño de una torre despropanizadora. Estos sirvieron de base y guía para los cálculos de diseño.

3.2 Equipos y materiales

El proceso de desarrollo del diseño y simulación de una torre despropanizadora asociada al procesamiento de líquidos del GN en un complejo de refinación, consideró el empleo de un grupo de aplicaciones las cuales se detallan a continuación:

- a) **Microsoft Office (Word, Excel, PowerPoint):** La suite ofimática de Microsoft fue empleada en el procesamiento de los datos, la ejecución de ciertos tipos de cálculos, así como la elaboración del informe que describe el diseño y los resultados de la simulación.
- b) **Simulador de Procesos DWSIM:** Esta aplicación fue empleada para efectuar la simulación de la columna de destilación por método abreviado y por método riguroso.
- c) **Simulador de Procesos (ChemSep):** Esta aplicación fue empleada para efectuar el análisis económico correspondiente.

3.3 Descripción general del proceso metodológico aplicado

Como se puede apreciar en la Ilustración 3–1, el proceso de diseño de la torre despropanizadora para el procesamiento de los líquidos del GN se llevó a cabo mediante las siguientes etapas: investigación y localización de información, especificación de requerimientos, cálculos de ingeniería, simulación del proceso en DWSIM, análisis de sensibilidad, evaluación económica y validación de resultados.



Ilustración 3–1: Proceso de diseño del despropanizador

Realizado por: Albuja, S., 2023

- **Fase I, revisión documental:** Se efectuó una revisión documental en repositorios de reconocida trayectoria científica como Scopus, Science Direct, Google Académico para determinar los referentes teóricos sobre los componentes del gas natural, sus características fisicoquímicas, así como el proceso de refinación y específicamente de despropanización. Adicionalmente, se buscó información técnica relacionadas con las corrientes de gas típicas que se tienen en campos de hidrocarburos en Latinoamérica y en el Ecuador. Además, se compilaron datos relacionados con las consideraciones de diseño de torre despropanizadora, teniéndose como base algunos estudios que aplicaron distintos procedimientos para diseñar y simular una torre despropanizadora.
- **Fase II, parámetros de diseño:** Con base en los datos compilados se precisaron los parámetros base de diseño. Se consideró la composición molar de cada componente del gas y se especificaron las condiciones iniciales de diseño a las cuales operaría la torre despropanizadora y equipos complementarios.
- **Fase III, cálculos base para el diseño:** se considerando las variables involucradas, los parámetros de operación y condiciones de flujo y se efectuaron los cálculos de diseño requeridos para la torre despropanizadora y componentes.
- **Fase IV, simulación en DWSIM y comprobación:** a partir de los datos y consideraciones de las fases previas, se realizó un *flowsheet* de la torre despropanizadora del gas y se efectuó la simulación del proceso en DWSIM. Se realizó una contrastación de lo obtenido con el simulador y los cálculos preliminares de diseño, comparándolos con otros estudios que diseñaron torres de este tipo, esto facilitó preciar los elementos de diseño minimizando el margen de error que pudiera existir.
- **Fase V, análisis de sensibilidad:** Es de destacar que las operaciones de refinación del gas y específicamente el proceso de despropanización, puede sufrir cambios, ya que los niveles de producción pudieran variar, en este sentido se efectuó con el apoyo del simulador DWSIM un análisis de sensibilidad de la variable independiente (fracción de vapor en la alimentación de LGN a la torre), para de este modo precisar las condiciones mínimas y máximas de operación de la torre con la que se pueda tener un proceso efectivo.
- **Fase VI, análisis técnico–económico:** se empleó el software de simulación de procesos ChemSep en modo riguroso, el cual incluye los internos de la torre necesarios para calcular los costos de una forma más rigurosa y se realizó el análisis técnico–económico. Para ello se evaluaron las condiciones de funcionamiento de la torre despropanizadora y equipos complementarios, teniendo en cuenta que lo que se derivó de este también fue insumo para el análisis económico. Es de destacar que ChemSep cuenta con un módulo para realizar estudios económicos permitiendo estimar los costos operativos.

3.4 Cálculos de ingeniería para el diseño de la torre despropanizadora

A continuación, en la Ilustración 3–2, se sintetiza las etapas del procedimiento de cálculo llevado a cabo para el diseño de la torre despropanizadora. Los siguientes parámetros fueron estimados para el diseño de la columna de destilación: selección de componentes claves, las condiciones de operación (presión y temperatura), especificación del producto (separación requerida), condiciones de operación límite, número de etapas de equilibrio, relación de reflujo, distribución de los componentes no claves, número de platos reales, ubicación de la alimentación, y cargas térmicas de los equipos auxiliares. Diversos modelos y correlaciones empíricas fueron empleados en los cálculos de ingeniería realizados, como se muestra en la Ilustración 3–2.

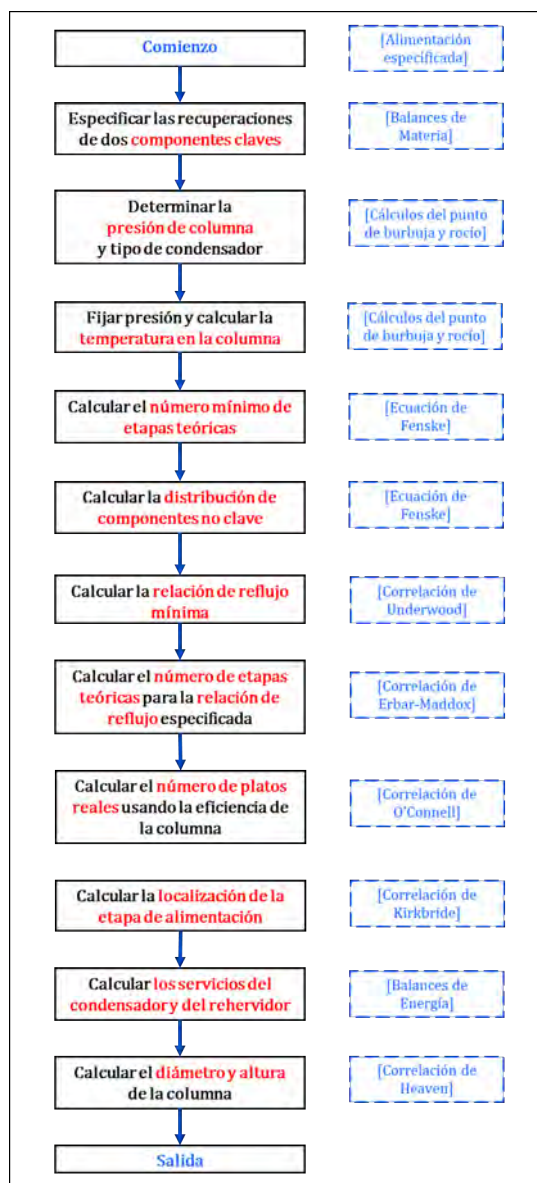


Ilustración 3–2: Algoritmo de cálculos

Realizado por: Albuja, S., 2023

3.5 Especificación de las variables de diseño

3.5.1. Composición y condición de la alimentación a la torre despropanizadora

La alimentación para la torre despropanizadora partió de una mezcla multicomponente de líquidos del gas natural (LGN) con composición típica de América Latina, puesto que el propósito del diseño es plantear un proceso que permita producir principalmente propano en una torre fraccionadora. En la Tabla 3–1 se exhibe la composición base y la calidad del fluido que será procesado en la torre.

Tabla 3–1: Composición de la alimentación de LGN

[PM]	Alimentación LGN		Composición		Peso	Gravedad Específica	Composición		Densidad	Flujo molar	Destilado	Fondo
	Componentes		[%mol]	[PM _i]	Molecular		[%peso]	[lb/gal]	[mol/h]	[%mol]	[%mol]	
30,07	Etano	C2	1,02	0,31	0,35	0,57	2,93	53,98	1,88	0,00		
44,1	Propano	C3	53,36	23,53	0,51	43,75	4,24	2823,81	97,02	1,69		
58,1	Isobutano	iC4	11,86	6,89	0,56	12,81	4,69	627,63	1,10	24,60		
58,1	n–butano	nC4	17,68	10,27	0,58	19,1	4,87	935,63	0,00	38,60		
72,15	Isopentano	iC5	5,73	4,13	0,62	7,69	5,21	303,23	0,00	12,51		
72,15	n–pentano	nC5	4,58	3,3	0,63	6,14	5,26	242,37	0,00	10,00		
86,17	Hexano	C6	3,1	2,67	0,60	4,97	4,97	164,05	0,00	6,77		
100,2	Heptano	C7	2,67	2,68	0,69	4,97	5,74	141,3	0,00	5,83		
TOTAL			100	53,79		100		5292	100	100		

Fuente: Elaborado a partir de datos de estudios en los que se efectuaron diseños de torres despropanizadoras: Agudín, 2016; Barrios, 2019; Calvo, 2020; Domínguez, 2020; Pulgarín & Rincón, 2021; Orozco & Quiroz, 2019
Realizado por: Albuja, S., 2023

El flujo volumétrico o caudal de alimentación se fijó usando el volumen que se emplea típicamente para una torre despropanizadora, siendo este de 35000 BPD (barriles por día) de LGN, lo cual corresponde a un flujo molar de 5292 mol/hora. La conversión de unidades de 35000 bbls/día a lbmol/día se detalla a continuación.

$$35000 \text{ BPD} = 35000 \text{ barriles/día} = 35000 \text{ bbls/día}$$

$$\begin{aligned} 1 \text{ bbl} &= 42 \text{ gal} \\ 1 \text{ gal} &= 3,785 \text{ L} \\ 1 \text{ día} &= 24 \text{ h} \\ 1 \text{ lb} &= 454 \text{ g} \end{aligned}$$

$$35000 \frac{\text{bbls}}{\text{día}} \times \frac{42 \text{ gal}}{1 \text{ bbl}} \times \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} = 61250 \frac{\text{gal}}{\text{h}}$$

A manera de muestra de cálculo, el propano tiene una composición de 53,36%, por lo que el peso molecular (PM) del propano en la mezcla es de: $0,5336 \times 44,1 \text{ lb/lbmol} = 23,53 \text{ lb/lbmol}$. El peso de un lbmol de propano es 23,53 lb. Se hace esto con todos los componentes como se expone en la Tabla 3-1.

De cada componente el porcentaje peso se calcula dividiendo el peso molecular individual (PM_i) entre el peso total de la mezcla:

$$\% \text{Peso}_{C_3} = \frac{PM_{C_3}}{\text{Peso}_{\text{total}}} = \frac{23,53}{53,79} \times 100 = 43,75\%$$

Se hace así para los otros componentes como se muestra en la Tabla 3-1.

La gravedad específica de cada uno de los componentes fue tomada de la tabla de propiedades físicas del gas natural del *GPSA Engineering Data Book* (Anexo D). La gravedad específica para C3 (Propano) es de 0,50738; para hallar la densidad se debe multiplicar este valor por la densidad del agua (la cual tiene un valor de 8,3372 lb/gal):

$$\rho_{\text{agua}} = \frac{1 \text{ g}}{\text{mL}} \times \frac{1 \text{ lb}}{454 \text{ g}} \times \frac{1000 \text{ mL}}{1 \text{ L}} \times \frac{3,785 \text{ L}}{1 \text{ gal}} = 8,3372 \frac{\text{lb}}{\text{gal}}$$

$$0,51 * 8,3372 \frac{\text{lb}}{\text{gal}} = 4,24 \frac{\text{lb}}{\text{gal}}$$

Obteniéndose que la densidad del propano es de 4,23 lb/gal. Se hace esto para todos los componentes.

El valor de densidad de la mezcla se obtiene al sumar la densidad de cada uno de los componentes dividida por la masa de cada uno de los componentes. De igual manera, el peso molecular se obtiene al sumar los pesos moleculares individuales de todos los componentes:

$$\text{densidad}_{\text{total}} = \frac{100}{\sum \frac{\text{fraccion peso}}{\text{densidad}_i}} \quad PM_{\text{total}} = \sum \frac{\% \text{ molar} \times PM_i}{100}$$

De donde se tiene que la densidad de la mezcla de 4,647 lb/gal y el peso molecular de la mezcla es de 53,79 lb/lbmol. Usando estos valores, se tiene que el caudal de la alimentación de 35000 BPD corresponde a un flujo molar de 5292 lbmol/h:

$$61250 \frac{\text{gal}}{\text{h}} \times \frac{4,6477 \text{ lb}}{\text{gal}} \times \frac{1 \text{ lbmol}}{53,79 \text{ lb}} = 5292 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}}$$

La alimentación hacia la columna destiladora se fijó como un líquido saturado.

3.5.2. Selección de componentes clave

La destilación juega un papel importante en el manejo de mezclas multicomponentes en el sector de hidrocarburos. El propósito de este proceso es separar la alimentación en corrientes prácticamente puras de productos. En la destilación binaria (dos componentes), se determina la pureza especificando las fracciones molares del componente más ligero en los productos del destilado y del residuo. Establecer estas concentraciones permite calcular la cantidad de ambos productos en la columna de alimentación. Por otra parte, en la destilación de multicomponentes se requiere separar mezclas de tres o más componentes, por lo que las especificaciones de las concentraciones de un componente en los productos no son suficientes para realizar los cálculos de estos sistemas. Es más, es imposible cumplir exactamente con la separación requerida cuando se especifica las composiciones para dos de tres componentes.

El enfoque que se toma para superar este problema es seleccionar dos componentes de la mezcla, cuyas recuperaciones fraccionales en los productos de tope y de fondo indican de manera efectiva el grado de la separación conseguida. Los componentes elegidos de esta manera se denominan componentes clave. Los componentes clave difieren en volatilidad (punto de ebullición). El componente más volátil se llama clave ligero o liviano (LK) y el menos volátil se denomina clave pesado (HK). Tanto el componente clave ligero como el clave pesado se encuentran en el destilado y en el residuo de la destilación. En el producto de destilado, se recupera la mayor parte del componente clave ligero; mientras que en el residuo se encuentra la mayor parte del componente clave pesado. En la práctica, se acostumbra considerar que todos los componentes más volátiles o de temperatura de ebullición más baja que el componente clave liviano se encuentran presentes totalmente en la corriente del destilado y todos los componentes menos volátiles o de temperatura de ebullición más elevada que el componente clave pesado se recuperan únicamente en la corriente del residuo.

Para realizar el diseño de la torre fraccionadora de propano o despropanizadora, la primera etapa a realizar es el balance de masa general a la torre, pero como requisito primario se deben especificar los productos requeridos o deseados. Estas especificaciones se establecen basadas en

la alimentación de LGN fijada anteriormente. Para el caso que compete al diseño de la torre despropanizadora, se especificó lo siguiente:

- El propano se seleccionó como el componente clave liviano (LK), el cual es el principal producto del tope de la torre despropanizadora.
- El isobutano se seleccionó como el componente clave pesado (HK), el cual es el principal producto obtenido en la corriente del residuo de la columna de destilación.
- Recobro del 97% de propano en el producto de tope de la torre.
- Contenido máximo de 1% molar de isobutano en el producto de destilado de la torre.
- Contenido máximo de 2% molar de propano en el producto de fondo de la torre.

3.5.3. Balance de masa de la torre despropanizadora

Para la operación de la torre despropanizadora en estado estable, se tiene un balance general de masa de la torre despropanizadora, tal como se presenta a continuación:

$$\begin{aligned}
 F &= D + B \\
 \frac{D}{F} &= \frac{X_F - X_B}{X_D - X_B} \\
 \frac{B}{F} &= \frac{X_F - X_D}{X_B - X_D}
 \end{aligned}
 \tag{Ec. 1}$$

Donde:

D	=	flujo de producto de destilado o de tope (moles)
B	=	flujo de producto de fondo (moles).
F	=	flujo de alimentación (moles)
X _D	=	fracción molar de un componente (destilado)
X _B	=	fracción molar de un componente (fondo)
X _F	=	fracción molar de un componente (alimentación)

Con el balance de masa general de la torre despropanizadora mostrado previamente; se determinan la concentración de todos los componentes del producto del tope D y del producto de fondo B, con la composición de la alimentación asumida.

Come se mencionó anteriormente, el balance masa de una mezcla multicomponente se basa en los componentes claves. De tal manera que se asume que los componentes que son más livianos que el componente clave ligero, como el etano, se recuperan por completo en el producto de

destilado; mientras que los componentes de mayor peso que el componente clave pesado, como el n-butano, pasan directamente al producto de fondo.

A continuación, se expone una muestra de los cálculos anteriormente mencionados para el balance de masa del propano (componente clave liviano LK). Las especificaciones del producto propano es de 97% en el tope y 2% en el fondo (máximo). En primera estancia se inicia el cálculo con el límite de 2%, el cual es la fracción molar del propano en el fondo ($X_B = 0,02$).

Empleando la Ec. 1:

$$\frac{D}{F} = \frac{X_F - X_B}{X_D - X_B}$$
$$\frac{D}{5292,00} = \frac{0,5336 - 0,02}{0,97 - 0,02} = \frac{0,51336}{0,95} = 0,541$$
$$D = 0,541 * 5292 = 2862,97 \text{ moles}$$
$$D = 2862,97 \text{ moles}$$

Lo anterior implica que:

$$F = D + B$$
$$B = F - D = 5292 - 2862,97 = 2429,03 \text{ moles}$$
$$B = 2429,03 \text{ moles}$$

Con estos valores de D y B, los cuales fueron calculados con una concentración del 2% de propano en el fondo, disminuye la cantidad de propano producido en el tope, bajando el porcentaje de recuperación especificado del 97% de propano en el destilado. Por lo tanto, no se cumple con la especificación de la variable de diseño del recobro de propano. Para que cumpla la especificación de diseño del recobro, se tiene que disminuir la cantidad de propano en el fondo para que aumente el recobro de propano en el tope de columna.

El método de cálculo no es directo, ya que no se puede colocar el valor de la composición de propano en el fondo o cola en primera instancia. Se emplea un método de tanteo (por ensayo y error) hasta lograr la composición de propano en el fondo que cumpla con las dos especificaciones de las variables de diseño al mismo tiempo, las cuales son: recobro de 97% de propano en el tope y concentración máxima de 2% en el fondo. El valor que cumple con las dos especificaciones al mismo tiempo es una concentración de 1,69% de propano en el fondo, el cual se encuentra dentro

del rango de la especificación del 2% para esta variable de diseño y permite obtener un recobro del 97% de propano en la corriente de destilado de la columna.

Resolviendo el balance masa del componente propano con el nuevo valor calculado de 1,69% para la recuperación de propano en el fondo (fracción molar de 0,0169), se tiene que:

$$X_B = \frac{\text{moles de C3}}{\text{moles totales}} = \frac{41}{2423,69} = 0,0169$$

$$\frac{D}{F} = \frac{X_F - X_B}{X_D - X_B}$$

$$\frac{D}{5292,00} = \frac{0,5336 - 0,0169}{0,97 - 0,0169} = \frac{0,5167}{0,9531} = 0,5421$$

$$D = 0,5421 * 5292 = 2868 \text{ moles}$$

$$D = 2868 \text{ moles}$$

$$F = D + B$$

$$B = F - D = 5292 - 2868,93 = 2423 \text{ moles}$$

$$B = 2423 \text{ moles}$$

En la Tabla 3–2 se muestran los resultados del balance de masa para la torre despropanizadora. Las moles de propano e isobutano (componentes claves) recuperadas en el tope y el fondo se muestran sombreadas en la Tabla 3–2.

Tabla 3–2: Balances de materia para el despropanizador

[PM]	Alimentación LGN		Alimentación		Destilado	Fondo
			[%mol]	[mol/h]	[mol/h]	[mol/h]
30,07	Etano	C2	1,02	53,98	53,98	0,00
44,10	Propano	C3	53,36	2823,81	2782,81	41,00
58,10	Isobutano	iC4	11,86	627,63	31,52	596,11
58,10	n-butano	nC4	17,68	935,63	0,00	935,6
72,15	Isopentano	iC5	5,73	303,23	0,00	303,23
72,15	n-pentano	nC5	4,58	242,37	0,00	242,37
86,17	Hexano	C6	3,1	164,05	0,00	164,05
100,20	Heptano	C7	2,67	141,30	0,00	141,30
TOTAL			100	5292,00	2868,31	2423,69

Realizado por: Albuja, S., 2023

3.5.4. Cálculo de puntos de burbuja y de rocío

En mezclas multicomponentes, tanto la presión en la que trabaja la columna, como las temperaturas de la alimentación, del condensador y del rehervidor, deben ser estimadas mediante los cálculos correspondientes de puntos de rocío y de burbuja. Por definición, un líquido saturado está en su punto de burbuja (un aumento en la temperatura producirá la formación de una burbuja de vapor), y un vapor saturado está en su punto de rocío (un descenso en la temperatura producirá la generación de líquido). Los puntos de burbuja y los puntos de rocío se calculan a partir de las relaciones de equilibrio vapor – líquido para el sistema. En términos de las constantes de equilibrio (K_i) y las composiciones de vapor (y_i) y líquido (x_i) en equilibrio, se establecen las siguientes ecuaciones:

$$\begin{aligned} \text{Punto de burbuja:} \quad & \sum y_i = \sum K_i x_i = 1,0 \\ \text{Punto de rocío:} \quad & \sum x_i = \sum \frac{y_i}{K_i} = 1,0 \end{aligned} \quad [\text{Ec. 2}]$$

Para sistemas de hidrocarburos (como el caso del GN), los valores de la constante de equilibrio (K) son independientes de las composiciones de las fases y dependen solamente de la presión y temperatura del sistema. Los valores de K son funciones altamente no lineales respecto a la temperatura y a la presión (como se muestra en las gráficas de los Anexo A). Para mezclas multicomponentes, la temperatura o presión de cada especie que satisface las ecuaciones de punto de rocío o burbuja se debe encontrar empleando procedimientos de tanteos junto con las gráficas de valores de K (Anexo A).

En las Ilustraciones 3–3 y 3–4, se muestran los flujogramas generales para el cálculo de puntos de burbuja y puntos de rocío. Como se puede apreciar en estos diagramas, el método de cálculo para determinar los puntos de burbuja o rocío es iterativo (ensayo y error). A manera de ejemplo, a continuación, se describe el procedimiento para determinar la presión del punto de burbuja:

- a) Asumir una presión de burbuja.
- b) Buscar los valores de equilibrio de cada uno de los componentes a la presión asumida en el paso (a) con la temperatura conocida.
- c) Para cada uno de los componentes, multiplicar los valores de K_i obtenidos en el paso (b) por la concentración correspondiente x_i .
- d) Si la suma de los valores en el paso (c) es 1.0 o sea satisface la Ec.2, la presión de burbuja asumida es la correcta. Si no es 1.0, se repite los pasos (a) al (c) hasta que se satisfaga la Ec.2.

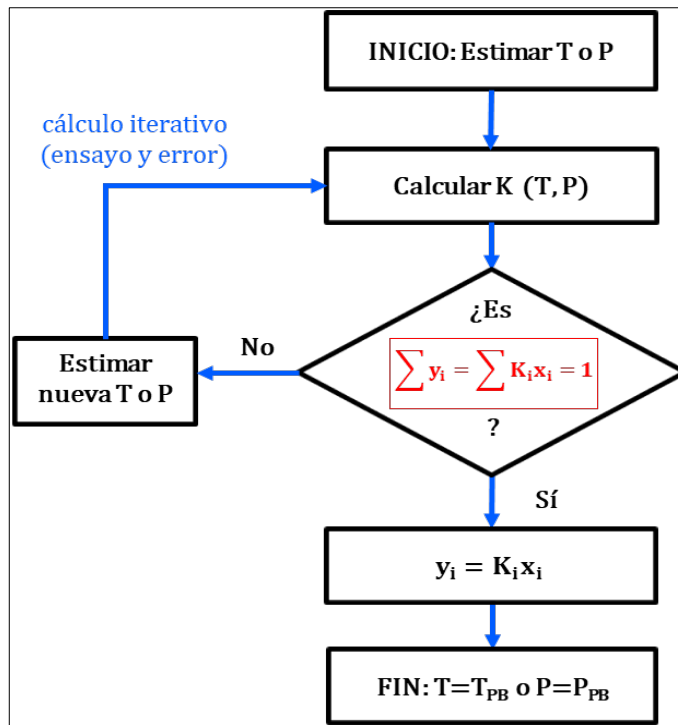


Ilustración 3-3: Diagrama de flujo para el cálculo del punto de burbuja

Realizado por: Albuja, S., 2023

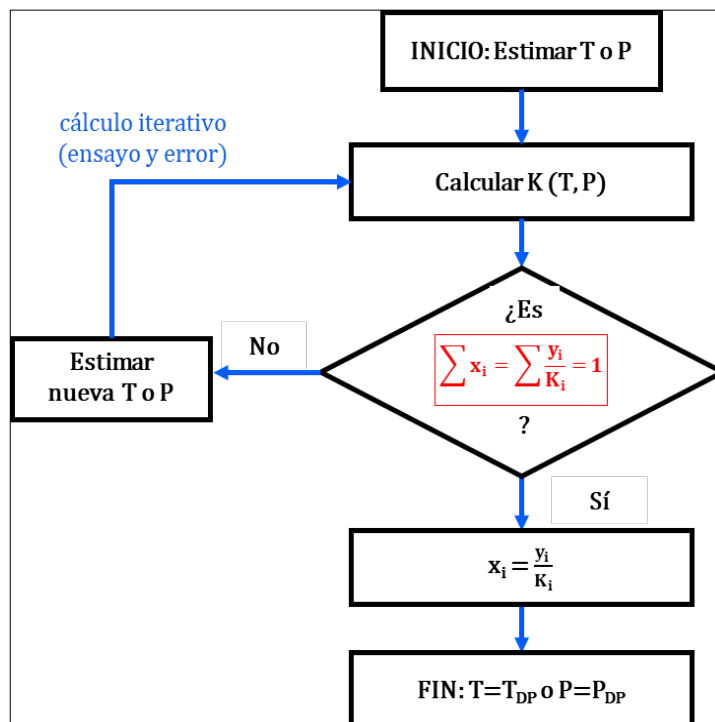


Ilustración 3-4: Diagrama de flujo para el cálculo del punto de rocío

Realizado por: Albuja, S., 2023

3.5.5. Determinación de la presión de operación de la torre despropanizadora

Una de las consideraciones primarias para el cálculo de la presión que trabaja la torre despropanizadora es el medio disponible para enfriar el reflujo del condensador. El producto del tope se encontrará a condiciones de punto de burbuja para un producto líquido o a condiciones de punto de rocío para un producto de vapor.

Para precisar la presión de la columna de destilación, mediante cálculos de punto de burbuja o de rocío, es necesario especificar la composición del destilado y la temperatura del medio de enfriamiento. Los medios de enfriamiento típicamente más usados son el agua, aire y refrigerante. Normalmente, la presión de operación de una torre fraccionadora es fijada por la temperatura de condensación del producto de tope o de destilado. La temperatura en el condensado es comúnmente controlada por el medio de enfriamiento. Con respecto al destilado, cabe destacar que es un producto líquido en el cual se procede a calcular la presión en el punto de burbuja a la temperatura fijada del condensador. Se seleccionó un condensador total con aire de enfriamiento tipo fin-fan, por ser el más económico y el más utilizado en la industria hidrocarbúrfica (GPSA, 2004, p. 623). La elección de este medio de enfriamiento fija la temperatura de condensación en 120 °F (49 °C). Con la temperatura de condensación de 120 °F y los valores de equilibrio de los componentes, obtenidos de las gráficas correspondientes (Anexo A), se procedió a realizar los cálculos de punto de burbuja como se indica en la Ilustración 3-3.

A continuación, se presenta una muestra de cálculo para el componente etano. Al respecto se tiene que la fracción molar del etano es: $x_i = \frac{54}{2868,3} = 0,018819$. El valor de la constante de equilibrio K para el etano a $T = 120$ °F y $P = 265$ psia es $K = 3$ (Anexo A). La ecuación del punto de burbuja resulta entonces: $y_i = K_i x_i = 3 \times 0,018819 = 0,0564566$

De esta manera, la ecuación del punto de burbuja se calcula sucesivamente para los demás componentes y se suman los productos de estas multiplicaciones hasta satisfacer que el total sea igual a 1. En la Tabla 3-3, es posible visualizar los datos y los resultados obtenidos. La presión de burbuja determinada es de 265 psia, la cual corresponde a la presión en el acumulador del producto del tope de la torre ubicado después (aguas abajo) del condensador.

Tabla 3-3: Determinación de la presión de operación de la torre despropanizadora

Componentes	Destilado [mol/h]	x_i	K_i^*	$K_i \times x_i$
Etano (C2)	54,0	0,018819	3	0,0564566
Propano (C3)	2782,8	0,970191	0,99	0,9604894
Isobutano (iC4)	31,5	0,01099	0,55	0,0060444
n-butano (nC4)	0,00	0,00	—	0,00
Isopentano (iC5)	0,00	0,00	—	0,00
n-pentano (nC5)	0,00	0,00	—	0,00
Hexano (C6)	0,00	0,00	—	0,00
Heptano (C7)	0,00	0,00	—	0,00
Total	2868,3	1,00	—	1,02

* Los valores de las constantes de equilibrio se determinan a $T=120\text{ }^\circ\text{F}$ y $P=265\text{ psia}$.

** Mediante el cálculo iterativo de punto de burbuja, se estimó que la presión del condensador es de 265 psia.

Realizado por: Albuja, S., 2023

Para finalizar con la especificación de la presión de operación de la torre fraccionadora (despropanizadora) se estima lo siguiente:

- La caída de presión entre el tope de la torre (línea de vapor) y el equipo condensador es de 5 psia.
- La caída de presión de la columna de la torre despropanizadora entre el tope y el fondo es despreciable.

Por lo tanto, la presión del tope de la columna es de 270 psia (265 psia de la presión del condensador más 5 psia de la caída de presión entre el condensador y la torre). Finalmente, al no haber una caída de presión significativa en la torre, la presión de operación de la columna tiene el mismo valor de 270 psia. Este valor es la presión mínima a la cual la torre puede operar con la temperatura del condensador fijada.

3.5.6. Determinación de la temperatura del tope de la columna

Para determinar la temperatura en el tope de la columna, se utilizaron los valores de equilibrio (Anexo A) de cada uno de los componentes determinados a la presión del tope de la columna calculada en la sección anterior. Debido a que la presión aumentó en el tope al incluir la caída de presión entre el condensador y la columna, es necesario calcular una nueva temperatura del tope de la columna a la presión de 270 psia. Para esto se realiza el cálculo de punto de rocío, donde se va a generar la primera gota para realizar la condensación del producto.

Como se indicó anteriormente (algoritmo de la Ilustración 3–4), la temperatura del punto de rocío se debe calcular por ensayo y error hasta que satisfaga la ecuación correspondiente. Siguiendo el procedimiento iterativo correspondiente, se determinó que la temperatura del tope de la columna tiene un valor de 130 °F (Tabla 3–4).

A continuación, se presenta una muestra de cálculo para el componente propano. Al respecto se tiene que la fracción molar del etano es: $y_i = \frac{2782,8}{2868,3} = 0,97019$. El valor de la constante de equilibrio K para el propano a $T = 130$ °F y $P = 270$ psia es $K = 1$. La ecuación del punto de rocío resulta entonces: $x_i = \frac{y_i}{K_i} = \frac{0,970191}{1} = 0,970191$

De esta manera, la ecuación del punto de rocío se calcula sucesivamente para los demás componentes y se suman los resultados de estas divisiones hasta satisfacer que el total sea igual a 1. En la Tabla 3–4, se muestran los resultados de los cálculos realizados.

Tabla 3–4: Determinación de la temperatura en el tope de la columna

Componentes	Destilado [mol/h]	y_i	K_i^*	y_i/K_i
Etano (C2)	54,0	0,018819	3	0,006273
Propano (C3)	2782,8	0,970191	1	0,9701913
Isobutano (iC4)	31,5	0,01099	0,55	0,0199816
n-butano (nC4)	0,00	0,00	—	0,00
Isopentano (iC5)	0,00	0,00	—	0,00
n-pentano (nC5)	0,00	0,00	—	0,00
Hexano (C6)	0,00	0,00	—	0,00
Heptano (C7)	0,00	0,00	—	0,00
Total	2868,3	1,00	—	0,99

* Los valores de las constantes de equilibrio se determinan a $T=130$ °F y $P=270$ psia

** Mediante el cálculo iterativo de punto de rocío, se estimó que la temperatura en el tope de la columna es de 130°F

Realizado por: Albuja, S., 2023

3.5.7. Determinación de la temperatura del rehervidor en el fondo de la columna

Se estimó que el intercambiador de calor del fondo de la torre es un rehervidor horizontal y la caída de presión de la columna de la torre es despreciable. Para determinar la temperatura del fondo de la columna o temperatura del rehervidor, se procedió a realizar el cálculo de punto de burbuja, donde se producirá la primera burbuja para realizar la separación de los productos. Como se detalla en el algoritmo de la Ilustración 3–3, el procedimiento para hallar esta temperatura es iterativo (ensayo y error). Se utilizaron los valores de equilibrio (Anexo A) de cada uno de los

componentes a la presión del tope de la columna de 270 psia y se asumió una temperatura de burbuja hasta que satisfaga la ecuación de punto de burbuja (Ilustración 3-3). Este procedimiento es el mismo que fue empleado para determinar la presión del tope de la columna. Mediante el procedimiento iterativo correspondiente, se encontró que la temperatura del fondo es de 255 °F.

A continuación, se presenta una muestra de cálculo para el componente propano. Al respecto se tiene que la fracción molar del propano es: $x_i = \frac{41}{2423,7} = 0,01691637$. El valor de la constante de equilibrio K para el propano a $T = 255$ °F y $P = 270$ psia es $K = 2,4$ (Anexo A). La ecuación del punto de burbuja resulta entonces: $y_i = K_i x_i = 2,4 \times 0,01691637 = 0,0405993$

De esta manera, la ecuación del punto de burbuja se calcula sucesivamente para los demás componentes y se suman los productos de estas multiplicaciones hasta satisfacer que el total sea igual a 1. En la Tabla 3-5, se muestran los datos y los resultados obtenidos. La temperatura de burbuja determinada es de 255 °F, la cual corresponde a la temperatura del rehervidor en el fondo de la columna.

Tabla 3-5: Determinación de la temperatura del rehervidor en el fondo de la columna

Componentes	Residuo [mol/h]	x_i	K_i^*	$K_i \times x_i$
Etano (C2)	0,0	0	4,5	0
Propano (C3)	41,0	0,01691637	2,4	0,0405993
Isobutano (iC4)	596,1	0,24595115	1,4	0,3443316
n-butano (nC4)	935,6	0,38603384	1,2	0,4632406
Isopentano (iC5)	303,2	0,12511164	0,75	0,0938337
n-pentano (nC5)	242,4	0,10000198	0,6	0,0600012
Hexano (C6)	164,1	0,06768693	0,35	0,0236904
Heptano (C7)	141,3	0,0582981	0,2	0,0116596
Total	2423,7	1,0	—	1,04

* Los valores de las constantes de equilibrio se determinan a $T=255$ °F y $P=270$ psia

** Mediante el cálculo iterativo de punto de burbuja, se estimó que la temperatura del rehervidor es de 255 °F

Realizado por: Albuja, S., 2023

3.5.8. Determinación de la temperatura y presión de la alimentación

Por definición, un líquido que está en su punto de burbuja es uno saturado (un aumento en la temperatura producirá la formación de una burbuja de vapor), y un vapor saturado está en su punto de rocío (un descenso en la temperatura producirá la formación de líquido). Se puede caracterizar los cinco tipos de alimentación mediante un único factor, representado como q , el cual se define

como las moles de líquido que fluyen el área de agotamiento debido a la incorporación de cada mol de alimentación.

En consecuencia, q presenta distintos límites numéricos para cada condición:

- Alimentación fría: $q > 1$
- Alimentación como líquido saturado (en el punto de burbuja): $q = 1$
- Alimentación parcialmente como vapor: $0 < q < 1$
- Alimentación como vapor saturado (en el punto de rocío): $q = 0$
- Alimentación como vapor sobrecalentado: $q < 0$

Se fijó la presión de alimentación igual a 277 psia y se realizó el cálculo de la temperatura de alimentación donde se considera que la alimentación entra como líquido saturado a la columna. En vista de lo cual, se realizó el cálculo de punto de burbuja siguiendo el algoritmo indicado en la Ilustración 3-3. En la Tabla 3-6 pueden visualizarse los datos para este cálculo con sus respectivos resultados.

La temperatura de la alimentación se estimó por interpolación entre las temperaturas de 160 °F y 170 °F para que se satisfaga la ecuación del punto de burbuja. De tal manera se determinó que la temperatura de alimentación tiene un valor de 161,21 °F para una presión de alimentación de 277 psia.

Tabla 3-6: Determinación de la temperatura de la alimentación a una presión de 277 psia

Componentes	Alimentación [% mol]	T = 160 °F		T = 170 °F	
		K_i *	$K_i \times x_i$	K_i **	$K_i \times x_i$
Etano (C2)	1,02	3,3	0,03366	3,7	0,03774
Propano (C3)	53,36	1,4	0,74704	1,5	0,8004
Isobutano (iC4)	11,86	0,68	0,080648	0,72	0,085392
n-butano (nC4)	17,68	0,5	0,0884	0,55	0,09724
Isopentano (iC5)	5,73	0,26	0,014898	0,32	0,018336
n-pentano (nC5)	4,58	0,21	0,009618	0,25	0,01145
Hexano (C6)	3,1	0,09	0,00279	0,1	0,0031
Heptano (C7)	2,67	0,038	0,0010146	0,042	0,0011214
Total	100	—	0,98	—	1,05

* Los valores de las constantes de equilibrio se determinan a $T=160$ °F y $P=277$ psia.

** Los valores de las constantes de equilibrio se determinan a $T=170$ °F y $P=277$ psia.

** Mediante interpolación, se estimó que la temperatura de la alimentación es de 161,21 °F

Realizado por: Albuja, S., 2023

3.6 Diseño del proceso de destilación usando métodos abreviados

3.6.1. Determinación del número mínimo de etapas teóricas por el método de Fenske

La cantidad mínima de etapas teóricas para destilación de mezclas multicomponentes se determina bajo la condición de reflujo total. En el contexto práctico, el reflujo total se logra retornando todo el vapor condensado de la cabeza y todo el líquido vaporizado de las colas de vuelta a la torre fraccionadora. Como consecuencia, tanto la alimentación a la columna como los productos de destilado y residuos se reducen a cero. En destilación de multicomponentes, los siguientes parámetros son fundamentales para determinar el requerimiento de etapas mínimas:

- **Grado de separación:** es una medida cuantitativa de la dificultad de realizar la separación y se nombra el factor de separación S_F y se define como:

$$S_F = \left(\frac{X_D}{X_B} \right)_{LK} \left(\frac{X_B}{X_D} \right)_{HK} \quad [\text{Ec.3}]$$

- **Volatilidad de los componentes:** generalmente se expresa como volatilidad relativa (α). Esta cantidad se calcula como la razón de los valores de equilibrios (K) de dos componentes a una temperatura y presión dada. Para un componente cualquiera i con respecto a otro de referencia (comúnmente el clave pesado HK), la volatilidad relativa se define como:

$$\alpha = \frac{K_i}{K_{\text{ref(HK)}}} \quad [\text{Ec.4.1}]$$

La determinación de la volatilidad relativa de los componentes claves es importante, puesto que cuanto mayor sea el valor de este parámetro, mayor será el grado de separabilidad (esto es, la facilidad de la separación). La volatilidad relativa del componente clave ligero (en referencia con el componente clave pesado) se determina usando la definición general de volatilidad:

$$\alpha = \frac{K_{LK}}{K_{HK}} \quad [\text{Ec.4.2}]$$

La cantidad de etapas mínimas requeridas a reflujo total puede ser calculado para la mayoría de los sistemas multicomponentes utilizando la ecuación de Fenske, la cual se puede escribir de manera resumida como:

$$S_{\min} = \frac{\log S_F}{\log (\alpha_{\text{avg}})} \quad [\text{Ec.5}]$$

El número de etapas mínimas en esta ecuación incluye al condensador y al rehervidor.

La volatilidad relativa promedio (α_{avg}) se considera constante a lo largo de la columna y se calcula como la media aritmética de los valores de volatilidad calculados a partir de las temperaturas del tope (destilado) y del fondo (residuo) de la torre:

$$\alpha_{\text{avg}} = \frac{(\alpha_{\text{Tope}} + \alpha_{\text{Fondo}})}{2} \quad [\text{Ec.6}]$$

Sustituyendo ecuaciones 3 y 4.1 en 5, se obtiene la forma general de la ecuación de Fenske:

$$S_{\min} = \frac{\log \left[\left(\frac{X_{\text{LK}}}{X_{\text{HK}}} \right)_D \left(\frac{X_{\text{HK}}}{X_{\text{LK}}} \right)_B \right]}{\log (\alpha_{\text{avg}})} \quad [\text{Ec.7}]$$

Donde:

S_{\min}	=	número mínimo de etapas teóricas, incluyendo la caldera
D	=	producto del tope o destilado
B	=	producto de fondo
x_{LK}	=	fracción molar del componente clave liviano
x_{HK}	=	fracción molar del componente clave pesado
α_{avg}	=	volatilidad relativa promedio

El uso de la ecuación de Fenske depende de la suposición de volatilidad relativa constante a través de la columna y generalmente se emplea para mezclas que forman soluciones ideales. Cuando varía apreciablemente la volatilidad relativa en la torre de destilación (no es constante), es recomendable emplear la forma ajustada de la ecuación de Fenske propuesta por Winn.

A continuación, a manera de muestra de cálculo, se presenta la estimación de la volatilidad relativa promedio para el propano (componente clave ligero, LK):

$$\begin{aligned} \text{Tope de la columna (T = 130 }^\circ\text{F y P = 270 psia)} &\Rightarrow \alpha = \frac{K_{\text{LK}}}{K_{\text{HK}}} = \frac{1}{0,55} = 1,8182 \\ \text{Fondo de la columna (T = 255 }^\circ\text{F y P = 270 psia)} &\Rightarrow \alpha = \frac{K_{\text{LK}}}{K_{\text{HK}}} = \frac{2,4}{1,4} = 1,7143 \\ \alpha_{\text{avg}} &= \frac{(\alpha_{\text{Tope}} + \alpha_{\text{Fondo}})}{2} = \frac{(1,818 + 1,714)}{2} = 1,7660 \end{aligned}$$

En la Tabla 3–7 se muestra las constantes de equilibrio empleadas y los valores calculados de las volatilidades relativas promedio para todos los componentes con respecto al isobutano (componente clave pesado, HK):

Tabla 3–7: Determinación de la volatilidad relativa promedio

Componentes	Volatilidad Relativa				
	Tope		Fondo		Promedio
	Ki	αi	Ki	αi	αi _{avg}
Etano (C2)	3	5,4545	4,5	3,2143	4,3344
Propano (C3, LK)	1	1,8182	2,4	1,7143	1,7660
Isobutano (iC4, HK)	0,55	1,0000	1,4	1,0000	1,0000
n–butano (nC4)	0,38	0,6909	1,2	0,8571	0,7740
Isopentano (iC5)	0,19	0,3454	0,75	0,5357	0,4406
n–pentano (nC5)	0,275	0,5000	0,6	0,4286	0,4643
Hexano (C6)	0	0,0000	0,35	0,2500	0,1250
Heptano (C7)	0	0,0000	0,2	0,1428	0,0714

Realizado por: Albuja, S., 2023

Usando la ecuación de Fenske junto con el valor calculado de la volatilidad relativa promedio y las concentraciones de los componentes clave, se tiene que:

$$S_{\min} = \frac{\log \left[\left(\frac{X_{LK}}{X_{HK}} \right)_D \left(\frac{X_{HK}}{X_{LK}} \right)_B \right]}{\log(\alpha_{\text{avg}})}$$

$$S_{\min} = \frac{\log \left[\left(\frac{0,97}{0,01} \right) \times \left(\frac{0,246}{0,0169} \right) \right]}{\log(1,7660)}$$

$$S_{\min} = \text{número mínimo de etapas teóricas} = 12,6$$

$$S_{\min} = 13 \text{ etapas}$$

Para efectuar la separación especificada, se requiere un mínimo de 13 etapas.

3.6.2. Distribución de componentes no clave

Una sustancia presente en ambos productos de la destilación se denomina componente distribuido, mientras que aquella que solo está presente en uno de los productos se denomina componente no distribuido. Los componentes clave pesados y ligeros, así como otros componentes con volatilidades entre ellos, son siempre considerados como distribuidos. Como se

mencionó anteriormente, los componentes de mayor volatilidad que el componente clave ligero se encuentran predominantemente en el destilado, mientras que los componentes menos volátiles que el componente clave pesado se encuentran mayormente en los residuos. El término “distribuido” o “no distribuido” depende de cómo se interpreta el concepto. En una columna de destilación real con una cantidad limitada de platos, todos los componentes teóricamente se encuentran en ambos productos, aunque unos pueden estar en concentraciones por debajo del límite para detectarlos. Cuando la fracción molar de un componente pesado no clave en el destilado es igual o inferior a una concentración de 10^{-6} , el componente se considera prácticamente no distribuido (Seader & Henley, 1998, p. 481).

La ecuación de Fenske puede ser aplicada tanto a los componentes clave como a los componentes no clave de la mezcla. La distribución de los componentes no clave en el destilado y en el residuo se puede determinar utilizando la siguiente forma de la ecuación de Fenske:

$$\left(\frac{d_i}{b_i}\right) = \left(\frac{d_r}{b_r}\right) (\alpha_{i,r})^{N_{\min}} \quad [\text{Ec.8}]$$

Empleando el balance de materia de la columna, la ecuación anterior puede ser escrita en una forma más apropiada para el calcular la cantidad de cualquier componente en el producto de fondo (llamado también producto de colas):

$$b_i = \frac{f_i}{1 + \left(\frac{d_r}{b_r}\right) (\alpha_{i,r})^{N_{\min}}} \quad [\text{Ec.9}]$$

$$d_i + b_i = f_i \Rightarrow d_i = f_i - b_i$$

Donde:

D	=	flujo molar del destilado
B	=	flujo molar del producto de colas
F	=	flujo molar de la alimentación
$[d_r/b_r]$	=	separación del componente HK en término de flujos molares
$\alpha_{i,r}$	=	volatilidad relativa promedio del componente i con respecto al componente de referencia.
N_{\min}	=	número mínimo de etapas a reflujo total

A continuación, se muestra cálculos de muestra donde se aplica la Ec.9 para el cálculo de los flujos molares del producto de tope y de fondo para el etano (C2) y el n-butano (nC4):

$$b_i = \frac{f_i}{1 + \left(\frac{d_r}{b_r}\right) (\alpha_{i,r})^{N_{\min}}}$$

$$b_{C2} = \frac{53,978 \text{ lbmol/h}}{1 + \left(\frac{31,522}{596,109}\right) \left(\frac{4,334}{1}\right)^{12.58}} = 0,0000099 \sim 0,000 \text{ lbmol/h}$$

$$b_{nC4} = \frac{935,626 \text{ lbmol/h}}{1 + \left(\frac{31,522}{596,109}\right) \left(\frac{0,774}{1}\right)^{12.58}} = 1,967 \text{ lbmol/h}$$

$$d_{nC4} = f_{nC4} - b_{nC4} = 935,626 - 1,967 = 933,659 \text{ lbmol/h}$$

Los valores de los flujos molares del destilado y del residuo para los demás componentes se calculan de manera similar. Para todos los cálculos correspondientes, se utilizó $N_{\min} = 12.58$. La distribución de los componentes no clave obtenida se muestra en la Tabla 3–8.

Tabla 3–8: Distribución de componentes no clave

Componentes		Volatilidad	Alimentación, fi	Destilado, di	Fondo, bi	Destilado	Fondo
		[$\alpha_{i,avg}$]	[lbmol/h]	[lbmol/h]	[lbmol/h]	[%mol]	[%mol]
Etano	C2	4,334	53,978	53,978	0,000	1,88	0,00
Propano	C3	1,766	2823,811	2782,811	41,000	96,95	1,69
Isobutano	iC4	1,000	627,631	31,522	596,109	1,10	24,62
n-butano	nC4	0,774	935,626	1,967	933,659	0,07	38,55
Isopentano	iC5	0,441	303,232	0,000	303,232	0,00	12,52
n-pentano	nC5	0,464	242,374	0,000	242,374	0,00	10,01
Hexano	C6	0,125	164,052	0,000	164,052	0,00	6,77
Heptano	C7	0,071	141,296	0,000	141,296	0,00	5,83
TOTAL			5292,000	2870,279	2421,721	100	100

Realizado por: Albuja, S., 2023

La distribución de los componentes no clave calculada con la ecuación de Fenske (Tabla 3–8) no difiere considerablemente de los balances de materia (Tabla 3–1). Los valores calculados de la calidad del destilado y del fondo (Tabla 3–8) no varían en más del 0,1 % de las concentraciones molares determinadas por los balances de materia (Tabla 3–1). Se verifica que el componente más volátil que el clave ligero (etano) se encuentran en cantidades ínfimas en el residuo, mientras que

los componentes menos volátiles que el clave pesado no se encuentran presente en el producto de destilado. Los valores de las composiciones de los componentes no claves son muy pequeños y, por lo tanto, despreciables. En consideración de esto, se puede concluir que los valores de temperatura y presión estimados en las secciones anteriores son válidos para el diseño de la columna. Además, es pertinente asumir volatilidad relativa constante a lo largo de la torre fraccionadora.

3.6.3. Determinación del reflujo mínimo por el método de Underwood

El reflujo mínimo es la relación de reflujo que requiere una cantidad infinita de etapas para conseguir la separación deseada en la columna. Aunque una torre fraccionadora funcionando bajo reflujo mínimo consume la menor cantidad de calor necesario, es evidente que no es posible operar una columna con una cantidad infinita de platos (esto es, altura infinita). Sin embargo, al igual que el reflujo total, el reflujo mínimo es un estado límite extremadamente útil para el diseño de cualquier torre de destilación. El valor del reflujo mínimo se determina a partir de los flujos de vapor y líquido en el punto de infinidad del sistema (en inglés, “*pinch point*”). En el punto de infinidad, las composiciones de vapor y líquido son constantes e iguales a la composición de la alimentación. En la destilación de multicomponentes, según la distribución de los componentes, se puede producir uno o dos puntos de infinidad, los cuales ocurren en: el plato de alimentación, en la zona de enriquecimiento (encima de la alimentación) y/o en la zona de agotamiento (por debajo de la alimentación). Debido a esto, la determinación exacta del reflujo mínimo para destilación de multicomponentes requiere de un procedimiento iterativo de cálculos rigurosos etapa–por–etapa (Sinnott, 2012, p. 321).

Underwood desarrolló un método abreviado para la determinación de la relación de reflujo mínima, el mismo que obtiene resultados suficientemente exactos para fines de diseño. Las ecuaciones del método de Underwood pueden ser expresadas de la siguiente manera:

$$\sum \frac{\alpha_i x_{i,d}}{\alpha_i - \theta} = R_{\min} + 1 \quad [\text{Ec.10.1}]$$

Donde:

- α_i = la volatilidad relativa del componente i con respecto a algún componente de referencia, por lo general el componente clave pesado
- R_{\min} = la razón de reflujo mínima
- $x_{i,d}$ = la concentración del componente i en el destilado a reflujo mínimo

$$\theta = \text{es la raíz de la ecuación:} \quad \sum \frac{\alpha_i x_{i,f}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q \quad [\text{Ec.10.2}]$$

Donde:

- $x_{i,f}$ = la concentración del componente i en la alimentación
- q = la condición de la alimentación;
para la torre despropanizadora, la alimentación entra como líquido saturado en el punto de burbuja ($q = 1$)

El valor de θ se determina mediante un proceso de ensayo y error, y debe estar dentro del rango de las volatilidades relativas de los compuestos clave ligero y pesado. En el desarrollo de las ecuaciones, se emplea el promedio aritmético de las volatilidades relativas estimadas a la temperatura del tope y del fondo (Tabla 3–7). Las expresiones de Underwood indican que el reflujo mínimo para destilación de multicomponentes depende de las volatilidades relativas de los componentes, la condición de la alimentación y la composición del destilado y de la alimentación. El método de Underwood asume que la volatilidad relativa a través de la columna es constante y también que los flujos internos son constantes en ambas secciones de la torre. Aunque la distribución de los componentes no clave afecta los resultados obtenidos por las ecuaciones de Underwood, generalmente este método se usa sin tomar en cuenta esta consideración, obteniéndose resultados aceptables (Sinnott, 2012, p. 425).

En vista de que el método de Underwood involucra ecuaciones de sumatoria, los cálculos correspondientes se ejecutan de mejor manera en forma de tabla, como se muestra a continuación:

Tabla 3–9: Cálculo del parámetro θ por el método de Underwood (ensayo y error)

$$\sum \frac{\alpha_i x_{i,f}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q = 1 - 1 = 0$$

Componente	$x_{i,f}$	α_i	$\alpha_i x_{i,f}$	$\theta = 1, 1200$	$\theta = 1, 1250$	$\theta = 1, 1220$
Etano (C2)	0,0100	4,3344	0,0433	0,0135	0,0135	0,0135
Propano (C3)	0,5300	1,7660	0,9360	1,4489	1,4602	1,4534
Isobutano (iC4)	0,1200	1,0000	0,1200	-1,0000	-0,9600	-0,9836
n-butano (nC4)	0,1800	0,7740	0,1393	-0,4027	-0,3970	-0,4004
Isopentano (iC5)	0,0600	0,4406	0,0264	-0,0389	-0,0386	-0,0388
n-pentano (nC5)	0,0500	0,4643	0,0232	-0,0354	-0,0351	-0,0353
Hexano (C6)	0,0300	0,1250	0,0038	-0,0038	-0,0038	-0,0038
Heptano (C7)	0,0300	0,0714	0,0021	-0,0020	-0,0020	-0,0020
SUMA				-0,0205	0,0372	0,0030 (suficientemente cerca)

Realizado por: Albuja, S., 2023

Tabla 3–10: Cálculo del reflujo mínimo por el método de Underwood

$$\sum \frac{\alpha_i x_{i,d}}{\alpha_i - \theta} = \sum \frac{\alpha_i x_{i,d}}{\alpha_i - 1,1220} = R_{\min} + 1$$

Componente		$x_{i,d}$	α_i	$\alpha_i x_{i,d}$	$\frac{\alpha_i x_{i,d}}{\alpha_i - \theta}$
	Etano (C2)	0,0188	4,3344	0,0816	0,0254
[LK]	Propano (C3)	0,9702	1,7660	1,7134	2,6605
[HK]	Isobutano (iC4)	0,0110	1,0000	0,0110	-0,0901
				$R_{\min} + 1$	2,5958
				R_{\min}	1,5958

Realizado por: Albuja, S., 2023

De donde se tiene:

$$R_{\min} + 1 = 2,5958$$

$$R_{\min} = 2,5958 - 1 = 1,5958 \sim 1,60$$

$$\frac{R_{\min}}{R_{\min} + 1} = \frac{1,5958}{2,5958} = 0,615$$

Aplicando las ecuaciones del método de Underwood, se tiene que la relación de reflujo mínimo para la torre despropanizadora es de 1,60.

3.6.4. Determinación de los requerimientos de reflujo y de etapas teóricas

Para efectuar la separación especificada, es necesario que la torre fraccionadora opere con un reflujo operativo y un número de etapas mayores a sus valores mínimos. En la práctica, la elección del reflujo operativo se basa en consideraciones económicas que buscan equilibrar tanto los gastos de operación como los costos de capital asociados al funcionamiento de la columna. Siguiendo reglas heurísticas para el diseño de torres, comúnmente se escoge una relación de $R/R_{\min} = 1,30$ (Sinnott, 2012, p. 725). Este es un valor intermedio entre el reflujo requerido por superfraccionadores que operan con un número elevado de platos ($R/R_{\min} = 1,10$) y columnas cortas que consumen gran cantidad de energía ($R/R_{\min} = 1,50$).

Varias correlaciones empíricas han sido desarrolladas para estimar la cantidad de etapas de equilibrio en función del reflujo, tanto mínimo como operativo, y del requerimiento mínimo de platos. Estas correlaciones han sido obtenidas mediante cálculos rigurosos etapa–por–etapa, asumiendo valores constantes para la volatilidad relativa y el flujo molar en la columna.

Las correlaciones más simples y de mayor uso son las desarrolladas por Gilliland y por Erbar–Maddox. En el presente trabajo, el requerimiento de etapas se estima haciendo uso de la correlación de Erbar–Maddox debido a que tiende a producir resultados más exactos para sistemas de hidrocarburos (como la mezcla de LGN). La correlación de Erbar–Maddox se muestra en la Ilustración 3–5 Para utilizar la gráfica (correlación Erbar–Maddox) se tiene:

$$R = 1,30 \times R_{\min}$$

$$R = 1,3 \times 1,5958 = 2,074$$

$$\frac{R}{R+1} = \frac{L_0}{V_1} = \frac{2,074}{2,074+1} = 0,67$$

$$\frac{R_{\min}}{R_{\min}+1} = \left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = \frac{1,5958}{1,5958+1} = 0,615 = 0,62$$

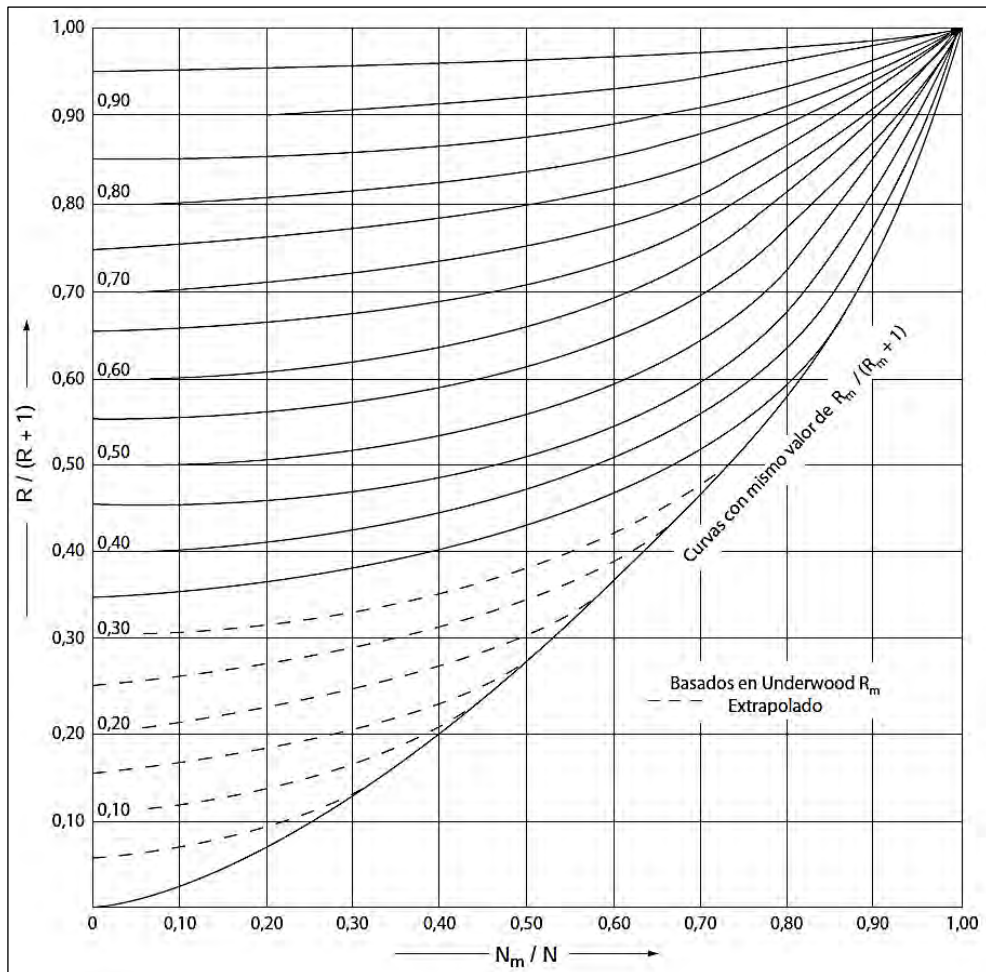


Ilustración 3–5: Correlación de Erbar–Maddox

Fuente: Sinnott, 2012, p. 652

Empleando la correlación gráfica de Erbar–Maddox con valores de reflujo de $\frac{R_{\min}}{R_{\min+1}} = 0,62$ y $\frac{R}{R+1} = 0,67$ se obtiene un número de etapas de $\frac{N_{\min}}{N} = 0,51$, como se muestra a continuación:

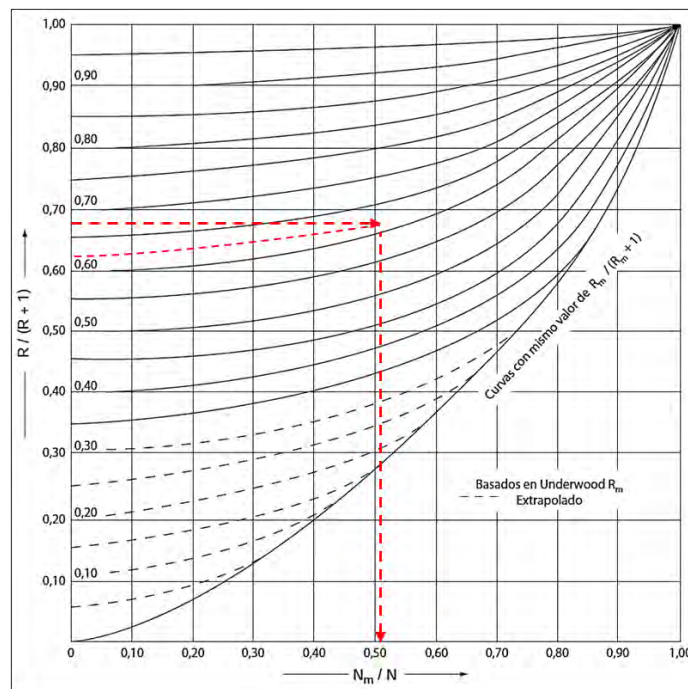


Ilustración 3–6: Punto hallado empleando la correlación de Erbar–Maddox

Fuente: Sinnott, 2012, p. 652

Con este resultado se calcula el número de etapas teóricas de equilibrio:

$$\frac{N_{\min}}{N} = 0,51 \Rightarrow N = \frac{N_{\min}}{0,51} = \frac{13(\text{ecuación de Fenske})}{0,51} = 25,5 \sim 26 \text{ etapas}$$

Por lo tanto, aplicando la correlación de Erbar–Maddox, se determina que la separación en la torre despropanizadora requiere 26 etapas teóricas de equilibrio (incluyendo el rehervidor).

3.6.5. Determinación del número de platos reales empleando la eficiencia global de la columna

Para obtener la separación deseada en una torre fraccionadora real, generalmente se requiere un número mayor de platos al requerido por las etapas de equilibrio. La cantidad de platos reales se puede estimar a partir del número de etapas teóricas utilizando la eficiencia general de la columna, la cual se define como:

$$E = \frac{\text{etapas teóricas}}{\text{etapas reales}} \quad [\text{Ec.11}]$$

La eficiencia global de la columna depende de varios elementos, tales como propiedades físicas de la mezcla (por ejemplo, la viscosidad), la disposición geométrica de los platos, y los flujos de líquido y vapor. Empleando datos experimentales, varias correlaciones empíricas se han obtenido para estimar la eficiencia global de torres fraccionadoras. Para la torre despropanizadora, la eficiencia global de la columna se estima haciendo uso de la correlación de O'Connell (Ilustración 3-7), donde se relaciona la eficiencia con la volatilidad relativa y con la viscosidad de la alimentación a la temperatura promedio de la columna.

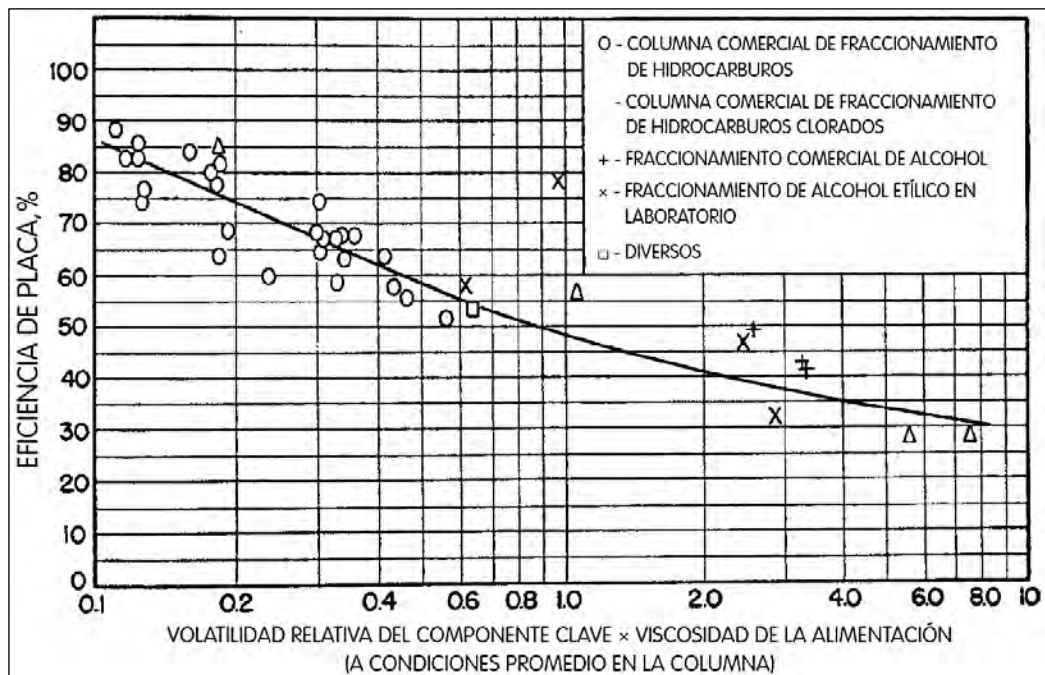


Ilustración 3-7: Correlación de O'Connell

Fuente: Wankat, 2008, p. 513

Para emplear la correlación de O'Connell, se tiene que:

- La temperatura promedio de la columna se calcula como la semisuma de las temperaturas del tope y del fondo de la columna, esto es: $T_{\text{avg}} = \frac{(T_{\text{Tope}} + T_{\text{Fondo}})}{2} = \frac{130\text{ }^{\circ}\text{F} + 255\text{ }^{\circ}\text{F}}{2} = 192\text{ }^{\circ}\text{F}$.
- La viscosidad de la alimentación se calcula como la media ponderada de las viscosidades de los componentes de la mezcla, tomada con las fracciones molares correspondientes. Los valores de las viscosidades de los hidrocarburos líquidos presentes en la alimentación se obtuvieron del *GPSA Engineering Data Book* (Anexo B) a la temperatura promedio de la torre de 192 °F. El valor de la viscosidad de la alimentación es de $\mu = 0,068\text{ cp}$.

- La volatilidad relativa promedio se determinó empleando los datos de Tabla 3–7 resultando en un valor de $\alpha_{avg} = 1,7660$.
- El producto de la multiplicación de la viscosidad por la volatilidad relativa es:

$$\mu \times \alpha_{avg} = 0,068 \times 1,7660 = 0,1201$$

Haciendo uso de la correlación de O'Connell con un valor de 0,1201 (volatilidad relativa por viscosidad), se obtiene una eficiencia global de la columna del 82% (0,82). Con este resultado, se determina el número de etapas (platos) reales, como se presenta a continuación:

$$E = \frac{\text{etapas teóricas}}{\text{etapas reales}} \Rightarrow \text{etapas reales} = \frac{\text{etapas teóricas}}{E}$$

$$\text{etapas reales} = \frac{26_{\text{incluyendo rehervidor}} - 1}{0,82} = 30,5 \sim 31$$

Es necesario un total de 31 platos (etapas reales) para llevar cabo la separación especificada en la torre despropanizadora.

3.6.6. Determinación de la ubicación del plato de alimentación de la torre fraccionadora

Una estimación razonablemente satisfactoria de la ubicación óptima del plato de alimentación se puede conseguir empleando la ecuación empírica de Kirkbride, la cual permite calcular el número de platos localizados arriba y abajo de la etapa de alimentación:

$$\log \left[\frac{N_r}{N_s} \right] = 0,206 \log \left[\left(\frac{B}{D} \right) \left(\frac{x_{HK,F}}{x_{LK,F}} \right) \left(\frac{x_{LK,B}}{x_{HK,B}} \right)^2 \right] \quad [\text{Ec.12}]$$

Donde:

N_r	=	número de etapas en la zona de rectificación, incluyendo el condensador
N_s	=	número de etapas por debajo de la alimentación, incluye la caldera
B	=	flujo del fondo, en moles
D	=	flujo del destilado, en moles
$x_{HK,F}$	=	composición del componente clave pesado en la alimentación
$x_{LK,F}$	=	composición del componente clave liviano en la alimentación
$x_{LK,B}$	=	composición del componente clave liviano en el fondo
$x_{HK,B}$	=	composición del componente clave pesado en el fondo

Resolviendo esta ecuación con las especificaciones correspondientes y los resultados anteriores, se tiene que:

$$\log \left[\frac{N_r}{N_s} \right] = 0,206 \log \left[\left(\frac{2423,69}{2868,31} \right) \left(\frac{0,1186}{0,5336} \right) \left(\frac{0,0169}{0,0110} \right)^2 \right]$$

$$\log \left[\frac{N_r}{N_s} \right] = 0,206 \log[0,44331]$$

$$\log \left[\frac{N_r}{N_s} \right] = -0,07278$$

Usando esta relación junto con el número total de etapas reales (31 platos), se obtiene el siguiente sistema de ecuaciones:

$$\frac{N_r}{N_s} = 0,84571 \quad ; \quad N_r + N_s = 31$$

Resolviendo el sistema de ecuaciones: $N_r = 14,2 \sim 14$ y $N_s = 16,8 \sim 17$

De donde, se tiene que existen 14 platos en la zona de rectificación y 17 etapas reales en la zona de agotamiento. Por lo que, la mezcla de GN a separarse debe ser alimentada en el décimo séptimo (17.^{mo}) plato.

3.6.7. Determinación de las cargas térmicas usando balances de energía

El balance global de energía (calor) es el último paso en el diseño de una torre fraccionadora. Para escribir el balance de energía, se tomará la convención de que las cargas térmicas del rehervidor y el condensador son entradas al sistema. El valor numérico de la carga térmica es negativo si se remueve energía del sistema. Asumiendo que la columna se encuentra bien aislada y es adiabática, el balance global de entalpía alrededor de fraccionadora es:

$$Fh_F + Q_B + Q_C = Dh_D + Bh_B \quad [\text{Ec.13}]$$

Donde:

- Q_B = la carga térmica de calor (rehervidor)
- Q_C = la carga térmica de calor (condensador)
- D, B, F = corrientes de flujo del destilado, fondo y alimentación
- h_D = entalpía del producto destilado
- H_B = entalpía del producto de fondo
- H_F = entalpía del producto de la alimentación

En la ecuación del balance de energía, se debe tomar en cuenta que:

- Todos los valores de entalpía vienen dados están en unidades de energía/mol
- Las cargas térmicas vienen dadas en unidades de energía/hora
- Los flujos del destilado, fondo y alimentación se expresan en moles/hora.

En el balance global de entalpía, los valores de las cargas térmicas Q_B y Q_C son incógnitas que necesitan ser determinadas. La carga del condensador Q_C se obtiene del balance de entalpía alrededor del condensador:

$$V_1 H_1 + Q_C = (D + L_0) h_D = V_1 h_D$$
$$Q_C = V_1 (h_D - H_1)$$

El valor del flujo de vapor que ingresa al condensador se obtiene usando en el balance de materia del condensador la relación de reflujo:

$$V_1 H_1 + Q_C = (D + L_0) h_D = V_1 h_D$$
$$V_1 = D + L_0$$

El reflujo externo se define como:

$$R = \frac{L_0}{D}$$
$$V_1 = D + \left(\frac{L_0}{D}\right) D = (1 + R) D$$

Una vez obtenido Q_C , este valor se sustituye en el balance de entalpía global y se calcula la carga del rehervidor Q_B .

Los valores de entalpía (H_B , H_D , H_F) se obtuvieron de los diagramas de T-H (Anexo C). Asimismo, las entalpías del vapor que ingresa al condensador y la entalpía del destilado que sale del condensador (H_1 y H_D) se obtuvieron de los diagramas de P-H (Anexo C). Los valores determinados se muestran a continuación:

- $H_B = 325$ BTU/lbm @ $T = 255$ °F & $PM = 65,38$ lb/lbmol
- $H_D = 240$ BTU/lbm @ $T = 120$ °F & $PM = 44$ lb/lbmol
- $H_F = 262$ BTU/lbm @ $T = 162$ °F & $PM = 53$ lb/lbmol
- $h_D = 333$ BTU/lbm @ $T = 120$ °F & $P = 270$ psia
- $H_1 = 440$ BTU/lbm @ $T = 120$ °F & $P = 270$ psia

El cálculo de las cargas térmicas del rehervidor y del condensador de la torre fraccionadora se muestra a continuación.

- De las ecuaciones $R = \frac{L_0}{D}$ y $V_1 = D + L_0$, se tiene que:

$$\frac{L_0}{D} = 2,07$$

$$L_0 = 2,07D$$

$$V_1 = D + 2,07D = 3,07D = 3,07 * 2868 \text{ lbmol/h}$$

$$V_1 = 8804,76 \text{ lbmol/h}$$

- El valor de Q_B se calcula usando el balance de entalpía alrededor del condensador:

$$Q_c = V_1(h_D - H_1)$$

$$Q_c = 8804,76 \text{ lbmol/h} (h_D - H_1)$$

$$Q_c = 8804,76 \text{ lbmol/h} * 44 \text{ lbm/lbmol} (333 \text{ BTU/lbm} - 440 \text{ BTU/lbm})$$

$$Q_c = 387409,44 \text{ lbm/h} * (-107 \text{ BTU/lbm})$$

$$Q_c = -41452810,08 \text{ BTU/h}$$

$$\boxed{Q_c = -41,4528 \text{ MMBTU/h}}$$

- El valor de Q_B se calcula por el balance de entalpía global:

$$Fh_F + Q_B + Q_C = Dh_D + Bh_B$$

$$Q_B = Dh_D + Bh_B - Q_C - Fh_F$$

$$Dh_D = 2868 \text{ lbmol/h} * 240 \text{ BTU/lbm} * 44 \text{ lbm/lbmol}$$

$$Dh_D = 30286080 \text{ BTU/h}$$

$$Dh_D = 30,2860 \text{ MMBTU/h}$$

$$Bh_B = 2423 \text{ lbmol/h} * 325 \text{ BTU/lbm} * 65,38 \text{ lbm/lbmol}$$

$$Bh_B = 51,4851 \text{ MMBTU/h}$$

$$Fh_F = 5292 \text{ lbmol/h} * 262 \text{ BTU/lbm} * 53 \text{ lbm/lbmol}$$

$$Fh_F = 73,4847 \text{ MMBTU/h}$$

$$Q_B = Dh_D + Bh_B - Q_C - Fh_F$$

$$Q_B = 30,2860 \text{ MMBTU/h} + 51,4851 \text{ MMBTU/h} - (-41,4528 \text{ MMBTU/h})$$

$$- 73,4847 \text{ MMBTU/h}$$

$$\boxed{Q_B = 49,7392 \text{ MMBTU/h}}$$

3.7 Diseño mecánico de la torre

El diseño mecánico varía en función de la selección de los dispositivos de contacto. Los más usuales son los platos perforados y los platos de válvula. Aquí no se discutirá el diseño de detalle, ya que esta es un área muy específica donde los especialistas son los vendedores y los fabricantes. Sin embargo, el cliente o el custodio de las instalaciones de una planta debe saber lo suficiente acerca del diseño para preparar las especificaciones y operar la unidad resultante. En este sentido, la columna despropanizadora empleará platos de válvula para el contacto íntimo entre las fases de vapor y líquido.

3.7.1. Determinación del diámetro de la torre despropanizadora

El diámetro de la torre despropanizadora se puede estimar mediante la correlación de Heaven, detallada por Orozco & Quiroz (2019, p. 99). La correlación de Heaven es:

$$D_T = \left[\sqrt{\left(\frac{4}{\pi V}\right) \times (D) \times (R + 1) \times (22,2) \times \left(\frac{T_{DP}}{273}\right) \times \left(\frac{1}{P}\right) \times \left(\frac{1}{3600}\right)} \right] \times F_C \quad [\text{Ec.14}]$$

Donde:

D	=	flujo del producto de tope o destilado, kmol/hora
R	=	reflujo operacional
T _{DP}	=	temperatura de rocío del vapor en el condensador, °K
P	=	presión operacional de la torre, atm.
F _C	=	factor de conversión de unidades (3,28)
V	=	$\sqrt{0,761(1/P)}$

Calculando los valores necesarios para emplear la correlación de Heaven:

$$D = 2868,31 \text{ lbmol} \times 0,4536 \frac{\text{kmol}}{1 \text{ lbmol}} = 1301,06 \text{ kmol}$$

$$P = 270 \text{ psia} = 18,37 \text{ atm} ; T_{DP} = 130 \text{ °F} = 327,59 \text{ K}$$

$$V = \sqrt{0,761(1/P)} = \sqrt{0,761(1/18,37)} = 0,2035$$

De donde, el diámetro de la torre D_T es:

$$D_T = \left[\sqrt{\frac{4}{\pi(0,2035)} \times (1301,06) \times (3,0745) \times (22,2) \times \left(\frac{327,59}{273}\right) \times \left(\frac{1}{18,37}\right) \times \left(\frac{1}{3600}\right)} \right] \times F_C$$

$$D_T = \sqrt{10,0815} \times 3,28 = 10,41 \text{ pies}$$

Por otra parte, se consideró el método alternativo expuesto por Branan (1976, p. 79) para determinar el diámetro de la torre en función del requerimiento de energía del rehervidor de fondo de la columna de destilación.

Tabla 3–11: Heurística de Branan para estimar diámetro de columnas

Situación	Requerimiento del Rehervidor [MMBTU/hr]
Destilación a presión normal	0,5 D ²
Destilación a presión atmosférica	0,3 D ²
Destilación al vacío	0,15 D ²

Fuente: Branan, 1976, p. 79

Como se puede observar en la Tabla 3–11, para fraccionadores operados a valores de presiones normales como es el caso de la columna despropanizadora, se tiene la siguiente correlación empírica entre el diámetro de la torre y el calor requerido en el rehervidor:

$$Q_B = 0,5 D^2$$

Empleando el valor de la carga térmica del rehervidor determinado en el balance de energía (49,7392 MMBTU/h), se tiene que:

$$Q_B = 0,5 D^2 \Rightarrow D = \sqrt{\frac{Q_B}{0,5}} = \sqrt{\frac{49,7392}{0,5}} = 9,97 \text{ pies}$$

Como se puede apreciar, ambos métodos estiman valores similares para el diámetro de la torre.

3.7.2. Determinación de la altura de la torre despropanizadora

Campbell (2004, p. 81) pone a consideración las siguientes pautas de diseño con respecto a la altura de la torre despropanizadora:

- a) La separación óptima entre los platos es de 24 pulgadas (2 pies)
- b) Es aconsejable adicionar 14 pies a la altura calculada, los cuales se dividen en un espacio de 4,17 pies, el cual se usa para colocar un separador por encima del plato superior para aislar el líquido arrastrado, y un espacio adicional de 9,84 pies por debajo del plato de fondo, el mismo que permite contar con una capacidad adecuada para la retención y apaciguamiento del líquido.

Tomando en cuenta lo anterior, la altura de torre despropanizadora se puede determinar empleando la correlación de Heaven:

$$H_T = 2 \times \left(\frac{S}{E} \right) + 14 \quad [\text{Ec.14}]$$

Donde:

H_T	=	altura de la torre expresada en pies
S	=	número de etapas teóricas (sin incluir el rehervidor)
E	=	eficiencia de la columna
2 pies	=	espacio entre platos
14 pies	=	altura adicional

Resolviendo:

$$H_T = 2 \times \left(\frac{26 - 1}{0,82} \right) + 14 = 74,98 \text{ pies}$$

$$H_T = 74,98 \text{ pies}$$

3.7.3. Parámetros calculados para el diseño de la torre despropanizadora

Los resultados principales obtenidos en los cálculos de ingeniería efectuados en las secciones anteriores se resumen a continuación en la Tabla 3–12.

Tabla 3–12: Variables calculadas para el diseño de la torre despropanizadora

Variable	[símbolo]	Valor Calculado	Unidades
Número mínimo de etapas teóricas	N_{\min}	13	
Reflujo mínimo	R_{\min}	1,60	
Reflujo operativo	R	2,07	
Número de etapas de teóricas	N	26	
Eficiencia global de la columna	E	0,82	
Número de platos reales	N_{reales}	31	
Presión de Operación	P	270	psia
Carga térmica del condensador	Q_C	41,45	MMBTU/h
Carga térmica del rehervidor	Q_B	49,74	MMBTU/h

Realizado por: Albuja, S., 2023

En la Tabla 3–13 se presentan los valores típicos de operación para torres de fraccionamiento en la industria del gas y petróleo. Las variables consideradas son: presión de operación, número de platos reales, reflujo operativos y eficiencia de la columna. Los valores presentados en la Tabla 3–13 son pautas a seguir para aplicaciones de diseño preliminar tomando en cuenta referencias de la industria hidrocarburífera.

Tabla 3–13: Parámetros típicos para fraccionadores en la industria del gas y petróleo

Columna de Destilación	Presión de Operación [psia]	Número de Platos Reales	Relación de Reflujo ¹	Relación de Reflujo ²	Eficiencia de Platos [%]
Desmetanizadora	200 – 400	18 – 26	alimentación superior	alimentación superior	45 – 60
Desetanizadora	375 – 450	25 – 35	0,9 – 2,0	0,6 – 1,0	60 – 75
Despropanizadora	240 – 270	30 – 40	1,8 – 3,5	0,9 – 1,1	80 – 90
Desbutanizadora	70 – 90	25 – 35	1,2 – 1,5	0,8 – 0,9	85 – 95
Separadora de butanos	80 – 100	60 – 80	6,0 – 14,0	3,0 – 3,5	90 – 100
Destilador de petróleo rico	130 – 160	20 – 30	1,75 – 2,0	0,35 – 0,40	tope 67 fondo 50
Estabilizadora de condensados	100 – 400	16 – 24	alimentación superior	alimentación superior	50 – 75

¹ Relación de reflujo basada en el producto de destilado, mol/mol

² Relación de reflujo basada en la alimentación, gal./gal.

Fuente: Campbell (2004)

Realizado por: Albuja, S., 2023

Comparando los resultados obtenidos (Tabla 3–12) con los valores típicos de operación (valores sombreados de la Tabla 3–13), se puede indicar que el diseño obtenido se encuentra dentro del rango de valores habituales para un despropanizador en la industria del gas y petróleo.

CAPÍTULO IV

4. RESULTADOS

4.1 Simulaciones de la torre despropanizadora en DWSIM

4.1.1. Simulación de la torre despropanizadora por método abreviado

Los cálculos manuales realizados previamente se constataron utilizando el programa simulador DWSIM de licencia abierta en su versión 8.4.3. Para iniciar, se seleccionó los componentes de la librería de componentes parafínicos ligeros. Se añadieron los siguientes componentes: etano, propano, isobutano, n-butano, isopentano, n-pentano, hexano y heptano. Posteriormente, se seleccionó el modelo termodinámico de Peng–Robinson en vista de que esta es la ecuación de estado más utilizada para sistemas de gas natural en la industria hidrocarbúrfera (GPSA, 2004, p. 652). El diagrama de flujo de proceso (PFD) de la columna se muestra en la Ilustración 4–1.

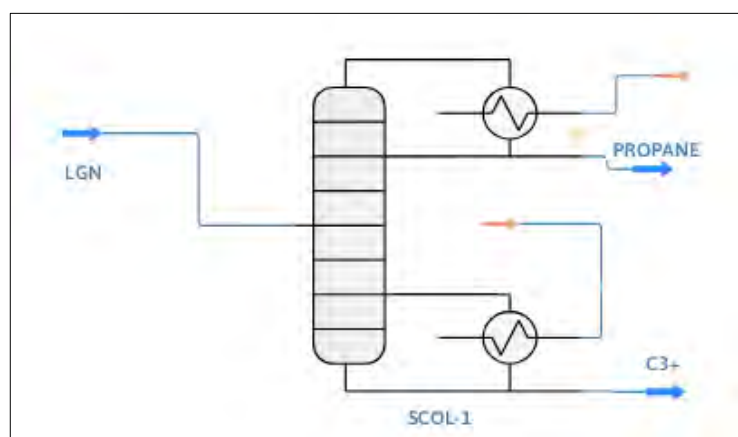


Ilustración 4–1: PFD del despropanizador (modelo abreviado)

Fuente: DWSIM

Realizado por: Albuja, S., 2023

Para obtener un diseño inicial para la torre despropanizadora, se empleó el método de cálculo abreviado de DWSIM para simular la columna de destilación. El simulador DWSIM emplea el método de cálculo FUG (Fenske–Underwood–Gilliland) para diseño aproximado de columnas, este método es similar al algoritmo empleado en los cálculos manuales (Ilustración 3–2). La corriente de líquidos del gas natural (LGN) alimentada a la torre despropanizadora se especificó con la misma composición empleada para los cálculos manuales (Tablas 3–1 y 3–2). La alimentación entra a la columna como líquido saturado a la temperatura del punto de burbuja. A continuación, se muestra la composición de la alimentación ingresada en el simulador:

Tabla 4–1: Composición de la alimentación usada en la simulación

Alimentación LGN		Fracción Molar [%mol]
Etano	C2	1,02
Propano	C3	53,36
Isobutano	iC4	11,86
n–butano	nC4	17,68
Isopentano	iC5	5,73
n–pentano	nC5	4,58
Hexano	C6	3,10
Heptano	C7	2,67
TOTAL		100

Fuente: DWSIM
Realizado por: Albuja, S., 2023

En el simulador, como se indica en la Ilustración 4–1, se ingresaron dos flujos de material correspondientes a los productos de tope (corriente “propano”) y de fondo (corriente “C3+”). De igual manera, se ingresaron dos corrientes de energía (“E1” y “E2”), las cuales corresponden a las cargas térmicas del condensador y del rehervidor. Finalmente, se especificó los componentes clave para el proceso, así como las recuperaciones fraccionales de estos componentes en el destilado y en el residuo. A continuación, se muestra las especificaciones de la torre despropanizadora ingresadas para la simulación por el método abreviado.

Tabla 4–2: Especificaciones para la simulación de la torre por método abreviado

Componente clave liviano	Propano
Componente clave pesado	Isobutano
Tipo de condensador	Total
Fracción del componente liviano	0,0169 (máx. 2%)
Fracción del componente pesado	0,0110 (máx. 1%)
Presión en la alimentación	277 psia
Presión en el tope de la torre	270 psia
Presión en el fondo de la torre	270 psia
Condición de la alimentación	Líquido saturado (fracción líquida = 1)

Fuente: DWSIM
Realizado por: Albuja, S., 2023

Una vez ingresados estos datos, se procede a ejecutar la simulación obteniéndose el balance de masa de cada una de las corrientes como se evidencia en la Tabla 4–3.

Tabla 4–3: Balance de materia y energía realizado por el simulador (modelo abreviado)

Corriente	LGN	PROPANO	C3+
Temperatura (°F)	170,00	122,574	252,631
Presión (psia)	262,00	245,00	255,002
Entalpía (BTU/lb)	–94,36	–122,91	–396,77
Entalpía (BTU/lbmol)	–5075,86	–5408,65	–25960,06
Fracción Vapor	0,00	0,00	0,00
Fracción Líquido	1,00	1,00	1,00
Flujo Másico (lb/h)	284674,00	126627,00	158047,00
Flujo Molar (lbmol/h)	5292,25	2877,57	2414,66
Flujo volumétrico (bbl/d)	44233,90	18930,90	24866,80
Peso Molecular (lbm/lbmol)	53,79	44,01	65,43

Fuente: DWSIM

Realizado por: Albuja, S., 2023

Los parámetros del diseño para la torre despropanizadora obtenidos por DWSIM mediante el método abreviado se muestran en la Tabla 4–4.

Tabla 4–4: Diseño de la torre obtenido por el simulador (método abreviado)

Relación de reflujo mínimo	1,6817
Número mínimo de etapas	13,246
Número de platos reales	33,3269
Etapla óptima de alimentación	19,7335
Calor del condensador (MMBTU/h)	44,19
Calor del rehervidor (MMBTU/h)	49,22
Flujo interno en sección de agotamiento (lbmol/h)	8290,30
Flujo interno en sección de rectificación (lbmol/h)	5412,72

Fuente: DWSIM

Realizado por: Albuja, S., 2023

4.1.2. Simulación de la torre despropanizadora por método riguroso

DWSIM permite simular columnas de destilación mediante cálculos abreviados (aproximados) y cálculos rigurosos (exactos). Los métodos rigurosos permiten realizar los cálculos necesarios etapa–por–etapa para diseñar la torre de fraccionamiento. En cada una de las etapas de equilibrio (platos teóricos) de una columna de destilación, se puede plantear las siguientes cuatro relaciones (llamadas “ecuaciones MESH”): balances de materia, relaciones de equilibrio vapor–líquido, sumatoria de composiciones y balances de entalpía (calor/energía).

Los métodos de cálculo riguroso emplean distintos modelos termodinámicos y relaciones de equilibrio en la resolución de los balances de materia y energía a lo largo de la columna. En la versión actual de DWSIM, hay dos métodos rigurosos disponibles: el método de punto de burbuja de Wang y Henke (columna de destilación) y el método de suma de caudales de Burningham y Otto (columna de absorción). El método riguroso de DWSIM, después de resolver los balances de energía y masa etapa–por–etapa, calcula las corrientes de salida, las cargas térmicas del condensador y del rehedvidor, y los perfiles de la columna de destilación.

Empleando la cantidad requerida de etapas teóricas, la cual fue determinada en la simulación por método abreviado (sección anterior), se procedió a llevar a cabo la simulación rigurosa de la torre despropanizadora en DWSIM. El diagrama de flujo de proceso (PFD) de la torre fraccionadora empleada para la simulación rigurosa se muestra en la Ilustración 4–2. Este esquema es similar al utilizado para la simulación abreviada, difiriendo solo en el tipo de columna empleado.

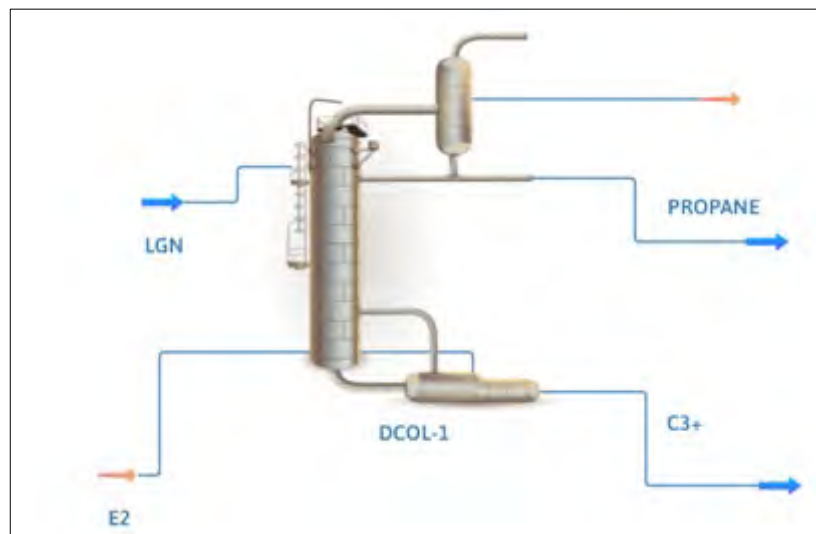


Ilustración 4–2: PFD del despropanizador (modelo riguroso)

Fuente: DWSIM

Realizado por: Albuja, S., 2023

Las especificaciones para simulación de la torre despropanizadora por método riguroso se presentan en la Tabla 4–5. Mientras que el diseño obtenido por el simulador mediante el método de cálculo riguroso se muestra en la Tabla 4–6.

Tabla 4–5: Especificaciones para la simulación de la torre por método riguroso

Componente clave liviano	Propano
Componente clave pesado	Isobutano
Tipo de condensador	Total
Fracción del componente liviano	0,0169 (máx. 2%)
Fracción del componente pesado	0,0110 (máx. 1%)
Presión en la alimentación	277 psia
Presión en el tope de la torre	270 psia
Presión en el fondo de la torre	270 psia
Condición de la alimentación	Líquido saturado (fracción líquida = 1)
Número de Etapas	33 (método abreviado)
Plato de Alimentación	19 (método abreviado)
Especificación del Rehervidor	2414,66 lbmol/h

Fuente: DWSIM

Realizado por: Albuja, S., 2023

Tabla 4–6: Diseño de la torre obtenido por el simulador (método riguroso)

Corriente	LGN	PROPANO	C3+
Temperatura (°F)	170,00	122,75	252,76
Presión (psia)	262,00	245,00	260,002
Entalpia (BTU/lb)	-94,363	-122,75	-39,51
Entalpia (BTU/lbmol)	-5075,86	-5408,65	-2434
Fracción Vapor	0,00	0,00	0,00
Fracción Líquido	1,00	1,00	1,00
Flujo Másico (lb/h)	284674,00	125912	158763
Flujo Molar (lbmol/h)	5292,25	2858,25	2434
Flujo volumétrico (bbl/d)	44233,90	18810	24514
Peso Molecular (lbm/lbmol)	53,79	44,01	65,43
Calor – Condensador (MMBTU/h)		45,77	
Calor – Rehervidor (MMBTU/h)		50,91	

Fuente: DWSIM

Realizado por: Albuja, S., 2023

A continuación, se presentan los perfiles de temperatura, composición y flujos molares de la torre despropanizadora obtenidos como resultado de la simulación rigurosa.

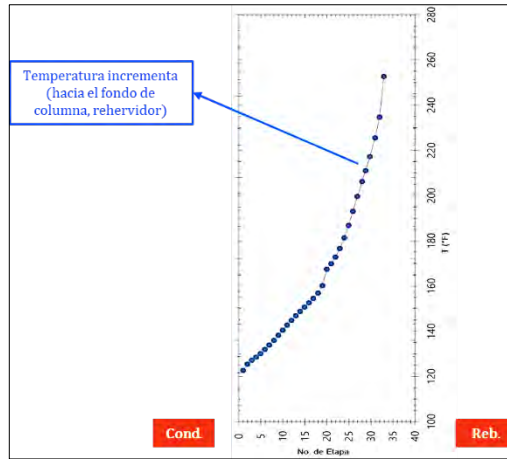


Ilustración 4-3: Perfil de temperatura

Fuente: DWSIM
Realizado por: Albuja, S., 2023

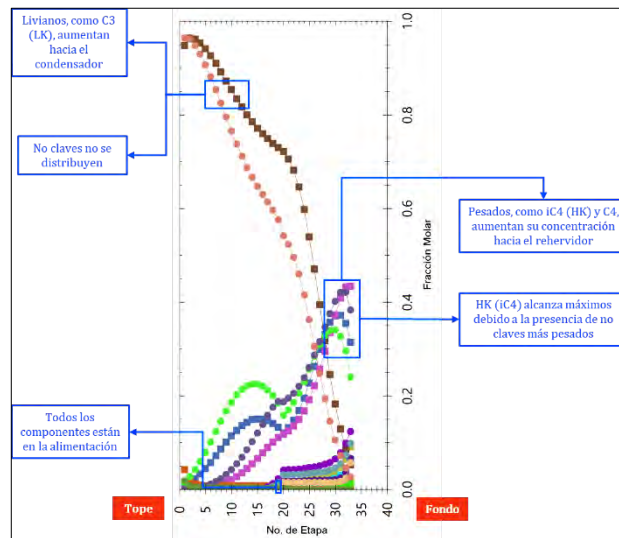


Ilustración 4-4: Perfil de concentración

Fuente: DWSIM
Realizado por: Albuja, S., 2023

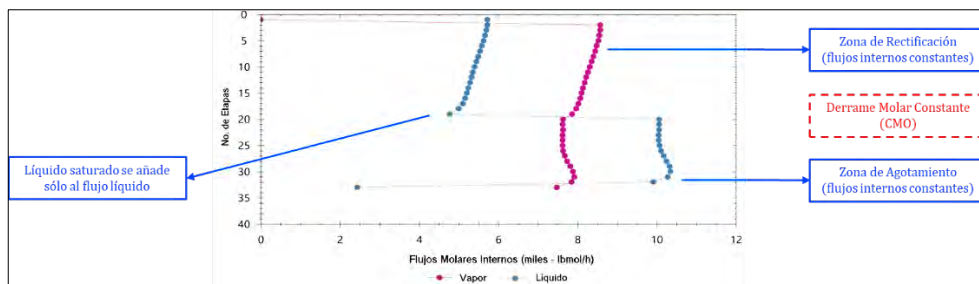


Ilustración 4-5: Perfil de flujos molares

Fuente: DWSIM
Realizado por: Albuja, S., 2023

En la Ilustración 4-3 se muestra el perfil de temperatura de la torre despropanizadora. Como se puede observar en la gráfica, la temperatura en la columna disminuye de manera continua desde el vaporizador hasta el condensador. El perfil de composición en la columna de destilación se presenta en la Ilustración 4-4. Como se puede apreciar en el diagrama, la fracción de los componentes livianos (etano y propano) aumentan hacia el tope de la columna. En cambio, los componentes más pesados (como los butanos y pentanos) aumentan su concentración hacia el fondo de la columna. Finalmente, en la Ilustración 4-5, se muestra el perfil de los flujos molares en las distintas etapas de la columna. Como se ve reflejado en la gráfica, los flujos molares de vapor y líquido se mantienen invariables (constantes) en cada sección de la columna. Esta situación indica que la suposición de flujo molar constante empleada en los cálculos manuales es válida. El flujo de la fase líquida cambia entre secciones de la columna debido a que la alimentación al entrar a la torre como líquido saturado (a la temperatura de burbuja) se añade exclusivamente a la corriente líquida.

4.1.3. Validación de la simulación del proceso usando los resultados de los cálculos manuales

Los resultados de la simulación del proceso en DWSIM se validaron con el diseño de la torre despropanizadora obtenido mediante cálculos manuales. Al cotejar los cálculos manuales con la simulación realizada, como se puede apreciar en la Tabla 4-7, se puede apreciar que los resultados no varían considerablemente (máximo error del 6%).

Tabla 4-7: Validación de la simulación con los cálculos manuales

Variable	Cálculos Manuales [Método Abreviado]	DWSIM Simulación [Método Abreviado]	Error Porcentual*
Flujo del producto de destilado [lbmol/h]	2868	2877	0,31%
Flujo del producto de residuo [lbmol/h]	2424	2415	0,37%
Número mínimo de etapas teóricas	13	13	0%
Reflujo mínimo	1,60	1,68	4,76%
Número de platos reales	31	33	6,06%
Plato de alimentación	17	18	5,56%
Carga térmica del condensador [MMBTU/h]	41,45	44,19	6,20%
Carga térmica del rehervidor [MMBTU/h]	49,74	49,22	1,06%

$$* \text{ El error porcentual se calcula como: } \% \text{ Error} = \left| \frac{\text{Valor}_{\text{DWSIM}} - \text{Valor}_{\text{calc. manual}}}{\text{Valor}_{\text{DWSIM}}} \right| \times 100 \%$$

Fuente: DWSIM

Realizado por: Albuja, S., 2023

4.2 Análisis de sensibilidad para la torre despropanizadora

El estudio de sensibilidad se realizó en DWSIM variando la fracción de vapor en la alimentación de LGN. Este análisis se basó en el escenario correspondiente a la simulación de la columna de destilación en modo riguroso presentada anteriormente. Inicialmente, la alimentación se considera como un líquido saturado con una fracción de vapor igual a cero.

La variable independiente especificada fue la fracción molar de vapor de LGN en un rango de 0 a 1 con incrementos de 0,1. Las variables dependientes determinadas como objeto del estudio de sensibilidad fueron: la temperatura de la alimentación, los niveles de calor en el rehervidor y el condensador, las temperaturas en el tope y de fondo de la columna, y el diámetro de la torre. La altura permanece constante porque se ha especificado una columna de 33 platos. La temperatura de la alimentación se fija automáticamente al precisar la fracción de vapor y la presión de la mezcla. En la Tabla 4–8, se resumen las variables ingresadas en el simulador de procesos para el análisis de sensibilidad de la torre despropanizadora.

Tabla 4–8: Datos de entrada para el análisis de sensibilidad

Variable Independiente: LGN / Fracción Molar (Vapor)

Rango: 0 a 1, 10 pasos

Variables dependientes:

1. Calor del Condensador (BTU/h)
 2. Calor del Rehervidor (BTU/h)
 3. Temperatura de la Alimentación de LGN (°F)
 4. Temperatura del Tope (°F)
 5. Temperatura del Fondo (°F)
 6. Altura (in)
 7. Diámetro (in)
-

Fuente: DWSIM

Realizado por: Albuja, S., 2023

Utilizando el simulador, se ejecutó diez iteraciones del proceso cambiando el valor de la composición de vapor en la alimentación, partiendo desde líquido saturado (fracción de vapor igual a 0) hasta llegar a vapor saturado (fracción de vapor igual a 1). Los resultados del análisis de sensibilidad se muestran en la Tabla 4–9 y en las Ilustraciones 4–6, 4–7 y 4–8.

Tabla 4-9: Efectos de la condición térmica de la alimentación

N°	Alimentación		Calor		Temperatura			Columna	
	Fracción Molar (vapor)		Condensador	Rehervidor	Alimento	Tope	Fondo	Altura	Diámetro
			(MMBTU/h)		(°F)			(in)	
1	0,00		45,8	50,2	173,32	125,582	234,671	689	134,546
2	0,11		45,9	46,4	176,931	126,173	233,677	689	134,874
3	0,22		46,0	42,5	180,825	126,987	232,286	689	135,296
4	0,33		46,2	38,6	185,116	128,085	230,426	689	135,828
5	0,44		46,4	34,5	189,926	129,52	228,058	689	136,476
6	0,56		46,7	30,3	195,421	131,383	225,202	689	137,237
7	0,67		47,0	26,0	201,855	133,7	221,955	689	137,459
8	0,78		47,5	21,3	209,651	136,516	218,528	689	145,903
9	0,89		48,0	16,2	219,552	139,855	219,552	689	146,899
10	1,00		48,7	10,4	232,795	143,784	213,236	689	148,236

Fuente: DWSIM

Realizado por: Albuja, S., 2023

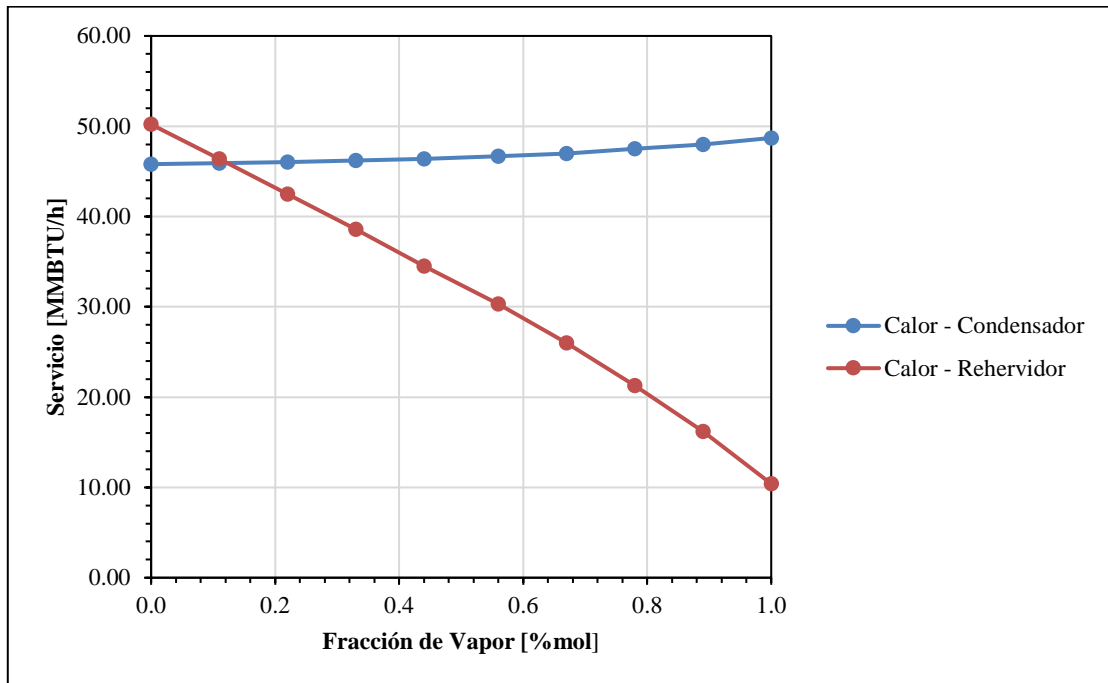


Ilustración 4-6: Variación del calor requerido en el condensador y en el rehervidor

Fuente: DWSIM

Realizado por: Albuja, S., 2023

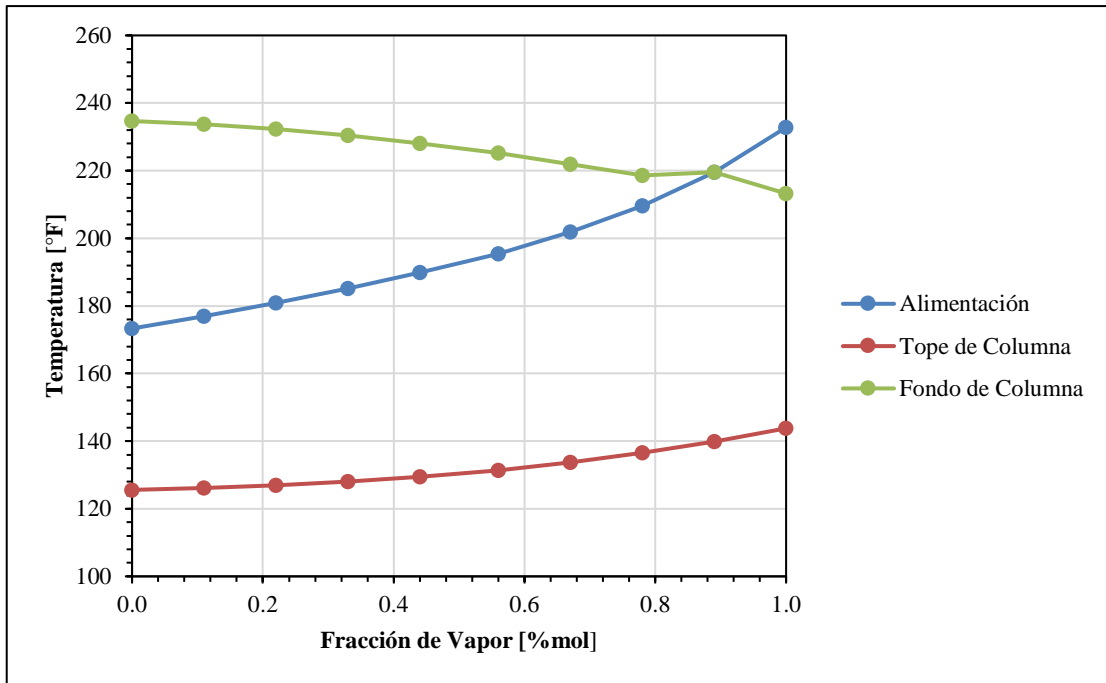


Ilustración 4-7: Variación de la temperatura en la columna

Fuente: DWSIM
 Realizado por: Albuja, S., 2023

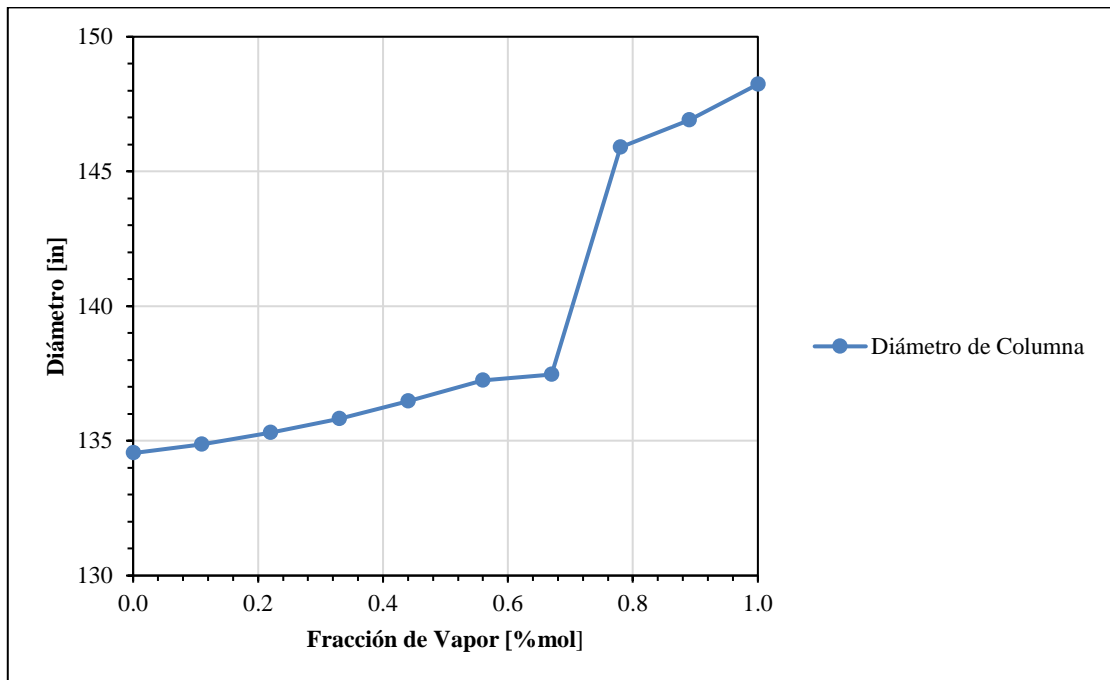


Ilustración 4-8: Variación del diámetro de la columna

Fuente: DWSIM
 Realizado por: Albuja, S., 2023

Como se pueda observar en la Ilustración 4–6, el flujo de la alimentación al entrar como líquido saturado requiere cargas térmicas del condensador y del rehedidor de 45,8 MMBTU/h y 50,2 MMBTU/h respectivamente. En la Ilustración 4–6 se puede apreciar que, a medida que se incrementa la fracción de vapor en la alimentación de LGN, aunque no hay un cambio considerable en el calor del condensador, se produce una disminución muy marcada en la carga térmica requerida en el rehedidor. La Ilustración 4–7 muestra que el incremento del flujo de vapor en la entrada de la columna produce un aumento en la temperatura de la alimentación y del tope de la columna. Similarmente, el incremento de la cantidad de vapor en la alimentación causa una disminución de temperatura en el fondo de la columna. Finalmente, en la Ilustración 4–8, también se puede apreciar el aumento de la fracción del vapor trae como resultado un acrecentamiento del diámetro de la columna requerido. Esto se produce debido a que el incremento de vapor en la alimentación causa un aumento en la temperatura de la sección superior de la columna, lo cual a su vez incrementa el flujo de vapor en la torre de destilación, la cual requiere por lo tanto un diámetro más grande para operar.

4.3 Análisis técnico–económico de la torre despropanizadora

4.3.1 Dimensionamiento de la torre despropanizadora y equipos auxiliares utilizando el simulador ChemSep

ChemSep es un simulador extremadamente versátil especializado en columnas de separación para los procesos de destilación, absorción y extracción. ChemSep permite simular operaciones complejas de separación, tales como: destilación azeotrópica, destilación por arrastre de vapor, destilación a dos presiones, destilación con reacción química, destilación de pared divisoria, destilación con varias entradas y salidas, entre otros. ChemSep, al ser compatible con el estándar CAPE–OPEN, puede ser empleado independientemente o en conjunto con un programa simulador de flujos de procesos (como DWSIM). En adición a lo anteriormente mencionado, ChemSep permite estimar en una manera general y rápida los costos de capital y los costos operativos asociados al funcionamiento de una columna de separación. De igual manera, ChemSep puede ser empleado para llevar a cabo el dimensionamiento de los equipos necesario para la operación de una columna de separación.

Empleando ChemSep, se realizó el dimensionamiento de los siguientes equipos: torre fraccionadora, el condensador, el recipiente horizontal acumulador de condensado, la bomba de reflujo y el rehedidor. Todos estos equipos son necesarios para el funcionamiento de la columna despropanizadora.

En la Tabla 4–10 se muestran los resultados del dimensionamiento de los equipos de la torre despropanizadora.

Tabla 4–10: Reporte de especificaciones para el diseño de los equipos

Torre Despropanizadora	
Descripción	Torre Principal
Equipo	TW1
Diámetro Sección del Fondo [ft]	11
Altura [ft]	78
Presión de Diseño del fondo [kPag]	2105,0060
Temperatura de Diseño del fondo [F]	283,2292
Temperatura de operación del fondo [F]	233,2292
Número de platos	33
Tipos de platos	VALVULAS
Espacio entre bandejas del fondo [ft]	2

U–Tubo Rehervidor	
Descripción	Rehervidor
Equipo	RB3
Número de artículos idénticos	1
Área Transferencia de calor [ft2]	3054,4153
Presión de diseño de tubos [kPag]	1369,5610
Temperatura de diseño tubos [F]	586
Temperatura operación de tubos [F]	536
Diámetro externo de tubos [ft]	0,0833
Presión de diseño de la carcasa [kPag]	2105,0060
Temperatura de diseño de la carcasa [F]	300,2247
Temperatura de operación de la carcasa [F]	250,2247
Longitud extendida de tubo [ft]	20
Paso de tubo [ft]	0,1041
Símbolo de paso del tubo	TRIANGULAR
Números de pasos de tubos	2
Requerimiento [BTU/hr]	51244684,16
Tipo TEMA	BKU

Fuente: ChemSep

Realizado por: Albuja, S., 2023

Tabla 4–10: Reporte de especificaciones para el diseño de los equipos (continuación)

Condensador TEMA HEX	
Descripción	Condensador
Equipo	HE4
Número de artículos idénticos	1
Área de transferencia de calor [ft ²]	14889,9682
Símbolo de TEMA en la parte delantera	B
Símbolo de c-TEMA	E
Símbolo de TEMA en la parte trasera	M
Presión de diseño de tubo [kPag]	1208,6793
Temperatura de diseño de tubo [F]	250
Temperatura de diseño de la carcasa [F]	95
Temperatura de operación de la carcasa [F]	0,0833
Presión de diseño de carcasa [kPag]	1863,6834
Temperatura de diseño de carcasa [F]	250
Temperatura operación de carcasa [F]	125,2860
Longitud de tubo extendida [ft]	20
Paso de tubo [ft]	0,1041
Números de pasos de tubos	1
Números de pasos de carcasa	1

Acumulador Horizontal	
Descripción	Condensador
Equipo	HT5
Volumen líquido [ft ³]	1503,7512
Diámetro del recipiente [ft]	8,5
Longitud del recipient tangent a tangente [ft]	26,5
Presión de diseño [kPag]	1863,6834
Temperatura de diseño [F]	250
Temperatura de operación [F]	122,8645

Bomba de Reflujo	
Descripción	Condensador
Equipo	CP7
Tasa de flujo líquido [USGPM]	1791,5634
Gravedad específica del tubo	0,4468
Presión de diseño [kPag]	1863,6834
Temperatura de diseño [F]	250
Viscosidad del fluido [cP]	0,5
Eficiencia de la bomba [%]	70

Fuente: ChemSep**Realizado por:** Albuja, S., 2023

4.3.2 Evaluación económica utilizando el simulador ChemSep

Los equipos de procesos principales son la torre de destilación de propano y los dos intercambiadores de calor (condensador de tope y rehervidor de fondo). Existen adicionalmente otros equipos que son considerados en la evaluación económica, tales como la bomba de reflujo y el recipiente acumulador del condensado de tope. El estudio económico está basado en la simulación realizada DWSIM con método riguroso. Los resultados y especificaciones de esta simulación se muestran en las Tablas 4–5 y 4–6. El análisis económico de la torre despropanizadora se llevó a cabo con la herramienta especializada de evaluación económica del simulador ChemSep, considerando los siguientes criterios:

- a) La vida operacional de la planta es de 5 años.
- b) El año operacional es de 8766 horas.
- c) La tasa de retorno deseada es de 20% por año.

Los resultados de la evaluación económica desarrollada por ChemSep se muestran en las Tablas 4–11, 4–12 y 4–13. Como se puede ver en estas tablas, la evaluación económica desarrollada permitió estimar tanto los costos de capital como los costos operativos asociados a la operación de la torre despropanizadora. Es importante mencionar que los costos de los servicios auxiliares (como electricidad y aceite de calentamiento) son calculados empleando las bases de datos propias del simulador ChemSep.

Tabla 4–11: Costo de capital de los equipos principales

Nombre	Costo (USD)		Peso (lbs)	Peso Total (lbs)
	Equipo	Instalado	Equipos	Instalado
Torre Despropanizadora	946000	1441000	246300	319036
Rehervidor	145500	297700	26900	48296
Condensador	432600	671800	77600	113182
Acumulador	124600	306600	38800	60234
Bomba Reflujo	26100	137600	1500	18317

Fuente: ChemSep
Realizado por: Albuja, S., 2023

Tabla 4–12: Costos operativos de servicios auxiliares

Nombre	Fluido	Flujo	Unidades	Costo por Hora	Costo
Electricidad	—	108,27	KW	8,390925	USD/H
Aire	Aire	44493700	BTU/H	0,046718	USD/H
Aceite de calentamiento	Aceite de calentamiento	51257130	BTU/H	215,792517	USD/H
Total				220,173793	

Fuente: ChemSep
Realizado por: Albuja, S., 2023

Tabla 4–13: Costos totales para la operación del despropanizador

Resumen	
Costo Total Capital [USD]	8614040
Costo total de operación [USD/Año]	344081000
Costo total de las materias primas [USD/Año]	315575000
Ventas totales del producto [USD/Año]	2782890000
Costo total servicios auxiliares [USD/Año]	1965600
Tasa deseada de retorno [Porcentaje/Año]	20
Costos de Equipos [USD]	1674800
Costos totales de equipos instalados [USD]	2854700

Fuente: ChemSep
Realizado por: Albuja, S., 2023

5. Conclusiones

- Se llevó a cabo el diseño y la simulación de una torre despropanizadora para el fraccionamiento de una alimentación de 35000 BPD (barriles por día) de líquidos del gas natural (LGN). La columna de destilación de platos fue diseñada para lograr un alto grado de separación de propano a partir de la mezcla multicomponente de LGN alimentada. Para lo cual, se especificó una concentración de propano del 97% en el producto de tope (destilado) y una recuperación del 1,69% de propano en el producto de fondo (residuo).
- El proceso de despropanización se diseñó empleando métodos abreviados de cálculo para destilación multicomponente, cálculos de puntos de burbuja/rocío, y balances de materia y energía. Los cálculos realizados demostraron una aplicación adecuada de varios conocimientos y métodos propios de la ingeniería química y de procesos. El diseño se complementó con la simulación de la torre despropanizadora en DWSIM tanto por método riguroso como por método corto.
- Se logró identificar las variables y parámetros necesarios para describir el proceso de despropanización completamente. La especificación adecuada de las variables de diseño permitió llevar a cabo los cálculos de ingeniería con precisión y eficacia, así como obtener resultados fiables en la simulación de la columna despropanizadora.
- Se realizaron los cálculos de ingeniería necesarios para diseñar la torre despropanizadora que efectúe la separación especificada. Las principales variables de diseño estimadas mediante estos cálculos manuales fueron: la presión de operación de 270 psia; el número de etapas teóricas de equilibrio de 26; la relación de reflujo operativo de 2,07; el número de platos (etapas reales) de 31; el calor suministrado en el rehervidor de 49,74 MMBTU/h; y el calor removido en el condensador de 41,45 MMBTU/h. Igualmente, se determinó las condiciones de operación límite, a saber, la columna de destilación requirió un reflujo mínimo de 1,60 y un mínimo de 13 etapas (con reflujo total) para conseguir la separación deseada. Adicionalmente, se estimó que la torre despropanizadora opera con una eficiencia global del 82% y que el 17.^{mo} plato de la columna es la etapa óptima para introducir la alimentación.
- La simulación del proceso de despropanización se llevó a cabo en el programa de uso libre DWSIM, utilizando las mismas condiciones de operación y especificaciones de separación empleadas para los cálculos manuales de ingeniería. La simulación de la torre despropanizadora se desarrolló usando tanto el modelo de destilación abreviado como el modelo riguroso, disponibles en el simulador de procesos DWSIM.
- La simulación de la columna con el modelo abreviado (método FUG) permitió determinar los requerimientos de etapas y reflujo necesarios para efectuar la separación, así como el plato de alimentación y los servicios del condensador y del rehervidor. Los resultados de la

simulación simplificada fueron empleados para inicializar un diseño más detallado en el simulador usando el modelo de destilación riguroso. La simulación del proceso por el método riguroso permitió obtener los perfiles de la columna, los cuales sirvieron para visualizar como varían las temperaturas, flujos y composiciones a lo largo de la torre despropanizadora.

- Los resultados de la simulación del proceso en DWSIM concuerdan plenamente con el diseño de la torre despropanizadora obtenido mediante cálculos manuales. No se encontraron diferencias significativas mayores al 6% entre ambos resultados. Esta concordancia valida la simulación elaborada y demuestra que los cálculos de ingeniería efectuados produjeron resultados fiables, los mismos que pueden ser empleados para futuras investigaciones y optimizaciones del proceso de despropanización.
- La simulación de la columna despropanizadora en DWSIM por método riguroso fue utilizada para realizar un análisis de sensibilidad, el cual permitió identificar las variables con mayor influencia en el proceso. El análisis de sensibilidad permitió evaluar el efecto de la condición térmica de la alimentación en el proceso de despropanización. Este efecto fue estudiado al variar la fracción molar de vapor presente en la alimentación en un rango de 0 (líquido saturado) a 1 (vapor saturado).
- El análisis de sensibilidad indicó que la alimentación de líquido saturado requiere la mayor cantidad de calor suministrada (servicio) en el rehervidor. Esto es debido a que la alimentación, cuando está en su punto de burbuja, se une completamente al flujo descendente de líquidos que van hacia la zona de agotamiento. Como resultado, la cantidad de líquidos en la caldera aumenta y una mayor cantidad de calor es requerida en el rehervidor, lo cual a su vez aumenta la temperatura en el fondo de la torre. A medida que la alimentación se vaporiza aumentando su temperatura hasta llegar a la condición de vapor saturado en punto de rocío, el servicio en la caldera disminuye. Lo cual ocurre debido a que, en estos casos a diferencia de la condición de líquido saturado, la mayor parte de la alimentación se une al flujo ascendente de vapores y no alcanza el fondo de la columna.
- Finalmente, se llevó a cabo el análisis técnico–económico de la torre despropanizadora empleando el simulador de procesos. Este estudio se realizó considerando que el proceso de despropanización opera 8766 horas al año por un período de vida útil de 5 años, deseándose una tasa de retorno anual del 20%. La evaluación económica elaborada permitió estimar los costos de capital correspondientes a la fabricación e instalación de los principales equipos requeridos para el proceso de despropanización. Similarmente, se estimaron los costos de operación de los servicios auxiliares necesarios para el funcionamiento de la columna despropanizadora.

6. Recomendaciones

- **Realizar pruebas a escala piloto:** Para validar completamente el diseño y simulación de la torre despropanizadora, se sugiere llevar a cabo pruebas a escala piloto en una instalación de menor tamaño. Estas pruebas permitirán verificar la eficiencia y efectividad del proceso en condiciones reales y facilitarán la detección de posibles desafíos y mejoras.
- **Continuar el análisis de sensibilidad:** A pesar de haber llevado a cabo un estudio de sensibilidad, se recomienda profundizar en este aspecto para identificar de manera más precisa las variables críticas que afectan el rendimiento de la torre despropanizadora. Por ejemplo, se puede estudiar el efecto producido en el proceso al introducir la alimentación como líquido frío o como vapor sobrecalentado. Ampliar el análisis de sensibilidad permitirá determinar la condición óptima de la alimentación, lo cual mejorará el rendimiento de la columna.
- **Evaluar aspectos medioambientales:** Es importante considerar el impacto medioambiental del proceso de despropanización y evaluar la posibilidad de implementar tecnologías más sostenibles y amigables con el entorno. El cumplimiento de las regulaciones medioambientales es vital para garantizar la viabilidad e implementación del proceso.
- **Realizar estudios de seguridad:** Antes de la implementación a gran escala de la torre despropanizadora, es esencial realizar estudios de seguridad exhaustivos para garantizar que el proceso cumpla con los estándares de seguridad industrial. Esto incluye identificar y mitigar posibles riesgos y desarrollar protocolos de emergencia.
- **Explorar oportunidades de escalabilidad:** Considerando el potencial de expansión y crecimiento del proceso de fraccionamiento, se recomienda evaluar la posibilidad de diseñar la torre despropanizadora con miras a una futura escalabilidad. Esto permitirá adaptarse a la demanda creciente de gas natural y mantener una producción eficiente.
- **Fomentar la colaboración interdisciplinaria:** Dada la complejidad del proceso de despropanización, se sugiere fomentar la colaboración entre diferentes especialidades y disciplinas dentro de la industria del gas natural. La integración de conocimientos de ingeniería química, mecánica y de procesos puede aportar enfoques innovadores y soluciones más integrales.
- **Mantenerse actualizado con avances tecnológicos:** La industria del gas natural está en constante evolución, con avances tecnológicos que surgen periódicamente. Se recomienda mantenerse informado acerca de las tendencias y tecnologías más recientes en el ámbito de la despropanización, buscando aprovechar oportunidades para mejorar la eficiencia del proceso de despropanización.

BIBLIOGRAFÍA

ADANIYA, B., y RODRÍGUEZ, R. R. Escenarios en el suministro de gas licuado de petróleo (GLP) bajo un enfoque de dinámica de sistemas. *Revista de Investigación Industrial Data [En línea]*, 2022, (Perú) 25(2), 115–142. [Consulta: 15 de mayo de 2023]. ISSN 1560–9146. Disponible en: <https://doi.org/10.15381/idata.v25i2.16636>

AGUDÍN, J. *Columna de destilación atmosférica de 100 000 BPD.* (Trabajo de Titulación) (Pregrado). [En línea] Escuela Técnica Superior de Ingenieros de Minas y Energías, Madrid–España. 2016. pp. 1–98 [Consulta: 24 de abril de 2023]. Disponible en: https://oa.upm.es/38230/7/PFC_JAVIER_AGUDIN.pdf

ARDILA, S. *Análisis prospectivo del mercado del gas natural en Colombia mediante la formulación de escenarios.* Trabajo de Titulación) (Pregrado). [En línea] Universidad Industrial de Santander, Santander–Colombia. 2020. pp. 1–166 [Consulta: 13 de abril de 2023]. Disponible en: <http://tangara.uis.edu.co/biblioweb/tesis/2020/179237.pdf>

BARRIOS, T. Análisis cuantitativo de riesgos de la unidad de destilación primaria de nafta – diésel de la planta de fraccionamiento de líquidos de gas natural de Pisco – Perú. *Ñawparisun [En línea]*, 2019, (Perú) 1(2), 41–50 [Consulta: 15 de marzo de 2023]. ISSN 1220–4446. Disponible en: <https://www.unaj.edu.pe/revista/index.php/vpin/article/view/31>

BRANAN, C. *The Process Engineer's Pocket Handbook* (Vol. I). Houston–Estados Unidos: Gulf Publishing Company, 1976, [Consulta: 17 de marzo de 2023]. Disponible en: <https://dokumen.tips/documents/process-engineers-pocket-handbook-branan-mills-s.html?page=2>

CALVO, C. Evaluación de aerofriadores de una planta de fraccionamiento de líquidos de gas natural por medio de radiotrazadores. *Perfiles de ingeniería [En línea]*, 2020, (Perú) 15(2020), 91–109 [Consulta: 02 de mayo de 2023]. ISSN 1230–9145. http://revistas.urp.edu.pe/index.php/Perfiles_Ingenieria/article/view/3381/4198

CAMPBELL, J. *Gas Condition and Processing [En línea]* (7 ed.). Library Congress Catalog, 2004, [Consulta 23 de abril de 2023]. Disponible en: <https://n9.cl/s980f>

CORTÉS, R., FONT, D., & LOBELLES, G. Evaluación de la sostenibilidad del fraccionamiento de gases de refinería Cienfuegos S.A mediante el análisis energético. *Revista Centroazúcar [En línea]*, 2020, (Cuba) 47(2), 74–85 [Consulta: 15 de abril de 2023]. ISSN 0253–5777. Disponible en: http://scielo.sld.cu/scielo.php?pid=S2223–48612020000200074&script=sci_arttext&tlng=en

DOMÍNGUEZ, W. *Descripción del proceso de gas natural y optimización del tratamiento en el complejo de gas Malvinas – Camisea.* (Trabajo de Titulación) (Pregrado). [En línea] Universidad Privada del Norte], Lima–Perú. 2020. pp. 1–69 [Consulta: 12 de marzo de 2023]. Disponible en: <https://repositorio.upn.edu.pe/bitstream/handle/11537/24021/Dominguez%20Luza%20Wilder.pdf?sequence=1&isAllowed=y>

ESCOBAR, P., & BILBAO, J. *Investigación y Educación Superior [En línea]* (2 ed.). Bogotá–Colombia: Editorial Lulu, 2020, [Consulta 09 de mayo de 2023]. Disponible en: <https://n9.cl/9bkjc>

FREIRE, J. *Simulación de un proceso para incrementar la producción de gas licuado de petróleo (GLP).* (Trabajo de Titulación) (Pregrado). [En línea] Universidad Central del Ecuador, Quito–Ecuador. 2023. pp. 1–144 [Consulta: 03 de marzo de 2023]. Disponible en: <http://www.dspace.uce.edu.ec/handle/25000/29916>

GONZÁLEZ, M., & SCIPIO, S. The role of natural gas in today's energy transition. *Revista Dyna [En línea]*, 2022, (Colombia) 89(221), 92–100, [Consulta: 01 de abril de 2023]. ISSN 0012–7353. Disponible en: <https://doi.org/10.15446/dyna.v89n221.99347>

GPSA. *Engineering Data Book [En línea]* (Vigésima ed.). Oklahoma–United States of América: GPSA, 2004, [Consulta 14 de mayo de 2023]. Disponible en: <https://www.coursehero.com/file/48101514/GPSA–Gas–Processors–Suppliers–Association–Engineering–Data–Book–12th–Edpdf/>

GUERRERO, C., SIERRA, F., & GUERRERO, C. *Licuefacción del gas natural: una importante alternativa energética [En línea]* (1 ed.). Bogotá, Bogotá–Colombia: Universidad Nacional de Colombia, 2021, [Consulta 07 de mayo de 2023]. Disponible en: https://www.researchgate.net/publication/264511155_LICUEFACCION_DEL_GAS_NATURAL_una_importante_alternativa_energetica

HERNÁNDEZ, A., RAMOS, M., PLACENCIA, B., INDACOCHEA, B., QUIMIS, A., & MORENO, L. *Metodología de la Investigación Científica [En línea]* (1 ed.). Alicante-España: 3 Ciencias, 2018, [Consulta 27 de abril de 2023]. Disponible en: <https://n9.cl/f4e2yv>

HERNÁNDEZ, R. *Diseño de una planta de licuación de Gas Natural Conoco Phillips Optimized*. Trabajo de Titulación) (Maestría). [En línea] Universidad Politécnica de Madrid, Madrid-España, 2019. pp. 1–109 [Consulta: 01 de marzo de 2023]. Disponible en: <https://oa.upm.es/67137/>

LIU, Z., ZHANG, Y., & LIU, H. Analysis of gas well classifications and productivity influencing factors in Kela-2 gas field. *CT&F – Ciencia, Tecnología y Futuro [En línea]*, 2021, (Colombia) 11(2), 63–70 [Consulta: 03 de abril de 2023]. ISSN 0122–5383. Disponible en: <https://doi.org/10.29047/01225383.382>

LU, Y., CHEN, P., & DONG, G. Use fractionation unit to increase natural gas recovery rate. *International Journal of Hydrogen Energy [En línea]*, 2019, (USA) 44(2019), 5408–5416 [Consulta: 31 de marzo de 2023]. ISSN 0360–3199. Disponible en: <https://sci-hub.se/https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0360319918338503>

MASNSOUR, A., SHEHATA, W., & KHALIFA, F. Integrating Dehydration and Natural Gas Liquids Processes for Maximization of Natural Gas Liquids Production. *International Journal of Engineering Research and Technology [En línea]*, 2020, (India) 13(12), 5055–5065 [Consulta: 21 de marzo de 2023]. ISSN 0974–3154. Disponible en: http://www.ripublication.com/irph/ijert20/ijertv13n12_138.pdf

MCCABE, W., SMITH, J., & HARRIOT, P. *Operaciones unitarias en ingeniería química [En línea]* (7 ed.). Ciudad de México–México: McGraw Hill, 2007, [Consulta: 22 abril 2023]. Disponible en: <http://librodigital.sangregorio.edu.ec/librosusgp/14698.pdf>

MORENO, A., & VARGAS, D. G. Evaluación del volumen de gas original in situ en yacimientos no convencionales tipo gas–shale mediante múltiples modelos a nivel mundial y su analogía a una formación colombiana. *Revista Boletín de Geología [En línea]*, 2022, (Colombia) 44(2), 109–123 [Consulta: 09 de marzo de 2023]. ISSN 2145–8553. Disponible en: <https://doi.org/10.18273/revbol.v44n2-2022005>

MURALI, A., BERROUK, A., DARA, S., ALWAHEDI, Y., ADEGUNJU, S., ABDULLA, H., & DAS, A. Efficiency enhancement of a commercial natural gas liquid recovery plant: A MINLP optimization analysis. *Revista Polymers [En línea]*, 2019, (Inglaterra) 14(15), 955–966 [Consulta: 02 de marzo de 2023]. ISSN 2019–0010. Disponible en: <https://doi.org/10.1080/01496395.2019.1574825>

ONU. *¿Es el gas natural el combustible de transición que el mundo necesita?* Recuperado el [23 de abril de 2023], de Disponible en: <https://www.unep.org/es/noticias-y-reportajes/reportajes/es-el-gas-natural-el-combustible-de-transicion-que-el-mundo>

OROZCO, J., & QUIROZ, J. *Fundamentos diseño para una torre despropanizadora en el proceso de producción de gas natural.* (Trabajo de Titulación) (Pregrado) [En línea] Universidad Nacional Autónoma de México, Ciudad de México–México, 2019. pp. 1–223 [Consulta: 03 de marzo de 2023]. Disponible en: <https://n9.cl/twxt0>

ORTEGA, F., & ROMERO, J. *Elaboración de un taller para la enseñanza de simulación de procesos en Ingeniería Química mediante DWSIM.* (Trabajo de Titulación) (Pregrado) [En línea] Universidad Nacional Pedro Henríquez Ureña, Santo Domingo–Colombia, 2022. pp. 1–112 [Consulta: 03 de marzo de 2023]. Disponible en: <https://repositorio.unphu.edu.do/handle/123456789/4844>

PEREYRA, L. *Metodología de la Investigación [En línea]* (2 ed.). Ciudad de México–México: Kalik Soluciones Educativas, 2020, [Consulta: 22 abril 2023]. Disponible en: <https://n9.cl/u4mvs>

PETROECUADOR. *Informe Estadístico Enero–Abril 2022[En línea]*. Quito–Ecuador: EP PetroEcuador, 2022, [Consulta: 06 de marzo de 2023], Disponible en: <https://www.eppetroecuador.ec/wp-content/uploads/downloads/2022/05/INFORME-ESTADISTICO-ABRIL-2022.pdf>

PRIETO, N., GONZÁLEZ, G., & CHAVES, A. Revisión del proceso de separación de fases del gas natural a alta presión en la industria Oil&Gas. *Revista Entramado [En línea]*, 2019, (Colombia) 15(1), 312–329 [Consulta: 05 de marzo de 2023]. ISSN 1900–3803. Disponible en: <https://doi.org/10.18041/1900-3803/entramado.1.5433>

PULGARÍN, A., & RINCÓN, G. *Propuesta técnica de una planta de tratamiento y transformación de gas natural licuado para la zona sur occidente del país.* (Trabajo de Titulación) (Pregrado). [En línea] Universidad de América, Bogotá-Colombia, 2021. pp. 1–90 [Consulta: 03 de marzo de 2023]. Disponible en: <http://repository.uamerica.edu.co/handle/20.500.11839/8631>

SEADER, J., & HENLEY, E. *Separation Process Principle [En línea].* Ciudad de México-México: Editorial Reverté, 1998, [Consulta 18 de mayo de 2023]. Disponible en: https://termoapunefm.files.wordpress.com/2011/10/operacionesdeseparacionporetapasenequilibrioingenieriaquimica-seader_henley.pdf

SEVERNS, W., DEGLER, H., & MILES, H. *La producción de energía mediante vapor, aire o gas [En línea]* (5 ed.). Ciudad de México-México: Reverte, 2021, [Consulta 01 de junio de 2023]. Disponible en: <https://n9.cl/zg3np>

SHEHATA, W., BHRAN, A., SHOAI, A. A., & GAD, F. Liquefied petroleum gas recovery enhancement via retrofitting the refrigeration system of an existing natural gas liquid plant. *Asia-Pacific Journal of Chemical Engineering [En línea]*, 2019, (Australia) 1(2209), 1–33 [Consulta: 05 de junio de 2023]. ISSN:1932–2143. Disponible en: <https://doi.org/10.1002/apj.2292>

SILVA, E. *Simulación del proceso de endulzamiento de gas natural con dos aminas mediante DWSIM.* (Trabajo de Titulación) (Pregrado) [En línea] Escuela Superior Politécnica De Chimborazo, Riobamba-Ecuador, 2022. pp. 1–82 [Consulta: 23 de mayo de 2023]. Disponible en: <http://dspace.espoch.edu.ec/handle/123456789/16931>

SINNOTT, K. *Diseño en ingeniería química [En línea]* (4 ed.). Barcelona-España: Reverte, 2012 [Consulta: 28 de mayo de 2023]. Disponible en: <https://n9.cl/y5gtk>

TAMUZI, A., & KASIRI, N. Diseño y optimización de la secuenciación de columnas de destilación para procesos de fraccionamiento de LGN. *Revista de ciencia e ingeniería del gas natural [En línea]*, 2020, (USA) 76(1), 1–5, [Consulta: 05 de marzo de 2023]. ISSN 118755100. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S1875510020300342>

TIXI, H., BARAHONA, N., & LEÓN, J. Simulación del proceso de endulzamiento de gas natural usando solución acuosa de Dietanolamina (DEA). *Revista Científica Domino de las Ciencias [En línea]*, 2023, (Ecuador) 9(1), 869–887 [Consulta: 27 de mayo de 2023]. ISSN 2477–8818. Disponible en: <https://dominiodelasciencias.com/ojs/index.php/es/article/view/3166>

USURIAGA, B. *Optimización de las condiciones de operación en la columna deetanizadora de la planta de procesamiento de gas natural Aguaytia Energy – Lote 31C.* (Trabajo de Titulación) (Pregrado) [En línea] Universidad Nacional de Ingeniería, Lima–Perú, 2022. pp. 1–82 [Consulta: 28 de mayo de 2023]. Disponible en: <https://repositorio.uni.edu.pe/handle/20.500.14076/22406>

VENEGAS, D. Análisis del almacenamiento en sistemas de gas licuado de petróleo: tanques estacionarios vs. cilindros. *Ingenius. Revista de Ciencia y Tecnología [En línea]*, 2019, (Ecuador) 1(22), 113–122 [Consulta: 24 de mayo de 2023]. ISSN 1390–650. Disponible en: <https://doi.org/10.17163/ings.n22.2019.11>.

WANKAT, P. *Ingeniería de procesos de separación [En línea]*. Naucalpan de Juárez–México: Pearson Prentice Hall, 2008 [Consulta: 29 de mayo de 2023]. Disponible en: <https://n9.cl/ingenieriadeprocessos>

WELSBY, D., SOLANO, B., PYE, S., & VOGT, A. *Falsas expectativas: reservas de gas natural varadas y sus ingresos fiscales asociados en América Latina y el Caribe [Consulta 14 de mayo de 2023]*. Disponible en: <http://dx.doi.org/10.18235/0003727>

WORLD ENERGY TRADE. *La producción y la demanda de gas natural de Estados Unidos alcanzarán máximos históricos en 20222004 [Consulta 14 de mayo de 2023]*. Disponible en: <https://www.worldenergytrade.com/oil-gas/produccion/produccion-demanda-gas-natural-estados-unidos-maximos-historicos>

ZAMBRANO, E., RIVERA, Y., & GARMENDIA, H. Simulación del proceso de deshidratación de gas natural de la planta: Bajo Alto El Oro–Ecuador. *Revista Ciencia e Ingeniería [En línea]*, 2019, (Venezuela) 40(3), 273–297 [Consulta: 27 de mayo de 2023]. ISSN 1316–7081. Disponible en: <https://www.redalyc.org/articulo.oa?id=507567854006>



GLOSARIO

BPD: Barriles por día, es una unidad estándar de volumen equivale a 42 galones (159 litros), medidos a 60 y en equilibrio con su presión de vapor.

BTU: Unidad de medida empleada para cuantificar la energía térmica. El BTU se utiliza ampliamente en aplicaciones relacionadas con la calefacción, la refrigeración y el análisis energético en diversos sectores, como la industria, la construcción y la ingeniería.

Benceno: Hidrocarburo aromático líquido incoloro e inflamable; se emplea en la fabricación del estireno y el fenol.

Butanos: Un alcano del que existen dos isómeros, el n-butano y el isobutano, se encuentran en el GN y se emplean en las industrias de refinación y petroquímicas.

Butileno: Gas inflamable fácilmente licuable, se emplea en las industrias de refinación y petroquímicas.

Caída de Presión: Hace referencia a la disminución de presión que ocurre cuando un fluido se desplaza a través de un sistema o conducto.

Cortes laterales: Líquidos que se retiran desde las bandejas intermedias de una torre de fraccionamiento.

Destilación: Es un procedimiento empleado para la separación y purificación de mezclas líquidas, soportándose en las disparidades de puntos de ebullición entre sus componentes. Durante este proceso, la mezcla se calienta gradualmente hasta que los componentes de más volatilidad se convierten en vapor y luego se enfrían y condensan en un dispositivo llamado condensador, donde se recuperan en forma líquida.

Etano: Es un hidrocarburo saturado, el más sencillo de la familia de los alcanos, compuesto por dos átomos de carbono y seis átomos de hidrógeno en su molécula, cuya fórmula química es C_2H_6 . Es un gas incoloro e inodoro en condiciones normales y se encuentra comúnmente en el GN.

Fraccionamiento: Proceso de separación de una mezcla cuyos componentes tienen diferentes propiedades físicas. Generalmente el término se restringe a la destilación fraccionada de líquidos.

GLP: También conocido como Gas Licuado de Petróleo, se compone principalmente de propano y butano. Se obtiene mediante el procesamiento y refinamiento del petróleo crudo o del gas natural. A presión y temperatura ambiente, se consigue en estado gaseoso, pero tiene la capacidad de convertirse en líquido mediante la aplicación de presión o enfriamiento.

Hidrógeno: Gas incoloro inodoro e insípido, se utiliza en la fabricación de amoníaco y metanol, para la hidrorefinación, para la desulfuración de productos petrolíferos y para reducir óxidos metálicos minerales.

LGN: Líquidos del Gas Natural, consiste en una mezcla de etano, propano, butanos y propanos y gasolina natural, con un contenido de propano de aproximadamente de un 55%, y de butanos de un 25%.

MBD: Miles de barriles por día.

Metano: Es un gas natural que carece de color y olor. Es el principal componente del GN y está compuesto por un átomo de carbono y cuatro átomos de hidrógeno, lo que le confiere una fórmula química de CH_4 .

MM: Millones

.

MMBTU: Millones de BTU, el cual representa la forma de medir la energía por diferencia de temperatura.

MMMMBTUA: Millones de millones de BTU anuales.

MTBE: Conocido con el nombre de metil-térbutil-éter, hidrocarburo líquido que se añade a la gasolina para mejorar la calidad antidetonante del combustible.

MMPCND: Millones de pies cúbicos normales por día.

MMTMA: Millones de toneladas métricas anuales.

MTMA: Miles de toneladas métricas anuales.

Pentano: Un alcano que tiene cinco átomos de carbono, presenta los isómeros isopentano y n-pentano y se usa mezclado con la gasolina en las refinerías.

Propano: Gas hidrocarburo gaseoso, se emplea como combustible, disolvente y refrigerante.

PSIA: Presión absoluta en libras de fuerza por pulgada cuadrada (lbf/in²)

Presión de Vapor: Término que se aplica a la presión que ejercen los vapores de un sólido o un líquido, en equilibrio a una temperatura específica.

Punto de Inflamación: temperatura mínima a la que un líquido es capaz de liberar vapores en cantidad suficiente para formar una mezcla inflamable cuando está presente una fuente de ignición externa.

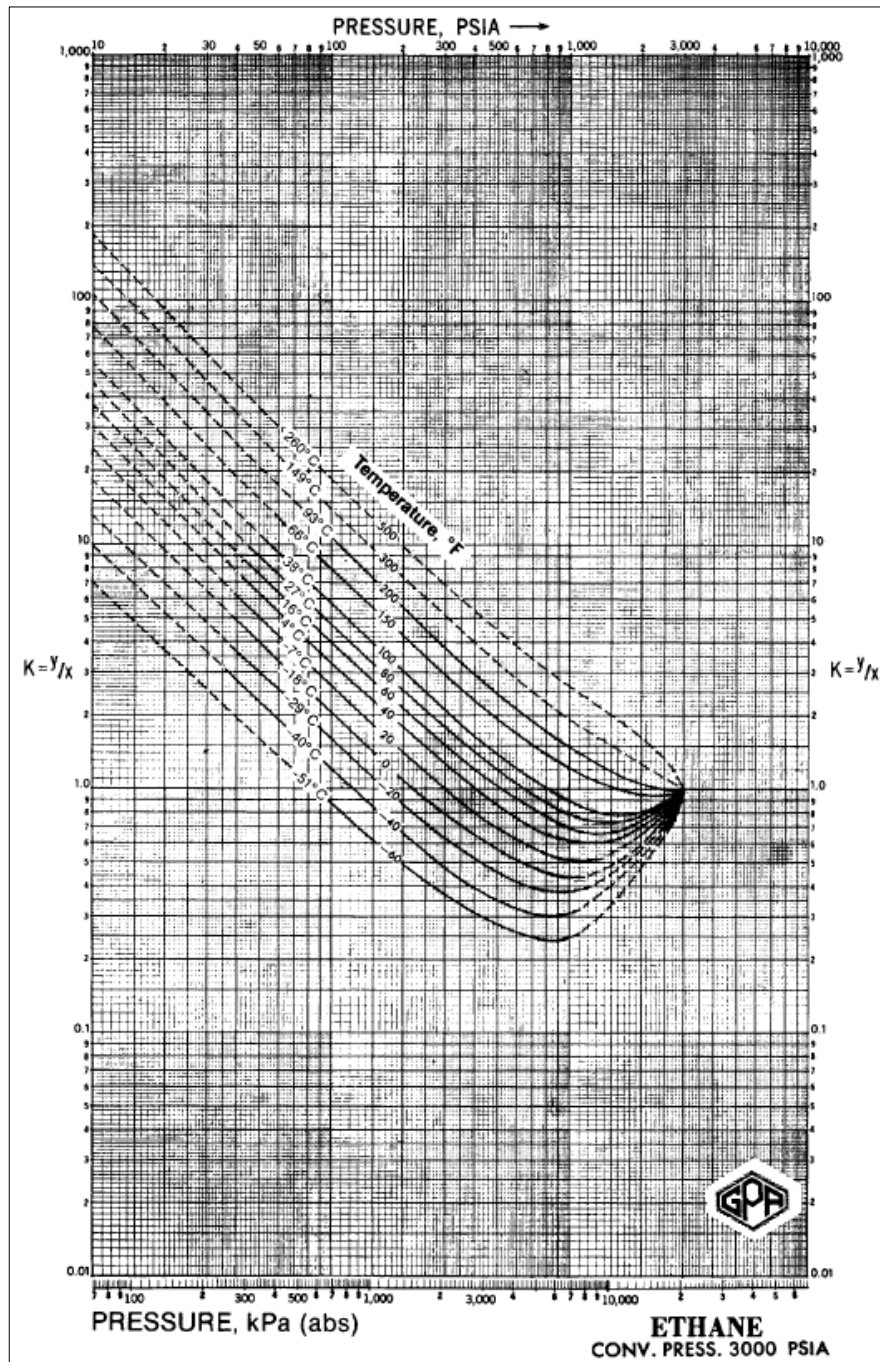
Reflujo: Líquido que se introduce por el tope de una torre de fraccionamiento para mantener el flujo contracorriente, del cual depende el proceso de destilación fraccionado.

TM: Toneladas métricas.

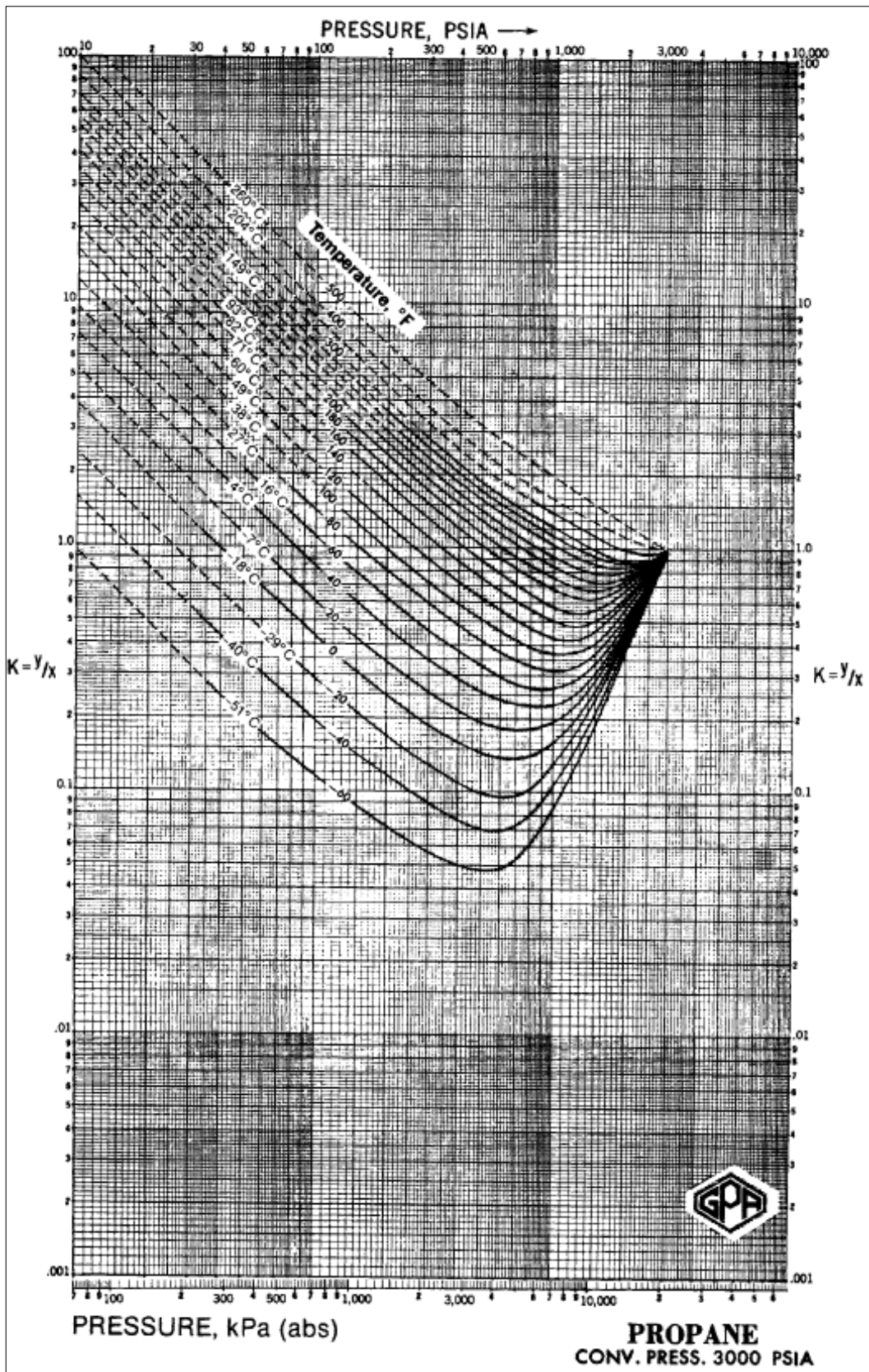
ANEXOS

ANEXO A: DATOS DE EQUILIBRIO VAPOR – LÍQUIDO

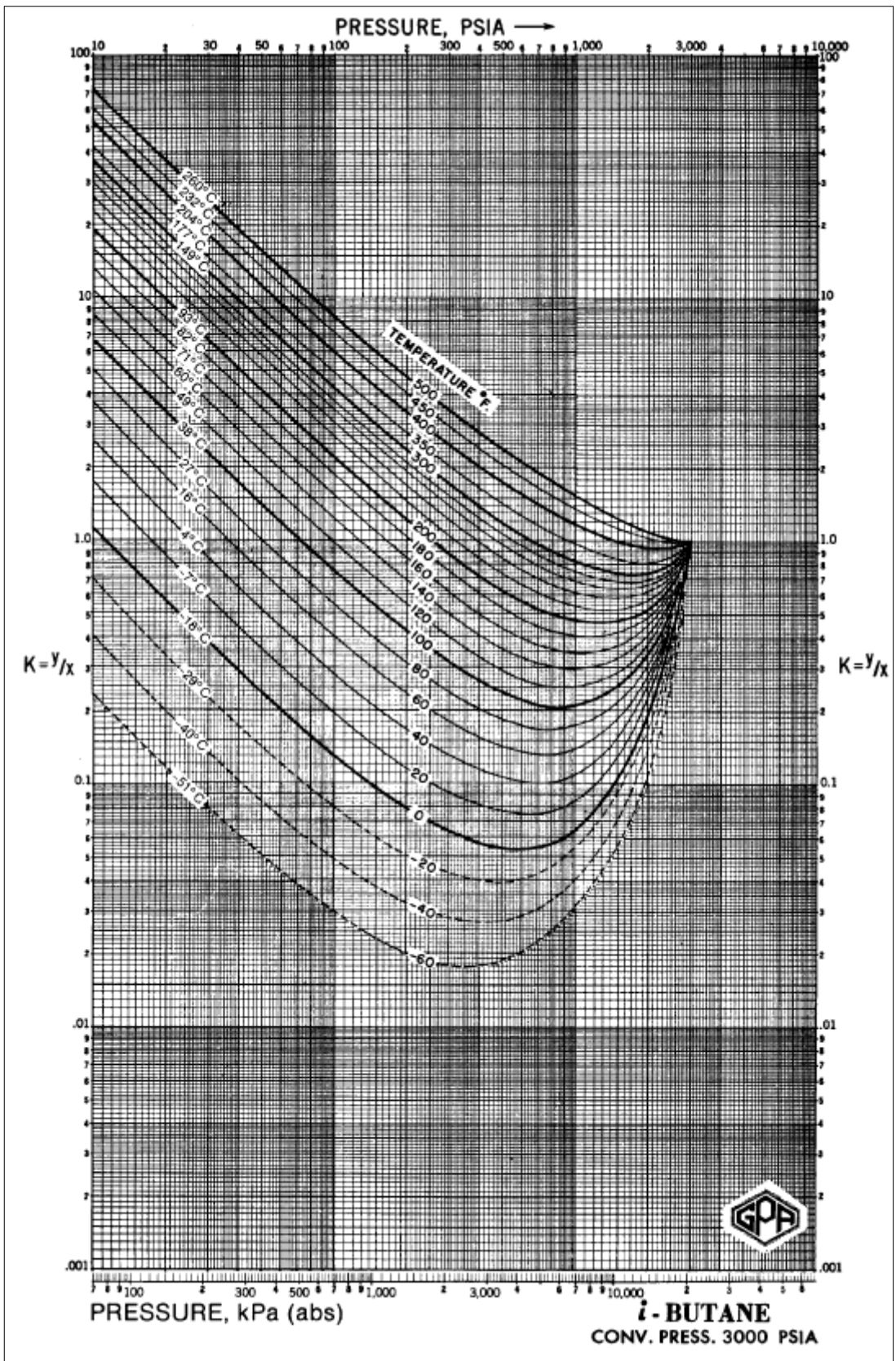
A continuación, se presenta las gráficas empleadas de los valores de K (coeficiente de distribución vapor – líquido) para hidrocarburos ligeros en función de temperatura y/o presión.



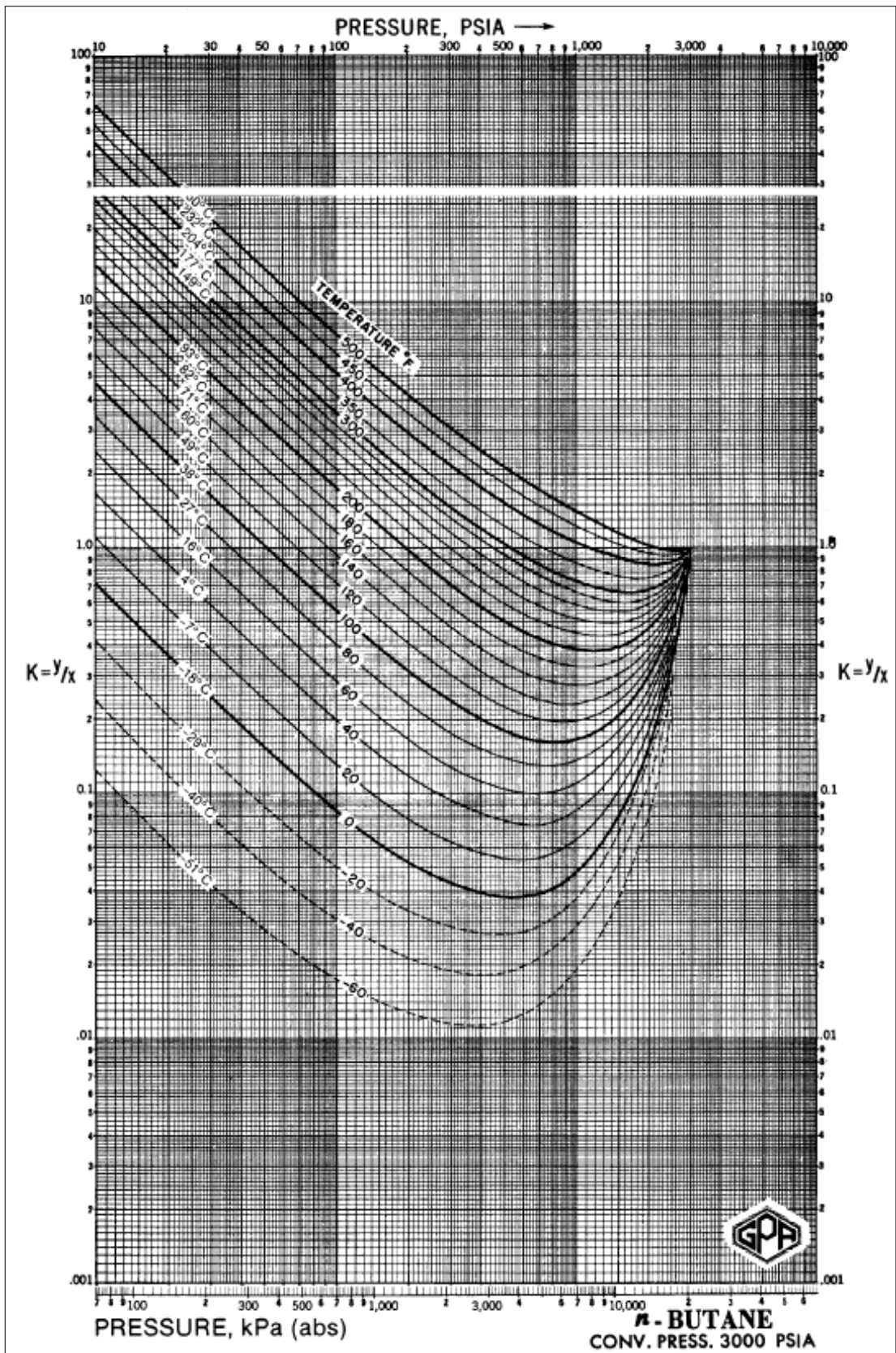
Fuente: GPSA, 2004, pp. 778 – 789



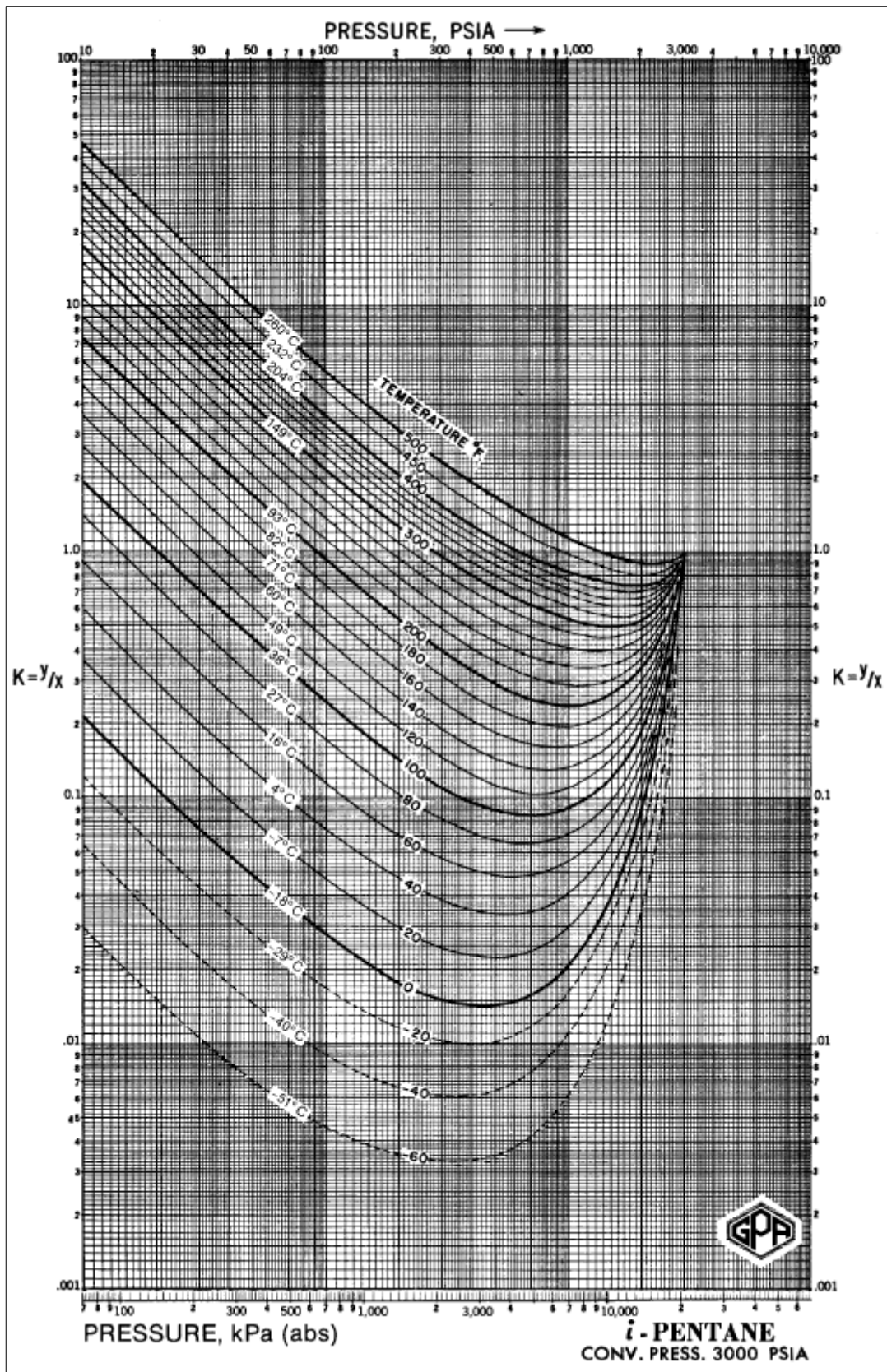
Fuente: GPSA, 2004, pp. 778 – 789



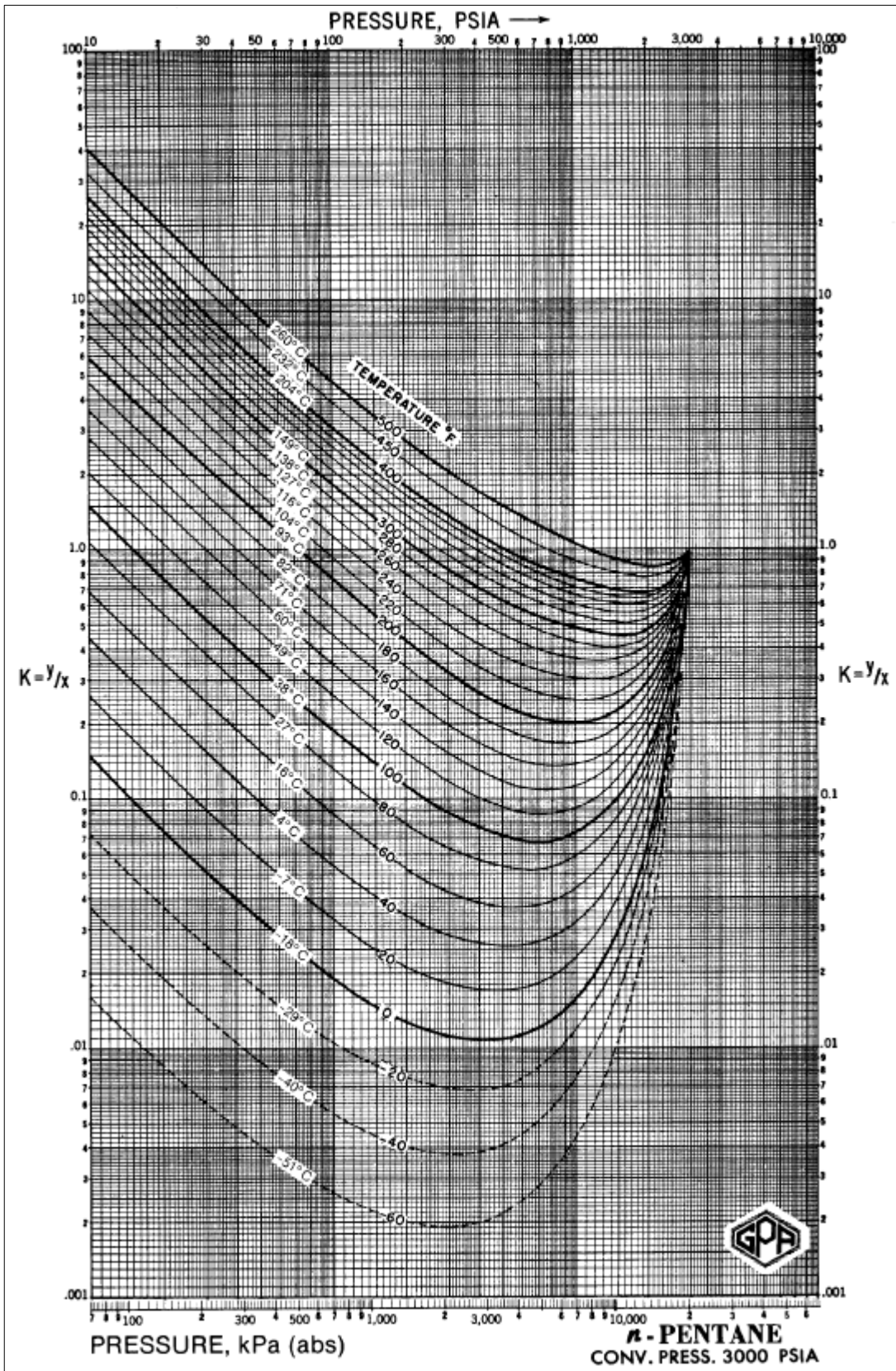
Fuente: GPSA, 2004, pp. 778 – 789



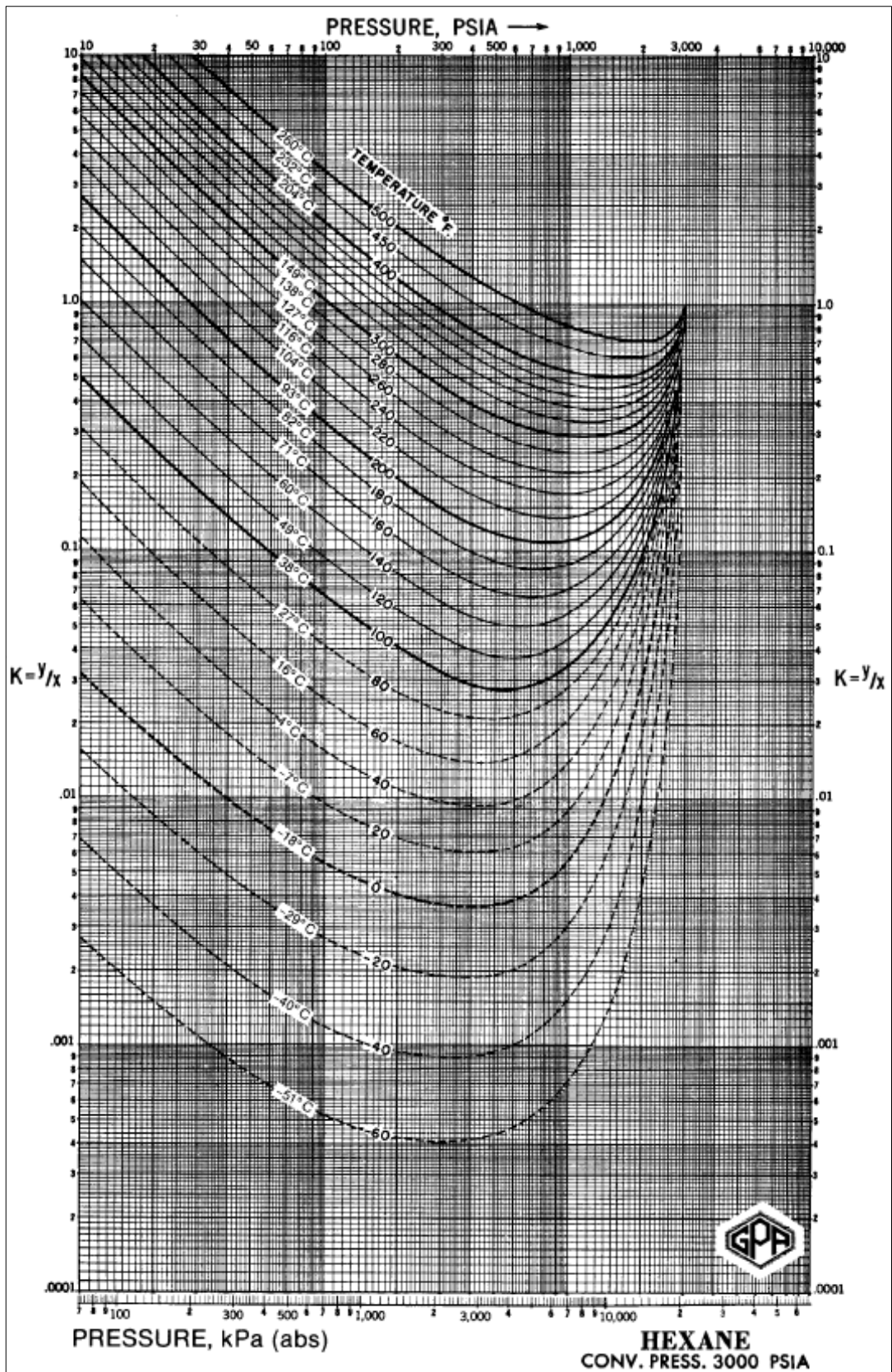
Fuente: GPSA, 2004, pp. 778 – 789



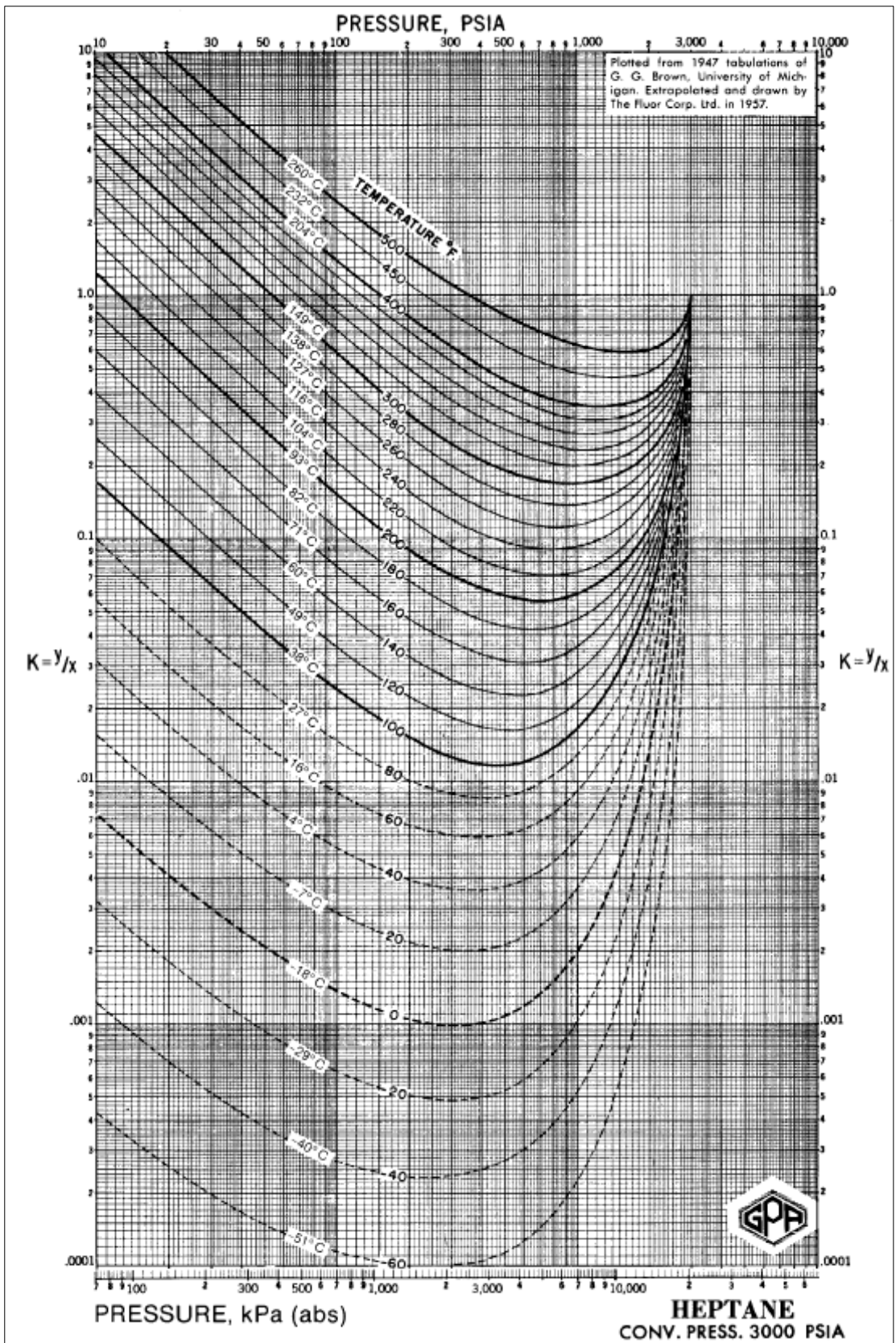
Fuente: GPSA, 2004, pp. 778 – 789



Fuente: GPSA, 2004, pp. 778 – 789



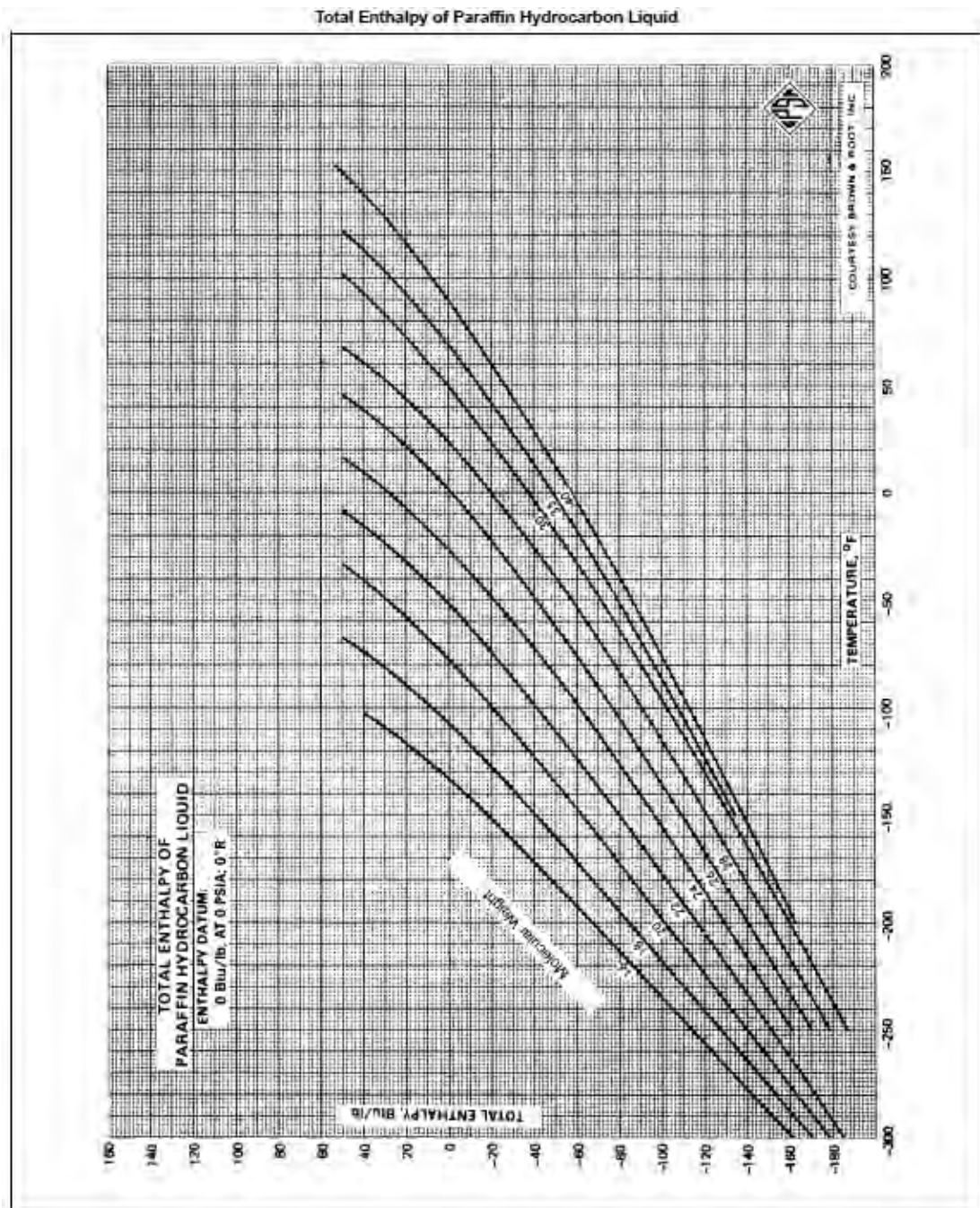
Fuente: GPSA, 2004, pp. 778 – 789



Fuente: GPSA, 2004, pp. 778 – 789

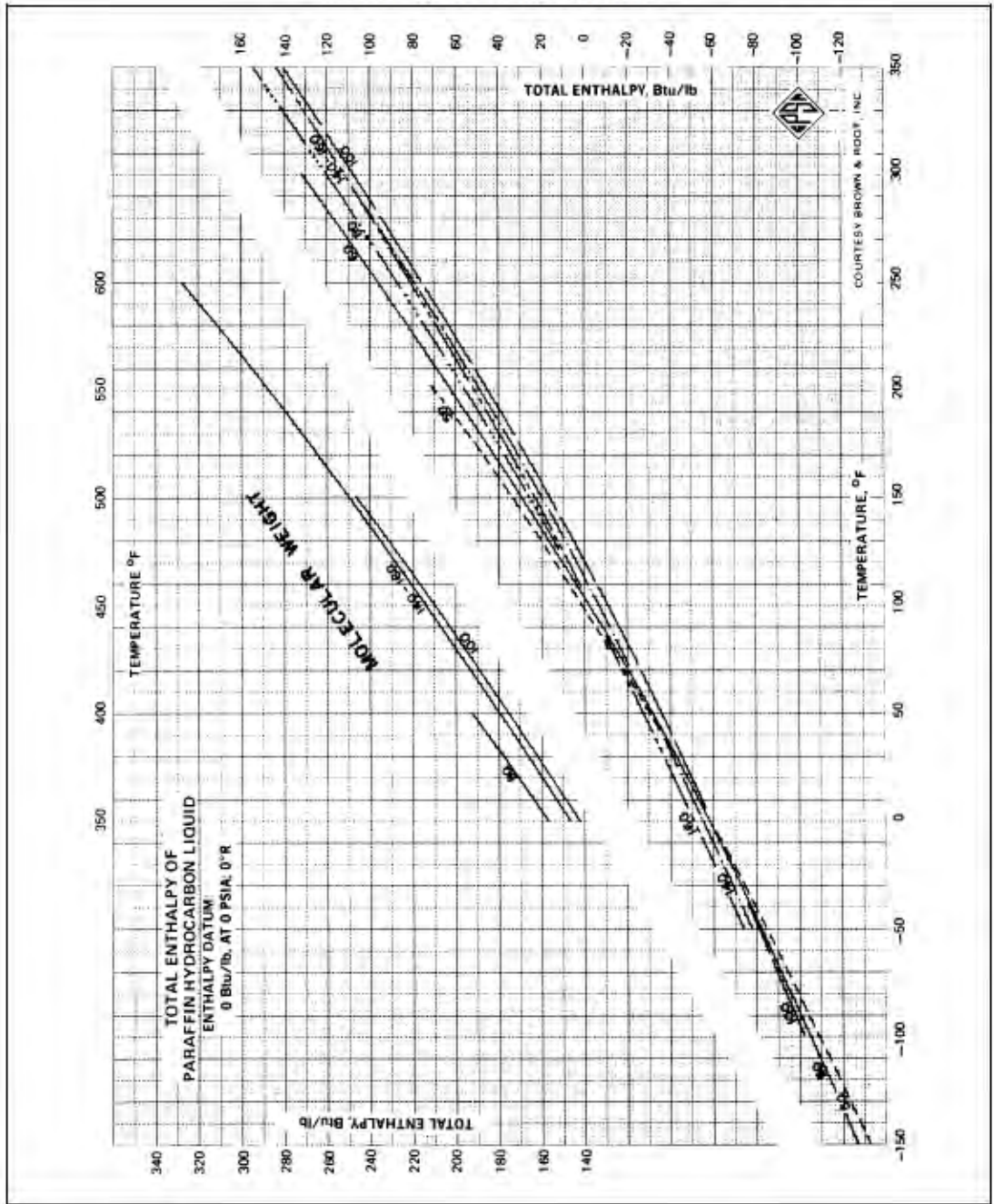
ANEXO C: PROPIEDADES TERMODINÁMICAS DEL GAS NATURAL

A continuación, se muestra los diagramas de entalpía total para sistemas de gas natural en función de la temperatura y el peso molecular.



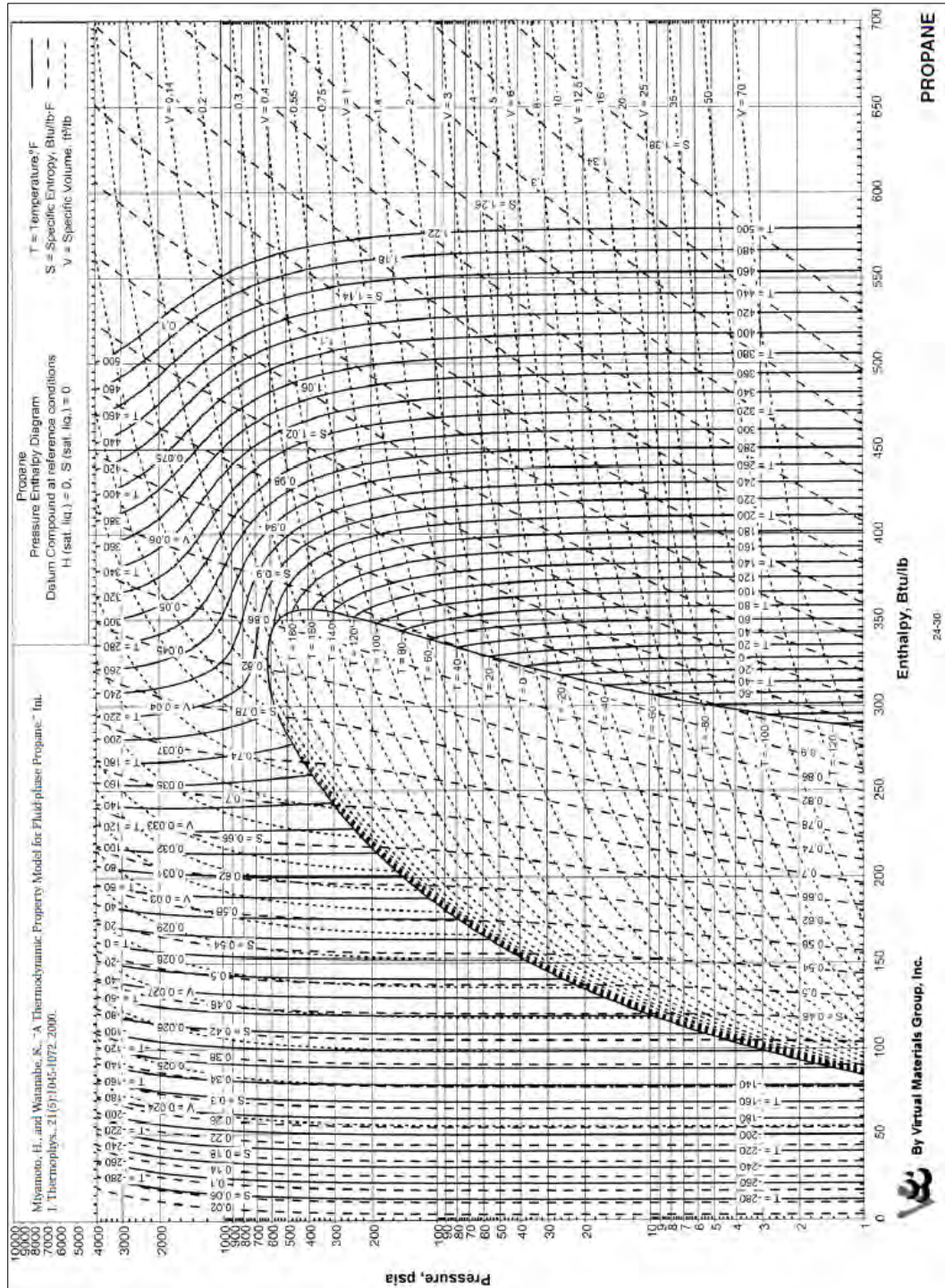
Fuente: GPSA, 2004, pp. 723-741

Total Enthalpy of Paraffin Hydrocarbon Liquid



Fuente: GPSA, 2004, pp. 723-741

A continuación, se presenta el diagrama P-H (presión-entalpía) empleado.



Fuente: GPSA, 2004, pp. 752

ANEXO D: PROPIEDADES FÍSICAS DEL GAS NATURAL

Number	See Note No. → Compound	Formula	A.		B.		C.		D.			Critical Constants			Number
			Molar Mass (Molecular Weight)	Boiling Point, °F 14.696 psia	Vapor Pressure, psia, 100 °F	Freezing Point, °F 14.696 psia(abs)	Refractive Index 60 °F	Pressure, psia (abs)	Temperature, °F	Volume, ft ³ /lb	Pressure, psia (abs)	Temperature, °F	Volume, ft ³ /lb		
1	Methane	CH ₄	16.042	-258.67	(5000)*	-296.45	1.00041	667.0	-118.66	0.0985	1				
2	Ethane	C ₂ H ₆	30.069	-127.48	(800)*	-297.04	1.21241	706.6	89.92	0.0775	2				
3	Propane	C ₃ H ₈	44.096	-43.72	188.7	-305.73	1.29506	615.5	205.92	0.0728	3				
4	Isobutane	C ₄ H ₁₀	58.122	11.08	72.48	-255.30	1.32469	527.9	274.41	0.0715	4				
5	n-Butane	C ₄ H ₁₀	58.122	31.09	51.68	-217.05	1.33593	550.9	305.55	0.0703	5				
6	Isopentane	C ₅ H ₁₂	72.149	82.11	20.46	-255.80	1.35626	490.4	369.0	0.0685	6				
7	n-Pentane	C ₅ H ₁₂	72.149	96.58	15.76	-201.50	1.35993	488.8	385.8	0.0676	7				
8	Neopentane	C ₅ H ₁₂	72.149	49.12	36.70	2.17	1.34167	463.5	321.0	0.0690	8				
9	n-Hexane	C ₆ H ₁₄	86.175	155.72	4.961	-139.56	1.37717	436.9	453.8	0.0688	9				
10	2-Methylpentane	C ₆ H ₁₄	86.175	140.44	6.773	-244.60	1.37387	436.6	435.8	0.0682	10				
11	3-Methylpentane	C ₆ H ₁₄	86.175	145.84	6.103	-231.20	1.37888	452.5	448.3	0.0682	11				
12	Neohexane	C ₆ H ₁₄	86.175	121.49	9.865	-147.69	1.37126	446.7	420.0	0.0667	12				
13	2,3-Dimethylbutane	C ₆ H ₁₄	86.175	136.34	7.410	-199.35	1.37730	454.0	440.2	0.0665	13				
14	n-Heptane	C ₇ H ₁₆	100.202	209.13	1.6203	-131.01	1.39987	396.8	512.9	0.0662	14				
15	2-Methylhexane	C ₇ H ₁₆	100.202	194.05	2.273	-190.87	1.38717	396.0	494.5	0.0673	15				
16	3-Methylhexane	C ₇ H ₁₆	100.202	197.33	2.130	-	1.39091	407.6	503.7	0.0646	16				
17	3-Ethylpentane	C ₇ H ₁₆	100.202	200.25	2.012	-191.44	1.39568	419.2	513.2	0.0665	17				
18	2,2-Dimethylpentane	C ₇ H ₁₆	100.202	174.50	3.494	-190.80	1.38447	401.8	477.1	0.0685	18				
19	2,4-Dimethylpentane	C ₇ H ₁₆	100.202	176.85	3.294	-192.59	1.38383	397.4	475.8	0.0667	19				
20	3,3-Dimethylpentane	C ₇ H ₁₆	100.202	186.87	2.775	-239.99	1.39314	427.9	505.7	0.0662	20				
21	Triptane	C ₇ H ₁₆	100.202	177.54	3.376	-12.21	1.39167	427.9	496.3	0.0636	21				
22	n-Octane	C ₈ H ₁₈	114.229	258.21	0.5366	-70.17	1.39962	360.7	564.2	0.0673	22				
23	Diisobutyl	C ₈ H ₁₈	114.229	228.39	1.102	-132.09	1.39461	361.1	530.3	0.0678	23				
24	Isooctane	C ₈ H ₁₈	114.229	210.62	1.709	-151.23	1.39365	372.7	519.4	0.0656	24				
25	n-Nonane	C ₉ H ₂₀	128.255	303.40	0.17003	-64.28	1.40747	330.7	610.8	0.0693	25				
26	n-Decane	C ₁₀ H ₂₂	142.282	345.40	0.06160	-21.39	1.41386	304.6	652.2	0.0703	26				
27	Cyclopentane	C ₅ H ₁₀	70.133	120.61	9.917	-136.96	1.40896	653.8	461.2	0.0594	27				
28	Methylcyclopentane	C ₆ H ₁₂	84.159	161.29	4.491	-224.38	1.41210	548.8	499.4	0.0607	28				
29	Cyclohexane	C ₆ H ₁₂	84.159	177.40	3.267	-134.03	1.42863	590.7	536.6	0.0586	29				
30	Methylcyclohexane	C ₇ H ₁₄	98.186	213.69	1.609	-135.81	1.42534	503.4	570.3	0.0600	30				
31	Ethane(Ethylene)	C ₂ H ₄	28.053	-154.72	-	-272.50	1.24100	731.0	48.5	0.0746	31				
32	Propene(Propylene)	C ₃ H ₆	42.080	-53.85	227.9	-301.47	1.31256	676.6	198.4	0.0717	32				
33	1-Butene(Butylene)	C ₄ H ₈	56.106	20.73	62.07	-311.65	1.35056	586.4	296.2	0.0683	33				
34	cis-2-Butene	C ₄ H ₈	56.106	38.70	45.93	-218.02	1.35556	615.4	324.4	0.0667	34				
35	trans-2-Butene	C ₄ H ₈	56.106	39.59	49.84	-158.03	1.35867	574.9	311.9	0.0679	35				
36	Isobutene	C ₄ H ₈	56.106	19.56	63.17	-220.61	1.35390	580.2	292.6	0.0681	36				
37	1-Pentene	C ₅ H ₁₀	70.133	85.93	19.12	-255.40	1.37426	509.5	376.9	0.0674	37				
38	1,2-Butadiene	C ₄ H ₆	54.090	51.14	37.23	-213.14	-	655.6	354.3	0.0696	38				
39	1,3-Butadiene	C ₄ H ₆	54.090	23.85	59.46	-134.05	-	620.3	305.6	0.0654	39				
40	Isoprene	C ₅ H ₈	68.117	93.30	16.68	-230.71	1.42498	581.6	402.9	0.0665	40				
41	Acetylene	C ₂ H ₂	26.037	-118.87	-	-113.44	-	890.4	95.3	0.0693	41				
42	Benzene	C ₆ H ₆	78.112	176.10	3.222	41.96	1.50393	710.4	552.2	0.0531	42				
43	Toluene	C ₇ H ₈	92.138	231.10	1.0322	-138.89	1.49946	595.5	605.8	0.0549	43				
44	Ethylbenzene	C ₈ H ₁₀	106.165	277.09	0.3705	-139.93	1.49827	523.0	651.3	0.0564	44				
45	o-Xylene	C ₈ H ₁₀	106.165	291.96	0.2632	-13.30	1.50767	541.6	674.9	0.0557	45				
46	m-Xylene	C ₈ H ₁₀	106.165	282.35	0.3291	-54.12	1.49951	512.9	651.0	0.0567	46				
47	p-Xylene	C ₈ H ₁₀	106.165	280.99	0.3422	55.86	1.49810	509.2	649.5	0.0572	47				
48	Styrene	C ₈ H ₈	104.149	293.47	0.2467	-23.15	1.54937	587.8	703.0	0.0534	48				
49	Isopropylbenzene	C ₉ H ₁₂	120.192	305.27	0.1884	-140.81	1.49372	465.4	676.3	0.0568	49				
50	Methyl alcohol	CH ₃ O	32.042	148.17	4.631	-143.79	1.33012	1174	463.1	0.0590	50				
51	Ethyl alcohol	C ₂ H ₅ O	46.068	172.91	2.313	-173.29	1.36309	891.7	465.4	0.0581	51				
52	Carbon monoxide	CO	28.010	-312.73	-	-337.04	1.00036	506.7	-220.63	0.0527	52				
53	Carbon dioxide	CO ₂	44.010	-109.12	-	-69.81	1.00048	1070.0	87.76	0.0343	53				
54	Hydrogen sulfide	H ₂ S	34.082	-76.52	395.5	-121.81	1.00060	1308.5	212.81	0.0462	54				
55	Sulfur dioxide	SO ₂	64.065	14.04	85.31	-103.81	1.00062	1143	315.49	0.0305	55				
56	Ammonia	NH ₃	17.0306	-27.99	212.0	-107.77	1.00036	1644	270.1	0.0712	56				
57	Air		28.9586	-317.64	-	-	1.00028	551.9	-220.57	0.0458	57				
58	Hydrogen	H ₂	2.0159	-422.97	-	-434.55	1.00013	190.7	-399.9	0.5319	58				
59	Oxygen	O ₂	31.9988	-297.332	-	-361.82	1.00027	731.4	-181.43	0.0367	59				
60	Nitrogen	N ₂	28.0135	-320.431	-	-346.00	1.00028	492.5	-232.53	0.0511	60				
61	Chlorine	Cl ₂	70.9054	-29.25	157.3	-149.73	1.38729	1117	290.93	0.0280	61				
62	Water	H ₂ O	18.0153	211.963	0.95051	32.00	1.33342	3200.1	705.10	0.04975	62				
63	Helium	He	4.0026	-452.06	-	-455.75	1.00003	33.0	-450.32	0.2300	63				
64	Hydrogen chloride	HCl	36.4606	-121.00	921	-173.52	1.00042	1205	124.77	0.0356	64				

Fuente: GPSA, 2004, pp. 679 – 687

Number	E. Density of Liquid 14,696 psia, 60 °F			F. Temperature coefficient of density, 1/T(K)	G. Acoustic Factor, $\frac{1}{\omega}$	H. Summation Factor, $\text{psia}^{-1} \text{ } 60 \text{ } ^\circ\text{F}$	I. Ideal Gas 14,696 psia, 60 °F			J. Specific Heat 60 °F & 14,696 psia		Number
	Relative Density (specific gravity) $60 \text{ } ^\circ\text{F} / 60 \text{ } ^\circ\text{F}$	logal (wt in vacuum)	gal/lb mol				Relative Density (specific gravity) (Air = 1)	$\text{ft}^3 \text{ gas/lb}$	Volume Ratio $\text{ft}^3 \text{ gas/gal liquid}$	C_p , Ideal Gas (Btu/lb °F)	C_p , liquid (Btu/lb °F)	
1	(0.3)*	(2.5)*	(6.4172)	-	0.0115	0.0116	0.5540	23.655	(59.138)*	0.52725	-	1
2	0.35643	2.9716	10.119	-	0.0994	0.0238	1.0383	12.620	37.503	0.40890	1.0900	2
3	0.50738	4.2301	10.424	-0.00156	0.1529	0.0349	1.5227	8.6050	35.404	0.38970	0.6253	3
4	0.56295	4.6934	12.384	-0.00120	0.1865	0.0444	2.0371	6.5291	30.644	0.38708	0.5633	4
5	0.58408	4.8696	11.936	-0.00108	0.2003	0.0471	2.0371	6.5291	31.794	0.39649	0.5679	5
6	0.62460	5.2074	13.855	-0.00089	0.2284	0.0572	2.4314	5.2598	27.390	0.38311	0.5370	6
7	0.63113	5.2618	13.712	-0.00086	0.2515	0.0603	2.4314	5.2598	27.676	0.38982	0.5439	7
8	0.59624	4.9710	14.514	-0.00104	0.1968	0.0516	2.4314	5.2598	26.146	0.39126	0.5534	8
9	0.66404	5.5363	15.566	-0.00075	0.2993	0.0792	2.9758	4.4036	24.380	0.38696	0.5335	9
10	0.65794	5.4853	15.710	-0.00078	0.2777	0.0743	2.9758	4.4036	24.155	0.38391	0.5268	10
11	0.66902	5.5777	15.450	-0.00075	0.2726	0.0718	2.9758	4.4036	24.562	0.37782	0.5188	11
12	0.65371	5.4501	15.812	-0.00077	0.2331	0.0673	2.9758	4.4036	24.000	0.38202	0.5141	12
13	0.66603	5.5528	15.519	-0.00073	0.2481	0.0685	2.9758	4.4036	24.453	0.37465	0.5141	13
14	0.68819	5.7375	17.464	-0.00068	0.3483	0.0953	3.4302	3.7872	21.729	0.38566	0.5279	14
15	0.68327	5.6966	17.590	-0.00070	0.3312	0.0899	3.4302	3.7872	21.574	0.38225	0.5216	15
16	0.69170	5.7668	17.376	-0.00069	0.3231	0.0899	3.4302	3.7872	21.840	0.37957	0.5137	16
17	0.70291	5.8603	17.099	-0.00069	0.3111	0.0898	3.4302	3.7872	22.194	0.38689	0.5141	17
18	0.67828	5.6560	17.719	-0.00070	0.2870	0.0832	3.4302	3.7872	21.417	0.38687	0.5167	18
19	0.67714	5.6455	17.749	-0.00072	0.3035	0.0844	3.4302	3.7872	21.381	0.39524	0.5241	19
20	0.69720	5.8127	17.239	-0.00059	0.2687	0.0846	3.4302	3.7872	22.014	0.38385	0.5023	20
21	0.69433	5.7867	17.310	-0.00068	0.2501	0.0817	3.4302	3.7872	21.923	0.37797	0.4991	21
22	0.70698	5.8942	19.380	-0.00063	0.3977	0.1214	3.9445	3.3222	19.582	0.38446	0.5250	22
23	0.69806	5.8199	19.627	-0.00066	0.3571	0.1041	3.9445	3.3222	19.334	0.37652	0.5103	23
24	0.69628	5.8050	19.678	-0.00065	0.3043	0.0960	3.9445	3.3222	19.265	0.38154	0.5172	24
25	0.72186	6.0183	21.311	-0.00060	0.4421	0.1350	4.4289	2.9598	17.807	0.38358	0.5221	25
26	0.73406	6.1200	23.249	-0.00058	0.4875	0.1516	4.9133	2.6671	16.323	0.38294	0.5207	26
27	0.74985	6.2516	11.218	-0.00073	0.1950	0.0589	2.4218	5.4109	33.827	0.27199	0.4214	27
28	0.75353	6.2823	13.396	-0.00069	0.2267	0.0712	2.9362	4.5091	28.328	0.30142	0.4406	28
29	0.78349	6.5321	12.884	-0.00066	0.2105	0.0729	2.9362	4.5091	29.454	0.29084	0.4331	29
30	0.77394	6.4525	15.217	-0.00062	0.2352	0.0866	3.3306	3.8650	24.939	0.31989	0.4403	30
31	-	-	-	-	0.0865	0.0208	0.9887	13.527	-	0.35897	-	31
32	0.52265	4.3574	9.6570	-0.00169	0.1407	0.0324	1.4531	9.0182	39.296	0.35759	0.5729	32
33	0.60046	5.0062	11.207	-0.00112	0.1923	0.0442	1.9375	6.7637	33.860	0.35613	0.5370	33
34	0.62754	5.2319	10.724	-0.00102	0.2056	0.0461	1.9375	6.7637	35.387	0.33368	0.5280	34
35	0.61017	5.0871	11.029	-0.00106	0.2035	0.0464	1.9375	6.7637	34.408	0.36630	0.5293	35
36	0.60068	5.0078	11.204	-0.00113	0.1995	0.0442	1.9375	6.7637	33.871	0.36689	0.5480	36
37	0.64600	5.3859	13.022	-0.00092	0.2314	0.0575	2.4218	5.4109	29.143	0.36017	0.5191	37
38	0.65773	5.4836	9.8640	-0.00094	0.1715	0.0468	1.8579	7.0158	38.472	0.34433	0.5411	38
39	0.62718	5.2289	10.345	-0.00109	0.1887	0.0438	1.8579	7.0158	36.685	0.34316	0.5356	39
40	0.68806	5.7199	11.909	-0.00083	0.2149	0.0563	2.3522	5.5711	31.866	0.35092	0.5193	40
41	-	-	-	-	0.1976	0.0218	0.8991	14.575	-	0.39647	-	41
42	0.88458	7.3749	10.592	-0.00067	0.2092	0.0685	2.8974	4.8582	35.829	0.24266	0.4098	42
43	0.87182	7.2686	12.676	-0.00059	0.2637	0.0883	3.1917	4.1186	29.937	0.26014	0.4006	43
44	0.87169	7.2674	14.608	-0.00056	0.3026	0.1084	3.6561	3.5745	25.977	0.27833	0.4113	44
45	0.88453	7.3745	14.396	-0.00052	0.3118	0.1135	3.6561	3.5745	25.360	0.29052	0.4163	45
46	0.86882	7.2435	14.657	-0.00055	0.3255	0.1121	3.6561	3.5745	25.892	0.27480	0.4040	46
47	0.86557	7.2164	14.712	-0.00055	0.3211	0.1116	3.6561	3.5745	25.795	0.27506	0.4023	47
48	0.91088	7.5942	13.714	-0.00056	0.2453	0.1071	3.5365	3.6437	27.671	0.26320	0.4119	48
49	0.88655	7.2246	16.636	-0.00055	0.3256	0.1247	4.1505	3.1573	22.811	0.30697	0.4204	49
50	0.79626	6.6388	4.8266	-0.00068	0.5649	0.0807	1.1365	11.843	78.624	0.32504	0.5918	50
51	0.79402	6.6199	6.9590	-0.00060	0.6446	0.1000	1.5908	8.2374	54.531	0.33176	0.5640	51
52	0.79265	6.6085	4.2385	-	0.0510	0.0052	0.9572	13.548	89.533	0.24738	-	52
53	0.82203	6.8534	6.4216	-0.00801	0.2239	0.0195	1.5197	8.6228	59.095	0.19875	-	53
54	0.80269	6.6922	5.0928	-0.00170	0.1010	0.0242	1.1769	11.135	74.514	0.23811	0.5191	54
55	1.39241	11.609	5.5186	-0.00110	0.2570	0.0358	2.2123	5.9235	68.764	0.14735	0.3293	55
56	0.61730	5.1466	3.3091	-0.00132	0.2560	0.0284	0.5981	22.283	114.68	0.49679	1.1256	56
57	0.87603	7.3036	3.9649	-	-	0.00523	1.0000	13.104	95.710	0.23992	-	57
58	0.07087	0.5908	3.4120	-	-0.2140	-	0.08961	188.25	111.22	3.4027	-	58
59	1.14230	9.5236	3.3599	-	0.0222	0.0072	1.1350	11.859	112.94	0.21894	-	59
60	0.80687	6.7270	4.1643	-	0.0372	0.00442	0.9374	13.547	91.128	0.24829	-	60
61	1.4241	11.873	5.9720	-	0.0722	0.0300	2.4485	5.3520	63.544	0.11365	-	61
62	1.00000	8.3372	2.1608	-0.00009	0.3443	0.05557	0.62210	21.0646	175.620	0.44476	1.0003	62
63	0.12488	1.0409	3.8452	-	-0.3820	-	0.1382	94.810	98.692	1.2404	-	63
64	0.8512	7.097	5.1375	-0.00169	0.1269	0.0202	1.259	10.41	73.9	0.19033	-	64

Fuente: GPSA, 2004, pp. 679 – 687



epoch

Dirección de Bibliotecas y
Recursos del Aprendizaje

UNIDAD DE PROCESOS TÉCNICOS Y ANÁLISIS BIBLIOGRÁFICO Y
DOCUMENTAL

REVISIÓN DE NORMAS TÉCNICAS, RESUMEN Y BIBLIOGRAFÍA

Fecha de entrega: 16 / 02 / 2024

INFORMACIÓN DEL AUTOR/A (S)
Nombres – Apellidos: Steven Alejandro Albuja Aguirre
INFORMACIÓN INSTITUCIONAL
Facultad: Ciencias
Carrera: Ingeniería Química
Título a optar: Ingeniero Químico
f. Analista de Biblioteca responsable: Ing. Rafael Inty Salto Hidalgo

0157-DBRA-UPT-2024

