

**EVALUACIÓN TÉCNICO-FINANCIERA DEL FRACCIONAMIENTO DEL GAS
NATURAL PRODUCIDO EN EL PIEDEMONTE LLANERO DE COLOMBIA**

**SANTIAGO MELANI GONZÁLEZ
LUIS FELIPE SANTAMARÍA ARIZA**

**FUNDACIÓN UNIVERSIDAD DE AMÉRICA
FACULTAD DE INGENIERÍAS
PROGRAMA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BOGOTÁ D.C.
2018**

**EVALUACIÓN TÉCNICO-FINANCIERA DEL FRACCIONAMIENTO DEL GAS
NATURAL PRODUCIDO EN EL PIEDEMONTE LLANERO DE COLOMBIA**

**SANTIAGO MELANI GONZÁLEZ
LUIS FELIPE SANTAMARÍA ARIZA**

Proyecto de grado presentado como requisito para optar por el título de:

INGENIERO DE PETRÓLEOS

**Director
Jaime Alberto Rodríguez
Ingeniero de Químico**

**Codirector
Edgar Andrés Castelblanco Vargas
Ingeniero de Petróleos**

**Orientador
Carlos Alberto Espinosa Mora
Ingeniero de Petróleos**

**FUNDACIÓN UNIVERSIDAD DE AMÉRICA
FACULTAD DE INGENIERÍAS
PROGRAMA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BOGOTÁ D.C.
2018**

Nota de aceptación.

Carlos Alberto Espinosa Mora

Adriangela Chiquinquirá Romero Sánchez

Bogotá D.C, febrero de 2018.

DIRECTIVAS DE LA UNIVERSIDAD

Presidente de la Universidad y Rector del Claustro:

Dr. JAIME POSADA DÍAZ

Vicerrector de Desarrollo y Recursos Humanos:

Dr. LUIS JAIME POSADA GARCÍA-PEÑA

Vicerrectora Académica y de Posgrados:

Dra. ANA JOSEFA HERRERA VARGAS

Secretario General:

Dr. JUAN CARLOS POSADA GARCÍA-PEÑA

Decano de la Facultad de Ingenierías:

Ing. JULIO CESAR FUENTES ARISMENDI

Director Programa de Ingeniería de Petróleos:

Ing. JOSÉ HUMBERTO CANTILLO SILVA

Las directivas de la Universidad de América, los jurados calificadores y el cuerpo docente, no son responsables por los criterios e ideas expuestas en el presente documento, estos corresponden únicamente a los autores.

AGRADECIMIENTOS

Los autores expresan sus agradecimientos a:

Las Directivas, Cuerpo Docente y Personal Administrativo de la Universidad América por el apoyo y la capacitación recibida durante la carrera.

EQUION ENERGÍA LTD. por el soporte para el desarrollo de este trabajo de grado.

Ing. Jaime Alberto Rodríguez, director por su interés, apoyo, paciencia y tiempo dedicado para el desarrollo de este proyecto.

Ing. Edgar Andrés Castelblanco Vargas, codirector quien brindó su conocimiento y orientación técnica, especialmente por su dedicación, interés, y constancia a lo largo de este proyecto.

Ing. Alejandro Contreras, docente de la facultad, quien brindo asesoría y apoyo durante el desarrollo de este proyecto.

Ing. Carlos Alberto Espinosa Mora, orientador técnico del trabajo de grado, quien nos asesoró y apoyo durante la culminación del proyecto.

Ing. Álvaro José Rodríguez Medina, ingeniero químico, quien nos brindó asesoría durante el desarrollo del proyecto.

DEDICATORIA

Quiero dedicar este proyecto a mis padres, Constanza y Henry, por su constante apoyo durante mis años de estudio, y mi vida entera. Sin ellos ni éste, ni ninguno de mis logros hubiesen sido posibles. También va dedicado a mi padrastro, Hubert de Jesús Borja, cuyo apoyo ha sido parte fundamental del que hoy se establece como mi mayor triunfo.

A cada uno de los compañeros que recorrieron conmigo este camino y cuyo trabajo conjunto impulsó la finalización de mi carrera; esto también va dedicado a ellos.

Por otra parte, quiero dedicar este logro a mi ahora colega, Luis Felipe Santamaría Ariza, quien además de ser mi compañero de tesis, ha sido mi amigo de infancia.

Por último, quiero agradecer a cada persona que hizo parte de este proyecto y de toda mi vida universitaria. Cada uno de ellos aportó una parte esencial a este proceso que hoy finaliza.

DEDICATORIA

Para empezar, quiero dedicar este proyecto de grado a mi madre, Martha Susana Ariza Duarte por el apoyo incondicional que siempre me brindó, no solo durante la realización de este proyecto, sino también a lo largo de mi carrera universitaria, por ser la mujer más maravillosa y amorosa que la vida pudo otorgarme y por qué siempre estuvo en los momentos difíciles.

A mi padre Joaquín Santamaría por su amor y apoyo incondicional, lo que hizo que este camino fuera más fácil. Por sus enseñanzas no solo de vida, que me ayudaron a culminar mi carrera profesional. Por enseñarme a ser perseverante y a nunca alejarme del camino correcto.

A mis hermanos Joaquín, Diana, Andrés y Arturo y mis cuñadas Nathalie y Daniela quienes siempre estuvieron pendientes de mi salud y bienestar, y quienes siempre me apoyaron en los momentos difíciles.

A mi compañero Santiago, quien no solo fue mi compañero de universidad y proyecto de grado, si no también amigo de infancia.

Por último, pero no menos importante, a toda mi familia, a todos aquellos que de alguna forma participaron en la elaboración de este proyecto, y a aquellas personas que siempre me apoyaron a lo largo de mi carrera profesional.

CONTENIDO

	pág.
INTRODUCCIÓN	26
OBJETIVOS	29
1. GENERALIDADES GEOLÓGICAS DE LOS CAMPOS FLOREÑA Y PAUTO	28
1.1 HISTORIA DE LOS CAMPOS FLOREÑA Y PAUTO	28
1.2 LOCALIZACIÓN DE LOS CAMPOS FLOREÑA Y PAUTO	28
1.3 MARCO GEOLÓGICO	31
1.3.1 Columna Estratigráfica	31
1.3.2 Estratigrafía	33
1.3.2.1 Formación Une (Cretáceo inferior)	33
1.3.2.2 Formación Gachetá (Cretáceo medio)	33
1.3.2.3 Formación Guadalupe (Cretáceo superior)	33
1.3.2.4 Formación Barco (Paleógeno-Paleoceno)	33
1.3.2.5 Formación Los Cuervos (Paleógeno-Paleoceno Superior a Eoceno Inferior)	34
1.3.2.6 Formación Mirador (Paleógeno-Eoceno Inferior a Eoceno Medio)	34
1.3.2.7 Formación Carbonera (Paleógeno-Eoceno Medio a Oligoceno)	34
1.3.2.8 Formación León (Neógeno-Mioceno)	34
1.3.2.9 Formación Guayabo (Neógeno)	34
1.3.2.10 Formación Necesidad (Neógeno al Plioceno)	35
1.3.3 Geología Estructural de los Campos Floreña y Pauto	35
1.3.4 Geología del Petróleo de los Campos Floreña y Pauto	35
1.3.4.1 Roca Generadora	35
1.3.4.2 Roca Reservorio	35
1.3.4.3 Migración	36
1.3.4.4 Roca Sello	36
1.3.4.5 Trampa	36
1.4 HISTORIA DE PRODUCCIÓN DE LOS CAMPOS FLOREÑA Y PAUTO	36
1.4.1 Método de producción de los Campos Floreña y Pauto	36
1.4.2 Tiempo de producción de los Campos Floreña y Pauto	36
1.4.3 Número de pozos de los Campos Floreña y Pauto	37
1.4.4 Producción acumulada de petróleo y gas de los Campos Floreña y Pauto	37
2. GENERALIDADES DEL GAS NATURAL	38
2.1 GAS NATURAL	38
2.1.1 Componentes principales del gas natural	39
2.1.1.1 Metano	39
2.1.1.2 Etano	39
2.1.1.3 Propano	39

2.1.1.4 Butano	39
2.1.1.5 Pentano y más pesados (C ₅ ⁺)	39
2.1.1.6 Impurezas	39
2.1.2 Tipos de yacimientos	40
2.1.2.1 Yacimientos de gas condensado	40
2.1.2.2 Yacimientos de gas húmedo	42
2.1.2.3 Yacimientos de gas seco	42
2.1.2.4 Yacimientos de aceite volátil	43
2.1.2.5 Yacimientos de petróleo negro	44
2.1.3 Líquidos derivados del procesamiento del gas natural	45
2.1.3.1 Gas licuado del petróleo (GLP)	45
2.1.3.2 Gasolinas naturales	45
2.1.4 Especificaciones para la comercialización del gas natural	46
3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE FRACCIONAMIENTO DEL GAS NATURAL	47
3.1 PROCESOS DE ENFRIAMIENTO DEL GAS NATURAL	47
3.1.1 Efecto Joule Thomson	47
3.1.2 Equipo de enfriamiento con ciclos de Propano (Chiller)	48
3.1.3 Turbo-expander	48
3.2 PROCESO DE DESRILACIÓN FRACCIONADA	48
3.3 DESCRIPCIÓN DE LOS FUNDAMENTOS TEÓRICOS PARA EL DISEÑO CONCEPTUAL DE UNA PLANTA DE FRACCIONAMIENTO DE GAS NATURAL	53
3.3.1 Deshidratador de glicol	53
3.3.2 Torre de fraccionamiento	54
4. DESARROLLO DEL DISEÑO CONCEPTUAL DE LA PLANTA DE FRACCIONAMIENTO DEL GAS NATURAL PRODUCIDO EN EL PIEDEMONTES LLANERO DE COLOMBIA	57
4.1 DESCRIPCIÓN DE LA CARACTERIZACIÓN DEL GAS NATURAL EXTRAÍDO DE LOS CAMPOS FLOREÑA Y PAUTO	57
4.2 DISEÑO DEL PROCESO DE FRACCIONAMIENTO PARA EL GAS NATURAL EXTRAÍDO DE LOS CAMPOS FLOREÑA Y PAUTO	58
4.2.1 Descripción de los diferentes tipos de ingeniería	58
4.2.1.1 Ingeniería Conceptual	58
4.2.1.2 Ingeniería Básica	59
4.2.1.3 Ingeniería en Detalle	59
4.3 PROCESO DEL DISEÑO CONCEPTUAL DE LA PLANTA DE FRACCIONAMIENTO	60
4.3.1 Diseño 1	60
4.3.2 Diseño 2	64
4.3.3 Diseño 3	67
4.3.4 Diseño 4	74
4.3.5 Diseño 5	76

4.3.6 Diseño 6	78
5. SIMULACIÓN DEL DISEÑO DEL PROCESO DE FRACCIONAMIENTO	80
5.1 ASPEN HYSYS®	80
5.1.1 Base de datos	80
5.1.2 Caracterización de fracciones del petróleo y gas	81
5.1.3 Operaciones unitarias	81
5.2 UTILIZACIÓN DEL SOFTWARE ASPEN HYSYS PARA LA SIMULACIÓN DEL DISEÑO DEL PROCESO DE FRACCIONAMIENTO DEL GAS NATURAL	82
5.2.1 Descripción del diseño 1	82
5.2.2 Descripción del diseño 2	85
5.2.3 Descripción del diseño 3	87
5.2.4 Descripción del diseño 4	89
5.2.5 Descripción del diseño 5	91
5.2.6 Descripción del diseño 6	93
6. SITUACIÓN ACTUAL DE LA DISTRIBUCIÓN DEL GAS	98
7. ANÁLISIS FINANCIERO	103
7.1 ANÁLISIS DE COSTOS DE INVERISÓN (CAPEX)	103
7.1.1 Diseño 1	104
7.1.2 Diseño 2	106
7.1.3 Diseño 3	108
7.1.4 Diseño 4	110
7.1.5 Diseño 5	112
7.1.6 Diseño 6	114
7.2 ANÁLISIS DE COSTOS OPERACIONALES (OPEX)	116
7.2.1 Diseño 1	117
7.2.2 Diseño 2	118
7.2.3 Diseño 3	118
7.2.4 Diseño 4	119
7.2.5 Diseño 5	120
7.2.6 Diseño 6	121
7.3 ANÁLISIS DE INGRESOS	122
7.3.1 Análisis de ingresos diseño 1	123
7.3.2 Análisis de ingresos diseño 2	124
7.3.3 Análisis de ingresos diseño 3	124
7.3.4 Análisis de ingresos diseño 4	125
7.3.5 Análisis de ingresos diseño 5	125
7.3.6 Análisis de ingresos diseño 6	125
7.4 EVALUACIÓN FINANCIERA	126
7.4.1 Valor Presente Neto (VPN)	126
7.4.2 Flujo de Caja	127
7.4.2.1 Flujo de caja diseño 1	127
7.4.2.2 Flujo de caja diseño 2	128

7.4.2.3 Flujo de caja diseño 3	128
7.4.2.4 Flujo de caja diseño 4	129
7.4.2.5 Flujo de caja diseño 5	130
7.4.2.6 Flujo de caja diseño 6	131
7.4.3 Tasa Interna de Retorno (TIR)	132
7.4.4 Conclusión del análisis financiero	134
7.4.4.1 Punto de vista del Valor Presente Neto (VPN)	134
7.4.4.2 Punto de vista de la Tasa Interna de Retorno (TIR)	135
8. CONCLUSIONES	136
9. RECOMENDACIONES	137
BIBLIOGRAFÍA	138
ANEXOS	141

LISTA DE FIGURAS

	pág.
Figura 1. Mapa de los Campos Floreña y Pauto	30
Figura 2. Columna estratigráfica generalizada de la Cuenca de los Llanos Orientales	32
Figura 3. Diagrama de fase para gas condensado rico	41
Figura 4. Diagrama de fase para gas condensado pobre	41
Figura 5. Diagrama de fase para yacimientos de gas húmedo	42
Figura 6. Diagrama de fase para yacimientos de gas seco	43
Figura 7. Diagrama de fase para yacimientos de aceite volátil	44
Figura 8. Diagrama de fase para un yacimiento de petróleo negro	45
Figura 9. Proceso de destilación fraccionada	50
Figura 10. Etapas de equilibrio	52
Figura 11. Proceso estándar de deshidratación por glicol	54
Figura 12. Esquema estándar de un proceso de fraccionamiento	55
Figura 13. Primera etapa del Diseño 1	61
Figura 14. Segunda etapa del Diseño 1	61
Figura 15. Tercera etapa del Diseño 1	62
Figura 16. Cuarta etapa del Diseño 1	62
Figura 17. Quinta etapa del Diseño 1	63
Figura 18. Primera etapa del Diseño 2	64
Figura 19. Segunda etapa del Diseño 2	64
Figura 20. Tercera etapa del Diseño 2	65
Figura 21. Cuarta etapa del Diseño 2	65
Figura 22. Quinta etapa del Diseño 2	66
Figura 23. Primera etapa del Diseño 3	67
Figura 24. Segunda etapa del Diseño 3	67
Figura 25. Tercera etapa del Diseño 3	69
Figura 26. Cuarta etapa del Diseño 3	71
Figura 27. Quinta etapa del Diseño 3	73
Figura 28. Diseño 4	75
Figura 29. Diseño 5	77
Figura 30. Diseño 6	79
Figura 31. Simulación del Diseño 1	84
Figura 32. Simulación del Diseño 2	86
Figura 33. Simulación del Diseño 3	88
Figura 34. Simulación del Diseño 4	90
Figura 35. Simulación del Diseño 5	92
Figura 36. Simulación del Diseño 6	94
Figura 37. Gasoductos en el Piedemonte Llanero de Colombia	99
Figura 38. Ubicación del gasoducto de Coinogas S.A. con respecto a la red nacional de gasoductos	100

Figura 39. Red de distribución del gas desde los Campos Floreña y Pauto	101
Figura 40. Vía terrestre a los Campos Floreña y Pauto	102
Figura 41. Flujo de caja convencional para el Diseño 1	127
Figura 42. Flujo de caja neto para el Diseño 1	127
Figura 43. Flujo de caja convencional para el Diseño 2	128
Figura 44. Flujo de caja neto para el Diseño 2	128
Figura 45. Flujo de caja convencional para el Diseño 3	129
Figura 46. Flujo de caja neto para el Diseño 3	129
Figura 47. Flujo de caja convencional para el Diseño 4	129
Figura 48. Flujo de caja neto para el Diseño 4	130
Figura 49. Flujo de caja convencional para el Diseño 5	130
Figura 50. Flujo de caja neto para el Diseño 5	130
Figura 51. Flujo de caja convencional para el Diseño 6	131
Figura 52. Flujo de caja neto para el Diseño 6	131

LISTA DE TABLAS

	pág.
Tabla 1. Componentes del gas natural que necesitan refrigeración y que no necesitan refrigeración para pasar a estado líquido	38
Tabla 2. Especificaciones de la CREG para el transporte del gas natural en Colombia	46
Tabla 3. Composición del gas natural de los Campo Floreña y Pauto, expresada en porcentajes	58
Tabla 4. Composición ajustada del gas natural de los Campo Floreña y Pauto, expresada en porcentajes	82
Tabla 5. Resultados de las sensibilidades realizadas a los 6 diseños	95
Tabla 6. Producción final por diseño en MMSCFD y bbl/d	97
Tabla 7. Costos por actividad	104
Tabla 8. Costos Diseño 1	105
Tabla 9. Costos de inversión Diseño 1	106
Tabla 10. Costos Diseño 2	107
Tabla 11. Costos de inversión Diseño 2	108
Tabla 12. Costos Diseño 3	109
Tabla 13. Costos de inversión Diseño 3	110
Tabla 14. Costos Diseño 4	111
Tabla 15. Costos de inversión Diseño 4	112
Tabla 16. Costos Diseño 5	113
Tabla 17. Costos de inversión Diseño 5	114
Tabla 18. Costos Diseño 6	115
Tabla 19. Costos de inversión Diseño 6	116
Tabla 20. Costos constantes entre diseños	116
Tabla 21. Costos de operación Diseño 1	117
Tabla 22. Costos Operacionales Diseño 1	117
Tabla 23. Costos de operación Diseño 2	118
Tabla 24. Costos Operacionales Diseño 2	118
Tabla 25. Costos de operación Diseño 3	119
Tabla 26. Costos Operacionales Diseño 3	119
Tabla 27. Costos de operación Diseño 4	120
Tabla 28. Costos Operacionales Diseño 4	120
Tabla 29. Costos de operación Diseño 5	121
Tabla 30. Costos Operacionales Diseño 5	121
Tabla 31. Costos de operación Diseño 6	121
Tabla 32. Costos Operacionales Diseño 6	122
Tabla 33. Precio GLP y C ₄ ⁺ estimados	123
Tabla 34. Ingresos Diseño 1	123
Tabla 35. Ingresos Diseño 2	124
Tabla 36. Ingresos Diseño 3	124

Tabla 37. Ingresos Diseño 4	125
Tabla 38. Ingresos Diseño 5	125
Tabla 39. Ingresos Diseño 6	126
Tabla 40. Resumen del Valor Presente Neto	132
Tabla 41. Resumen de la Tasa Interna de Retorno	134

LISTA DE ECUACIONES

	pág.
Ecuación 1. Constante de equilibrio	51
Ecuación 2. Volatilidad relativa	53
Ecuación 3. Cálculo de ingresos por venta de sub-productos del gas natural	123
Ecuación 4. Valor Presente Neto (VPN)	126
Ecuación 5. Tasa Interna de Retorno (TIR)	132

LISTA DE ANEXOS

	pág.
Anexo A. Diseño 1 Joule Thomson	142
Anexo B. Diseño 2 Turbo-Expander	143
Anexo C. Diseño 3 Chiller	144
Anexo D. Diseño 4 Joule Thomson con reflujo	145
Anexo E. Diseño 5 Turbo-Expander con reflujo	146
Anexo F. Diseño 6 Chiller con reflujo	147

GLOSARIO

AMBIENTE DE DEPOSITACIÓN: es la combinación de procesos químicos y físicos que puede originar y formar rocas sedimentarias a partir de la deposición de sedimentos, el modo de depositación y el agente de erosión presente.

ANTICLINAL: pliegue de capas de rocas en forma de arco, cuyo núcleo está constituido por las rocas estratigráficamente más antiguas. Es originado por fuerzas compresivas de la corteza terrestre y en general, es antiforme, aunque a veces puede ser sinforme¹.

ANTICLINAL ASIMÉTRICO: cuando el eje axial (plano que divide el pliegue simétricamente) del pliegue se encuentra inclinado.

ARCILLA: mineral sedimentario procedente de rocas feldespáticas (granito), de textura detrítica, de tamaño de grano fino (diámetro máximo de 0,004mm) y compuesto por silicato de aluminio.

ARCILLOLITA: roca sedimentaria, compacta, de origen detrítico originada por la diagénesis de la arcilla. Se compone por partículas del tamaño de grano de la arcilla (0,004mm).

ARENISCA: roca terrígena consolidada, en la que el tamaño de grano varía entre 0.062 y 2 mm. Al ser la sílice el material más perdurable por su resistencia mecánica y química, la mayor parte de ellas están mayoritariamente compuestas por granos silíceos.²

CAMPO: área delimitada, en la cual se perforan pozos con el fin de explotar los yacimientos petrolíferos.

CANALES ESTUARIOS: ambiente de depositación transicional originado por la desembocadura de los ríos al mar (medio de transporte de sedimentos), conteniendo un gran flujo e intercambio de partículas entre el ambiente terrestre y marino.

CANALES FLUVIALES: ambiente de depositación originado por estuarios en donde la acción y la energía del agua en movimiento es vital para la erosión, transporte y sedimentación del ambiente.

¹ RACEFN. Glosario de Geología [En línea]. [citado 24 Agosto 2017]. Disponible en: <<http://www.ugr.es/~agcasco/personal/rac_geologia/rac.htm#A>>

² RACEFN. Glosario de Geología [En línea]. [citado 2 Abril 2017]. Disponible en: <<http://www.ugr.es/~agcasco/personal/rac_geologia/rac.htm#A>>

COLUMNA ESTRATIGRÁFICA: representación gráfica que muestra la secuencia y espesores de los estratos de un área con las rocas más antiguas en la parte inferior y las más recientes en la parte superior, junto con información litológica y fosilífera.

COMPRESIBILIDAD: propiedad de la materia la cual hace referencia al cambio de volumen de un cuerpo de acuerdo con un cambio de presión.

CONCORDANCIA: relación entre dos unidades estratigráficas superpuesta donde hay paralelismo entre los materiales infra y supra yacentes.

CONGLOMERADO: roca sedimentaria de tipo detrítico compuesta por fragmentos de clastos redondeados con un tamaño entre 2 – 76mm, los cuales pueden corresponder a cualquier tipo de roca.

CRETÁCEO: último período geológico (hace 145 millones de años aproximadamente) de la era Mesozoica. Durante el cretáceo, el supercontinente de Pangea se divide y se forman los continentes que se tienen actualmente. El período cretáceo se divide en las épocas Superior e Inferior.

CRUDO LIVIANO: hidrocarburo que presenta una gravedad API entre 30 – 40°.

CRUDO PESADO: hidrocarburo que presenta una gravedad API entre 10 – 21,9°.

CUARZO: mineral de origen ígneo, común en la corteza terrestre, compuesto de sílice y fundamental en las rocas ígneas, sedimentarias y metamórficas.

CUENCA: zona baja de la corteza terrestre, de origen tectónico, en la que se acumulan sedimentos orgánicos.

DELTÁICO: tipo de ambiente de depositación donde los sedimentos que son arrastrados por los ríos exceden la costa y forman un delta.

DEPLETAMIENTO: declinación de la presión que sufre el yacimiento a través del tiempo durante la producción del pozo.

DISCORDANCIA: discontinuidad estratigráfica entre dos unidades que representa un espacio o hiato en la sucesión estratigráfica, el cual puede darse por erosión.

DRIAGRAMA DE FASES: representación gráfica de las condiciones de presión y temperatura en donde se encuentran las diferentes fases (sólido, líquido y gas).

EOCENO: período geológico que tuvo lugar hace 55,8 millones de años hasta hace 33,9 millones de años aproximadamente. Hace parte del Paleógeno y se caracteriza por la aparición de mamíferos modernos que marcan el inicio de este período.

ESTADO: la forma en la cual se presenta la materia según su fase, que puede ser sólida, líquida o gaseosa, dependiendo de las condiciones de temperatura y presión.

ESTRUCTURAS CABALGANTES: estructuras de compresión que dan lugar a fallas inversas.

ESTRUCTURAS DE INVERSIÓN: estructura geológica que sufre cambios en las condiciones geodinámicas del área.

FACTOR VOLUMETRICO DEL ACEITE: es el volumen de petróleo y gas disuelto en condiciones del yacimiento dividido por el volumen del petróleo en condiciones normales.

FALLA: fractura producida en la corteza terrestre, la cual es originada por el contacto entre dos bloques que sufren desplazamiento uno con respecto al otro. Pueden presentarse fallas de varios de kilómetros y de forma temporal.

FALLA DE CABALGAMIENTO: falla inversa de bajo ángulo. Por lo general no sobrepasa los 30°.

FALLA INVERSA: fractura producida en la corteza terrestre, la cual es originada por esfuerzos de compresión que generan un desplazamiento vertical donde el bloque colgante está sobre el bloque yacente. Presenta un ángulo de 45 grados o mayor, con respecto a la horizontal.

FALLA NORMAL: fractura producida en la corteza terrestre, la cual es originada por esfuerzos de distensión que generan un desplazamiento vertical donde el bloque yacente queda sobre el bloque colgante. Presenta un ángulo de 45 grados o mayor, con respecto a la horizontal.

FASE: punto dado en el diagrama de fases que está sujeto a una temperatura y presión en un mismo estado de la materia.

FORMACIÓN: cuerpo de roca caracterizado por su litología y posición estratigráfica.

GRAVEDAD API: medición relacionada con la gravedad específica y la densidad del petróleo, para la clasificación de un crudo liviano o pesado. Establecido por el instituto de petróleo americano por sus siglas en inglés (API).

LIMOLITA: roca sedimentaria de textura detrítica, formada por la compactación de un limo. Presenta un tamaño de grano entre 0,01 y 0,001 mm de diámetro y se compone por coloides, arcillas, limos y silts.

LUTITA: Roca sedimentaria constituida por granos muy finos, de textura pelítica, de menos de 0.062 mm³.

MIOCENO: período geológico que tuvo lugar hace 23 millones de años hasta hace 5,3 millones de años. Es una subdivisión del Neógeno y se caracteriza por el alto número de especies de simios que vivieron durante este período.

MINERAL: sólido que posee una composición química definida (átomos, iones y moléculas) perteneciente a la corteza terrestre, originado por procesos naturales. Es el componente fundamental de las rocas, pero puede aparecer aisladamente.

NEÓGENO: período geológico que hace parte de la era Cenozoica, tuvo lugar hace 23 millones de años. Se divide en las épocas Mioceno y Plioceno. Durante este período geológico, los mamíferos y aves evolucionan.

OLIGOCENO: período geológico que tuvo lugar hace 34 millones de años hasta hace 23 millones de años. Hace parte del Paleógeno y se caracteriza por la baja presencia de nuevos tipos de mamíferos comparado con el Eoceno.

PALEOCENO: período geológico que tuvo lugar hace 66,5 millones de años hasta hace 55,8 millones de años aproximadamente. Hace parte del Paleógeno y se caracteriza por la aparición de nuevas especie primitiva luego de la extinción del Cretácico.

PALEÓGENO: período geológico que toma lugar hace 65 millones de años y hace parte de la era Cenozoica. El paleógeno se caracteriza por la evolución de mamíferos a partir de especies pequeñas. Este período se divide en las etapas Oligoceno, Eoceno y Paleoceno.

PUNTO CRÍTICO: limite en el cual se juntan la curva de rocío y la curva de burbuja, indicando que la densidad del líquido y del vapor son iguales.

PLIEGUE: esfuerzo de presión tectónica en rocas plásticas que genera ondulaciones en las capas geológicas, originando anticlinales o sinclinales.

PLIOCENO: período geológico que tuvo lugar hace 5,3 millones de años hasta hace 1,8 millones de años. Se caracteriza principalmente por el movimiento de los continentes hacia sus posiciones actuales. Hace parte del Neógeno.

POROSIDAD: medida de espacios vacíos en un material, equivalente a la capacidad que tiene una roca de almacenar fluido en sus espacios porosos.

³ RACEFN. Glosario de Geología [En línea]. [citado 17 Agosto 2017]. Disponible en: <<http://www.ugr.es/~agcasco/personal/rac_geologia/rac.htm#A>>

POZO INYECTOR: pozo perforado con el propósito de inyectar un fluido ya sea para fines de mantenimiento de presión, medio ambiente o producción.

POZO PRODUCTOR: pozo perforado con el propósito de extraer hidrocarburos.

PUNTO CRICONDENTÉRMICO: es el punto de la máxima temperatura donde la fase líquida y gaseosa se encuentra en equilibrio.

ROCAS GENERADORAS: rocas que presentan un alto contenido de materia orgánica con capacidad de generar hidrocarburos, al ser sometida a presión y temperatura, y formar yacimientos de petróleo.

ROCAS RESERVORIO: rocas que presentan una permeabilidad y porosidad aptas para el almacenamiento y extracción de hidrocarburos.

ROCAS SELLO: roca que actúa como barrera y evita el escape de hidrocarburos del yacimiento. En ciertas situaciones, el sello lo componen fallas o discordancias. Generalmente las rocas sellos son las lutitas.

TRAMPA: estructura geológica que permite la acumulación de petróleo y/o gas.

TRAMPA ESTRATIGRÁFICA: es originada cuando en una secuencia estratigráfica, la capa superior a una capa porosa es impermeable, creando un sello y evitando el desplazamiento del petróleo.

ABREVIATURAS

API	American Petroleum Institute (Instituto Americano del Petróleo)
bbI	Barril de yacimiento
bbI/STB	Barril de yacimiento sobre barril en superficie
BTU	Unidad térmica Británica (British Thermal Unit)
BTU/ft³	Unidad térmica Británica sobre pie cubico
°C	Grado Celsius
CREG	Comisión de Regulación de Energía y Gas
°F	Grado Fahrenheit
GLP	Gas licuado del petróleo
GOR	Relación gas / aceite
HVAC	Calefacción, Ventilación y Aire Acondicionado (heating ventilating and air conditioning)
km	Kilometro
Lb	Libra
Lb/MPCS	Libra sobre miles de pies cúbicos estándar
Ltd	Limited
LGN	Líquidos recuperados del gas natural
LTS	Separador de baja temperatura (low temperature separator)
mg/m³	Miligramo sobre metro cubico
MJ/m³	Mega Joules sobre metro cubico
MMSCFD	Millones de pies cúbicos estándar por día
PCS	Pies cúbicos estándar
Pf	Presión final
Pi	Presión inicial
Psia	Libras por pulgada cuadrada absoluta (Pounds per square inch absolute)
S.A	Sociedad anónima
SCF/STB	Pie cubico estándar sobre barril en superficie (standard cubic foot per stock tank barrel)
TGI	Transportadora de Gas Internacional
TIO	Tasa de Interés de Oportunidad
TIR	Tasa Interna de Retorno
VPN	Valor Presente Neto

RESUMEN

La evaluación técnico-financiera del fraccionamiento del gas natural producido en el piedemonte llanero de Colombia, muestra el proceso de desarrollo y evaluación del diseño conceptual de una planta de fraccionamiento de gas con capacidad para 120 MMSCFD, entregando resultados cuantitativos y cualitativos que determinan la viabilidad del proyecto.

Para el inicio del proyecto, se procedió a describir las generalidades geológicas de los Campos Floreña y Pauto, hablando de la historia de estos, de la geología estructural allí presente y de su sistema petrolífero. Luego se procedió a hablar de las generalidades del gas natural y a describir la caracterización del gas extraído en los Campos Floreña y Pauto.

Posteriormente, se trabajó la teoría necesaria para desarrollar el diseño de la planta de fraccionamiento de gas natural, objetivo principal del proyecto. Consiguiente a esto, se desarrollaron seis diseños conceptuales para una planta de fraccionamiento de gas natural.

Se hizo uso del simulador **Aspen HYSYS®**, con el cual se evaluaron los seis diseños previamente desarrollados, buscando en cada uno de ellos las condiciones de trabajo que mejor se adaptaran al proceso, sin descuidar el aspecto monetario del proyecto. Este proceso llevó a estimar las cantidades de subproductos del gas natural que se podrán obtener con cada uno de los diseños establecidos. Cada simulación contó con su respectiva validación y posterior análisis económico que, ayudándose de los indicadores Valor Presente Neto (VPN) y Tasa de Interés de Oportunidad (TIR), arrojaron resultados que ayudaron a la conclusión del proyecto.

Para lograr desarrollar el proyecto de manera satisfactoria, fue necesario conocer las características del gas a tratar, las necesidades estipuladas por la empresa Equion Energía Ltd. y el funcionamiento del simulador Aspen HYSYS®.

INTRODUCCIÓN

En la actualidad, los Campos Floreña y Pauto, ubicados en el Piedemonte Llanero de Colombia, extraen 570 MMSCFD (millones de pies cúbicos normales diarios), de los que el 70% está siendo reinyectado en los mismos campos, con la finalidad de mantener la presión en yacimiento y así evitar una disminución en la tasa de producción de los mismos. Del 30% restante del gas producido, 10% está siendo comercializado, enviado el 1.5% hacia el municipio de Yopal, en el mismo departamento del Casanare, haciendo uso de un gasoducto de 15km de longitud perteneciente a la empresa Coinogas S.A., mientras que otro 8.5% sirve como alimentación para la central térmica Termoyopal. El gas restante (20%) está destinado para el desarrollo del presente proyecto.

El proyecto a realizar evalúa la posibilidad de procesar el gas extraído para lograr su comercialización y generar mayores ingresos para la empresa Equion Energía Ltd., que ya cuenta con los equipos necesarios para deshidratar el gas y dejarlo bajo las especificaciones de calidad requeridas por la CREG (Comisión de Regulación de Energía y Gas).

Para lograr el objetivo del proyecto, se diseñan de manera conceptual diferentes alternativas de planta de fraccionamiento y se evalúan de manera técnica, haciendo uso del software de simulación **ASPEN HYSYS®**, para luego comparar resultados y determinar la mejor de las opciones previamente diseñadas.

Luego, se evalúa de manera financiera el proyecto, haciendo uso de los indicadores financieros VPN y TIR, empleados para determinar la viabilidad financiera del diseño previamente seleccionado.

La importancia del proyecto radica en obtener información exacta acerca de las necesidades técnicas y financieras para lograr un proceso de fraccionamiento eficiente, así como también ofrece la oportunidad a Equion Energía Ltd. de evaluar sus opciones para lograr un beneficio monetario mayor en sus operaciones de extracción, procesamiento y comercialización del gas natural que actualmente extrae de los Campos Floreña y Pauto.

El proyecto servirá como base para personas que muestren interés en el mercado del gas natural y de los componentes extraídos del mismo.

OBJETIVOS

OBJETIVO GENERAL

Realizar evaluación técnico-financiera del fraccionamiento del gas producido en los Campos Floreña y Pauto, ubicados en el Piedemonte Llanero de Colombia.

OBJETIVOS ESPECIFICOS

1. Describir las generalidades geológicas de los Campos Floreña y Pauto, ubicados en la Cuenca de los Llanos Orientales.
2. Describir la caracterización del gas natural extraído en los Campos Floreña y Pauto.
3. Describir el proceso de fraccionamiento del gas natural.
4. Describir los fundamentos teóricos para el diseño conceptual de una planta de fraccionamiento de gas natural.
5. Realizar el diseño conceptual de la planta de fraccionamiento del gas natural producido en los Campos Floreña y Pauto.
6. Validar el diseño conceptual de la planta de fraccionamiento del gas natural producido en los Campos Floreña y Pauto, mediante simulación en el Software Aspen HYSYS®.
7. Evaluar la infraestructura presente para el transporte del gas producido en la zona del Piedemonte Llanero de Colombia.
8. Evaluar la viabilidad financiera para el diseño de las facilidades de superficie para el fraccionamiento del gas natural mediante los indicadores financieros Valor Presente Neto (VPN) y Tasa Interna de Retorno (TIR).

1. GENERALIDADES GEOLÓGICAS DE LOS CAMPOS FLOREÑA Y PAUTO

En este capítulo se presentan los principales aspectos geológicos de los Campos Floreña y Pauto, así como de la cuenca de los Llanos Orientales en general. Para ello en primer lugar, se hace una descripción de los antecedentes y localización geográfica. Adicionalmente, se debe presentar lo relacionado a la historia de producción.

1.1 HISTORIA DE LOS CAMPOS FLOREÑA Y PAUTO

Los Campos Floreña y Pauto ocupan un área de aproximadamente 200 km², y fueron descubiertos por la empresa British Petroleum (BP), ambos en el año 1.995, iniciando su operación bajo el Contrato de Asociación Piedemonte, firmado entre la mencionada BP y Ecopetrol S.A.

El inicio del Campo Pauto se da con la perforación del pozo Pauto B1, cuya profundidad fue de 15000 ft y que tenía como objetivo la formación Guadalupe. Por otro lado, el Campo Floreña debe su inicio a la perforación del pozo Floreña 1, que tuvo una profundidad aproximada de 15000 ft y que también tuvo como objetivo la formación Guadalupe.

Durante el año 1998, los pozos que confirmaron la existencia de los campos fueron los mismos en avalar su comercialidad. A pesar de esto, la compañía BP decide no explotar estos campos y concentrar esfuerzos en la explotación de los campos Cuisana y Cupiagua.

En el año 2001, BP da inicio a la explotación de los Campos Floreña y Pauto.

Durante el año 2011, BP decide vender sus activos en Colombia a las empresas Ecopetrol S.A. y Talisman Energy, que a su vez darían paso a la creación de Equion Energía Ltd., otorgándole el Contrato de Asociación Piedemonte, cuya vigencia se extiende hasta el año 2020.

Actualmente, la empresa Equion Energía Ltd. es la encargada de operar los campos productores Floreña y Pauto.

1.2 LOCALIZACIÓN DE LOS CAMPOS FLOREÑA Y PAUTO

Los campos Floreña y Pauto se encuentran en la Cuenca de los Llanos Orientales, en el departamento de Casanare, en el municipio de Yopal, en el corregimiento de El Morro.

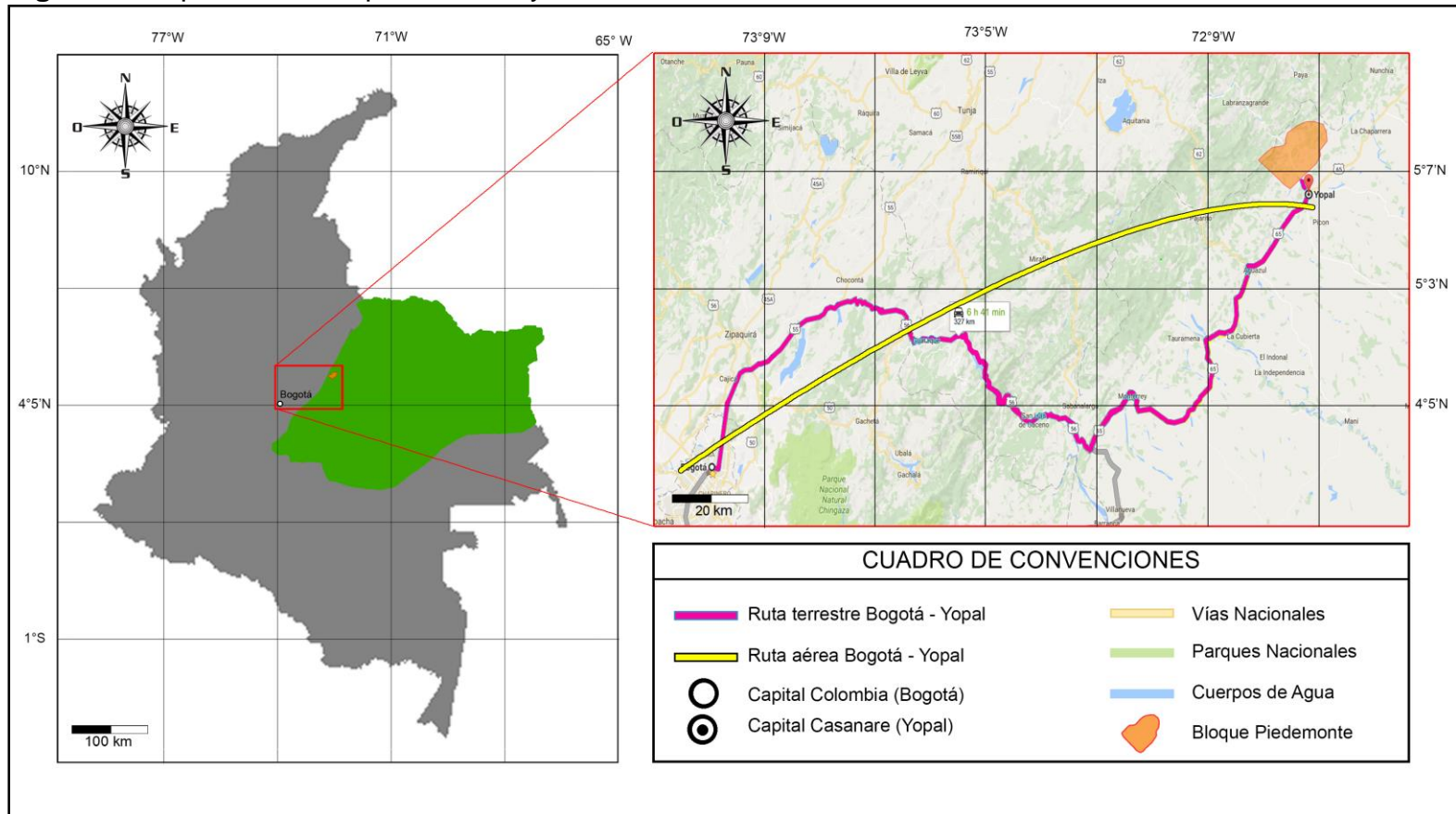
Para acceder a los Campos desde el municipio de Yopal, se puede tomar la vía Yopal-Paz de Ariporo hacia el norte por un trayecto cercano a los dos kilómetros,

para luego tomar la salida hacia el noroccidente, hacia la carretera Labrazagrande siguiendo en dirección norte por aproximadamente 11,1 kilómetros.

El trayecto puede durar aproximadamente 35 minutos en automóvil.

La ubicación geográfica, junto con las vías de acceso se muestran de en la **Figura 1**.

Figura 1. Mapa de los campos Floreña y Pauto.



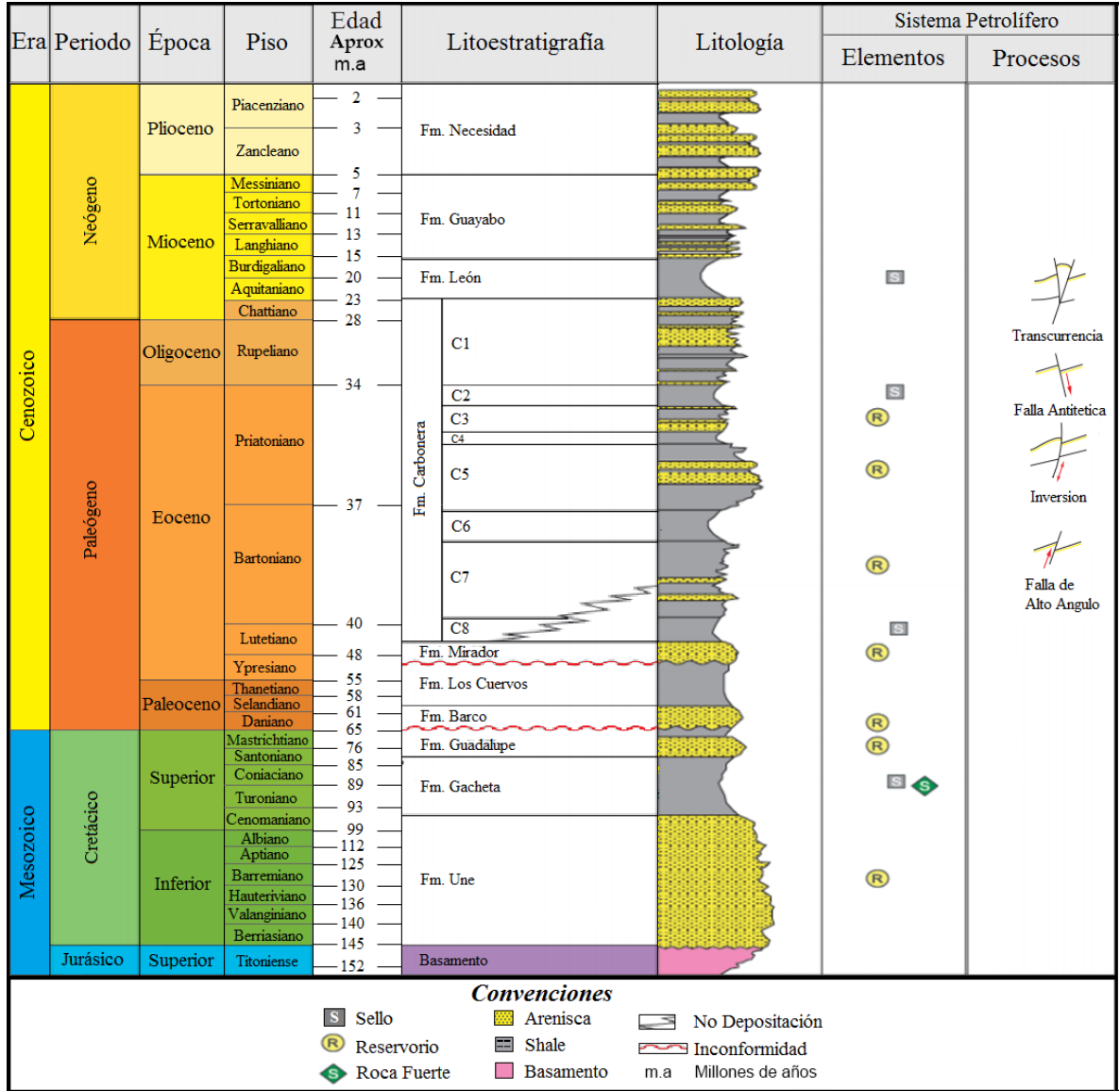
Fuente: Elaboración propia utilizando el Mapa de Tierras de la ANH, y google maps (tomado el 14 de Febrero 2017).

1.3 MARCO GEOLÓGICO

En esta sección se presenta la estratigrafía de la Cuenca de los Llanos Orientales, en la cual se localizan los Campos objeto de estudio; adicionalmente se relacionan aspectos básicos de su geología estructural y del petróleo.

1.3.1 Columna estratigráfica. La **Figura 2** presenta la columna estratigráfica generalizada de la Cuenca de los Llanos Orientales, cuyas formaciones fueron perforadas hasta una profundidad de 15000ft en los campos Floreña y Pauto.

Figura 2. Columna estratigráfica generalizada de la Cuenca de los Llanos Orientales.



Fuente: ANH. Integración Geológica De La Digitalización y Análisis De Núcleos; Modificado por los autores.

1.3.2 Estratigrafía. Las formaciones que hacen parte de la Cuenca de los Llanos Orientales fueron atravesadas, en su mayoría, por los pozos de los campos Floreña y Pauto. Se describen de la más antigua a la más reciente.

1.3.2.1 Formación Une (Cretáceo inferior). En la parte superior de la formación predominan las areniscas ricas en cuarzo con intercalaciones de lutitas. Esta formación presenta un espesor de entre 200 – 400 ft. Según Fajardo⁴ su ambiente de depositación incluye canales fluviales, canales estuarios y depósitos de plataforma marina en la parte superior de la formación. La formación Une infrayace a la Formación Gachetá concordantemente.

1.3.2.2 Formación Gachetá (Cretáceo medio). Luis Fernando Sarmiento⁵ afirma la presencia de areniscas y lutitas intercaladas. Se encuentran también areniscas basales con espesores de hasta 330 ft, con intercalaciones de areniscas con espesores entre 10 – 33 ft. Las areniscas contienen glauconita y cemento de calcita, generalmente, y están limpias de arcilla. La formación presenta un espesor en la cuenca entre 600 – 800 ft. Ésta formación infrayace a la Formación Guadalupe concordantemente.

1.3.2.3 Formación Guadalupe (Cretáceo superior). La Formación Guadalupe está conformada por areniscas y capas arcilloso – silíceas. Presenta espesores entre 1.500 – 6.600 ft. Su ambiente de depositación abarca canales estuarinos, canales marinos y canales fluviales. La Formación Guadalupe infrayace a la Formación Barco discordantemente.

1.3.2.4 Formación Barco (Paleógeno - Paleoceno). Según F. Notestein, C. Hubman y J. Bowler⁶ la litología de la formación presenta una combinación de areniscas, lutitas y arcillolitas intercaladas. Las areniscas presentan una parte arcillosa, se presentan de grano muy fino a medio y también cuentan con láminas micáceo – carbonáceos y de lutitas. Esta formación tiene un rango de espesor entre 100 – 350 ft. Presenta un ambiente de depositación de plataforma continental. La Formación Barco infrayace a la Formación Los Cuervos de manera concordante.

⁴ FAJARDO, A; ROJAS, L.E y CRISTANCHO, J. Definición del modelo estratigráfico en el intervalo Cretáceo Superior a Mioceno Medio en la cuenca Llanos Orientales y Piedemonte Llanero, citado por SARMIENTO, Luis Fernando. Petroleum Geology Of Colombia. Volumen 9. Medellín: ANH, 2011, p. 103.

⁵ SARMIENTO, Luis Fernando. Petroleum Geology Of Colombia. Volumen 9. Medellín: ANH, 2011, p. 103.

⁶ NOTESTEIN, F; HUBMAN, C y BOWLER, J. Geology of the Barco Concession, citado por DE PORTA, J. Léxico Estratigráfico de Colombia, 4da parte. Bogotá: Ingeominas, 2001. p. 81

1.3.2.5 Formación Los Cuervos (Paleógeno - Paleoceno Superior a Eoceno Inferior). Contiene arcillolitas intercaladas con limolitas, areniscas de grano fino, shales carbonáceos y carbones (F. Notestein, C. Hubman y J. Bowler⁷). También contiene capas de carbón con espesores que varían entre 0,328– 8,2 ft y capas delgadas de calizas con estructuras de cono. Esta formación presenta un espesor de entre 800 – 1.600 ft. Cuenta con un ambiente de depositación deltáico. La Formación Los Cuervos infrayace a la Formación Mirador discordantemente.

1.3.2.6 Formación Mirador (Paleógeno - Eoceno Inferior a Eoceno Medio). Mesa⁸ presenta la Formación Mirador con una litología que comprende granos gruesos y desordenados con una gran cantidad de cuarzo detrítico. El porcentaje de cuarzo va disminuyendo gradualmente a medida que se va acercando a la Formación Mirador Superior. Presenta un espesor de 500 ft. Presenta un ambiente de depositación con influencias lacustres y luego marinas en las arcillas situadas hacia el techo de la formación. La Formación Mirador infrayace a la Formación Carbonera concordantemente.

1.3.2.7 Formación Carbonera (Paleógeno - Eoceno Medio a Oligoceno). F. Notestein, C. Hubman y J. Bowler, afirman una litología de areniscas, areniscas arcillosas, arcillolitas (gris, gris verdoso, parda), lignito (parte superior e inferior de la formación). Presenta un espesor promedio de entre 1.600 – 2.400 ft. La Formación Carbonera infrayace a la Formación León concordantemente y se encuentra subdividida en 8 unidades, identificadas desde la C-1 hasta la C-8.

1.3.2.8 Formación León (Neógeno - Mioceno). F. Notestein, C. Hubman y J. Bowler⁹ (1944), describieron la litología de la Formación León como una composición de shales de color gris y/o gris verdoso, y capas de areniscas con láminas carbonáceas. Su espesor varía entre los 1.600 – 2.000 ft. Su ambiente de depositación varía entre lacustre y de laguna costero, bahías, o estuarios. La Formación León infrayace a la Formación Guayabo de manera concordante.

1.3.2.9 Formación Guayabo (Neógeno). Su litología está compuesta por areniscas, arcillas moteadas, arcillas arenosas y arcillas grises con areniscas. El espesor promedio del área de interés se aproxima a los 500 ft. Su ambiente de depositación varía entre la base y el tope de la formación, siendo el primero un ambiente de depositación marina, y el segundo de fluvio-marino a continental. La Formación Guayabo infrayace la Formación Necesidad concordantemente.

⁷ Ibíd, p. 331, 332

⁸ MESA, A.G. Diagenesis and reservoir quality of the Guadalupe, Barco and Mirador Formations (Campanian to Eocene), Llanos Basin, Colombia, citado por SARMIENTO, Luis Fernando. Petroleum Geology Of Colombia. Volumen 9. Medellín: ANH, 2011, p. 104.

⁹ NOTESTEIN, F; HUBMAN, C y BOWLER, J. Geology of the Barco Concession, citado por DE PORTA, J. Léxico Estratigráfico de Colombia, 4da parte. Bogotá: Ingeominas, 2001. p. 323

1.3.2.10 Formación Necesidad (Neógeno - Plioceno). Según F. Notestein, C. Hubman y J. Bowler¹⁰ (1944), la litología se compone de arcillolitas y areniscas amarillentas de grano fino a grueso con estratificación cruzada. Su espesor en la cuenca varía entre 66 – 98 ft. Su ambiente de depositación es continental. La Formación Necesidad suprayace a la Formación Guayabo concordantemente.

1.3.3 Geología estructural de los campos Floreña y Pauto. La alta complejidad geológica es la característica más sobresaliente de los estos campos, mostrando como consecuencia la gran variedad de estructuras encontradas en los diferentes pozos, dentro de las cuales sobresalen anticlinales de fallas inversas, anticlinales de bajo relieve y trampas estratigráficas.

El Campo Floreña comprende en su estructura, un anticlinal asimétrico que es asociado a una falla de cabalgamiento. Ésta estructura se encuentra se encuentra bajo el anticlinal El Morro, limitando al este con la Falla Floreña y al oeste con la Falla El Morro, dentro del sistema de apilamiento estructural del Piedemonte. Por otro lado, la estructura del Campo Pauto, que consta de un anticlinal elongado con flancos de alto buzamiento seccionados por una falla cabalgante, se encuentra en la zona de deformación del Piedemonte Llanero llamada Tren de Estructuras Cabalgantes.

1.3.4. Geología del Petróleo de los campos Floreña y Pauto. A continuación, se presentarán las características primordiales para la existencia de un yacimiento de hidrocarburos (roca generadora, migración, roca reservorio, roca sello y trampas) que se encuentran en los campos Floreña y Pauto.

1.3.4.1 Roca generadora. Para la Cuenca de los Llanos Orientales, la roca generadora se compone de mezclas de shales marino-continentales de la Formación Gachetá con kerógeno de tipo II y III, ubicadas debajo del flanco este de la Cordillera Oriental¹¹. Contiene un total de carbono orgánico (TOC, por sus siglas en inglés) de entre 1-3% y posee un espesor efectivo que varía entre los 150-300 ft. Para los campos Floreña y Pauto, la roca generadora principal es la Formación Gachetá y la roca generadora potencial es la Formación Carbonera.

1.3.4.2 Roca Reservorio. Para la Cuenca de los Llanos Orientales, las areniscas de las formaciones Carbonera (Unidades C-3, C-5 y C-7) y Mirador, son excelentes reservorios (Barrero, 2.007), así como un gran número de areniscas de la secuencia del cretáceo. La porosidad presente varía entre 10-30% siguiendo una dirección oeste-este. La gravedad API varía en rangos de 120-42°. Para los campos Floreña y Pauto se encuentra como roca reservorio las formaciones Barco, Guadalupe y Mirador.

¹⁰ *Ibíd.*, p. 378

¹¹ BARRERO, Darío. Colombian Sedimentary Basins Bogotá: ANH, 2007, p.71

1.3.4.3 Migración. Se han documentado dos migraciones; la primera, durante el Eoceno superior hasta el Oligoceno. La segunda, desde el Mioceno y aún está ocurriendo.

La primera migración se dio desde el oeste hacia las formaciones de la Cuenca de los Llanos Orientales, siendo los hidrocarburos pesados los protagonistas de ésta migración. Por otro lado, en la segunda se presentan hidrocarburos livianos. Para los Campos Floreña y Pauto, las fallas y pliegues compresionales desarrollados en estos, constituyen las vías de migración para los hidrocarburos generados al Oeste de la Cordillera Oriental en sinclinales regionales profundos, y que continúan en proceso de migración.

1.3.4.4 Roca sello. Barrero¹² expone a la Unidad C-8 de la Formación Carbonera como el sello tradicional de la cuenca, aunque por extensión, la Unidad C-2 de la misma formación es el mejor sello. Los sellos que se encuentran en los campos Floreña y Pauto son sellos estructurales, que se encuentran principalmente en la Formación Carbonera en sus unidades pares.

1.3.4.5 Trampa. Las trampas de los campos Floreña y Pauto son de tipo estructural y hacen parte del Tren Frontal de Pliegues y Cabalgamientos y corresponden a anticlinales de fallas inversas, anticlinales de bajo relieve y trampas estratigráficas.

1.4 HISTORIA DE PRODUCCIÓN DE LOS CAMPOS FLOREÑA Y PAUTO

La historia de producción de los Campos Floreña y Pauto data del año 2001 cuando inician su producción, con una producción inicial de 7818 y 3520 BPD para cada campo, respectivamente.

1.4.1 Método de producción de los Campos Floreña y Pauto. En el inicio de la producción de los Campos Floreña y Pauto, estos producían por métodos de recobro primario. A Diciembre de 2016, los campos Floreña y Pauto producen por métodos de recobro secundario. Dentro de estos campos existen pozos inyectoros de gas que buscan mantener la presión del yacimiento y mantener una producción por flujo natural. El gas inyectado es producido en los mismos campos.

1.4.2 Tiempo de producción de los Campos Floreña y Pauto. La producción de ambos campos empezó en 2001 y a Diciembre de 2016 siguen siendo campos productores de gas y petróleo. El tiempo de producción de estos campos es de 16 años.

1.4.3 Número de pozos de los campos Floreña y Pauto. El Campo Floreña cuenta con ocho pozos, de los cuales cinco son pozos productores, dos pozos son

¹² Ibíd, p.71

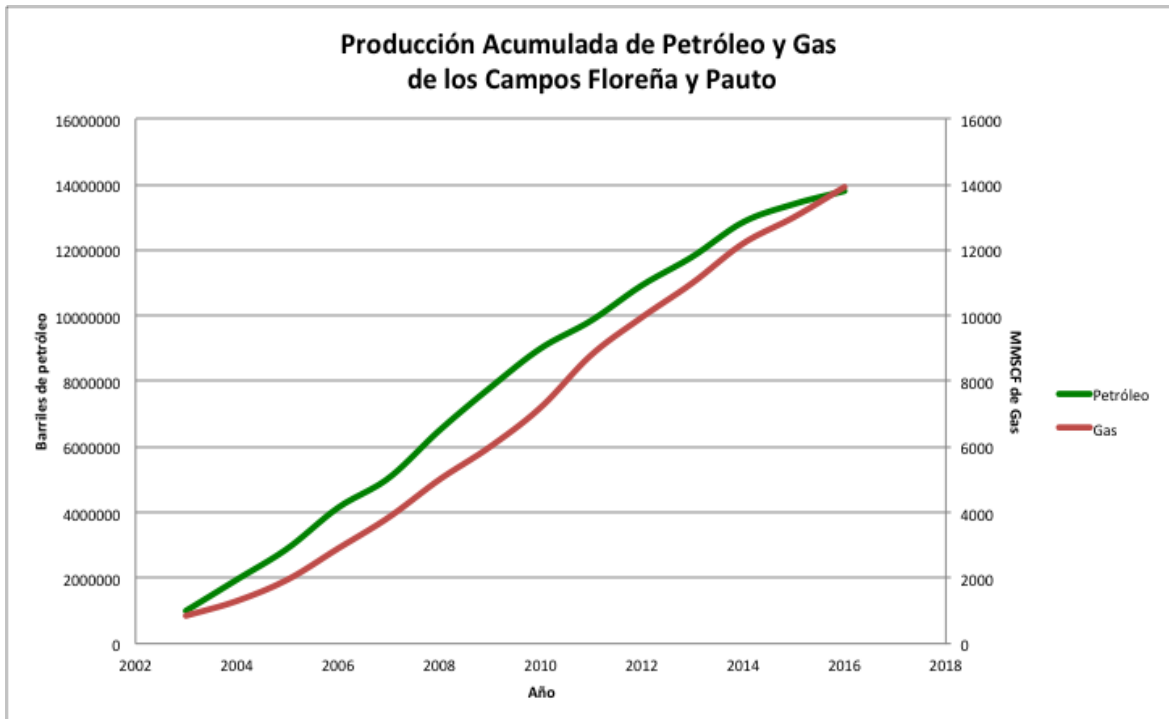
inyectores de gas y uno es inyector de agua. El Campo Pauto contiene 17 pozos donde 14 de estos son productores y tres pozos son inyectores.

1.4.4 Producción acumulada de petróleo y gas de los campos Floreña y Pauto.

Los campos Floreña y Pauto tienen pozos productores de gas y petróleo desde el año 2001. En las siguientes gráficas se presentan la producción acumulada vs el tiempo desde el año 2003.

La **Gráfica 1** presenta la producción acumulada de petróleo y gas de ambos campos desde el año 2003 hasta el año 2016. Actualmente, lleva una producción acumulada de 13.510.984 bbl de petróleo.

Gráfica 1. Producción acumulada de petróleo y gas de los campos Floreña y Pauto.



Fuente: Equion Energía Ltd.

2. GENERALIDADES DEL GAS NATURAL

El presente capítulo presenta las características principales del gas natural a nivel general, como también los requerimientos establecidos por las autoridades competentes para su comercialización.

2.1 GAS NATURAL

El gas natural es una mezcla de hidrocarburos gaseosos ligeros en los cuales siempre predomina la presencia de Metano (molécula compuesta por un átomo de Carbono y cuatro de Hidrógeno). Además de sus componentes hidrocarburos, el gas natural también presenta, usualmente, contaminantes entre los cuales se encuentran, el Ácido Sulfhídrico (H_2S), Dióxido de Carbono (CO_2), Nitrógeno (N_2) y Vapor de Agua.

El gas natural se encuentra en diferentes tipos de yacimientos. Puede presentarse en yacimientos en los que solo se encuentre gas o petróleo y gas a presiones inferiores al punto de burbuja, en estos casos se denomina gas libre. También puede ser encontrado en yacimientos de petróleo bajo presiones mayores al punto de burbuja, lo que produce que el gas se encuentre disuelto en el hidrocarburo líquido. Este gas se denomina gas asociado.

El gas asociado, dependiendo de su composición, puede presentar componentes que se condensan a determinada presión y temperatura, estos son denominados líquidos recuperados del gas natural (LGN), los cuales se pueden clasificar según sus presiones de vapor; aquellos con una presión de vapor baja, denominados condensados; los que poseen una presión de vapor intermedia, denominados gasolinas naturales; y los que presentan una alta presión de vapor, que se denominan gases licuados del petróleo. Estos líquidos de gas natural incluyen Propano (C_3), Butano (C_4), Pentano (C_5), Hexano y más pesados (C_6^+). El Metano (C_1) y Etano (C_2) requieren refrigeración para licuarse, y por esto no se consideran parte de los líquidos del gas natural.

En la **Tabla 1** se muestran los compuestos agrupados dependiendo de la necesidad de refrigeración para cada uno.

Tabla 1. Componentes del gas natural que necesitan refrigeración y que no necesitan refrigeración para pasar a estado líquido.

NECESITAN REFRIGERACIÓN	NO NECESITAN REFRIGERACIÓN
Metano (C_1)	Propano (C_3)
Etano (C_2)	Butano (C_4)
	Pentano (C_5)
	Hexano y componentes más pesados (C_6^+)

Fuente: CAMPBELL, John “Gas Conditioning and Processing”. 1992, p.90; modificado por los autores.

2.1.1 Componentes principales del gas natural. La composición del gas natural se basa en cadenas de hidrocarburos livianos, principalmente Metano, junto con algunas cadenas de hidrocarburos más pesados e impurezas que lo acompañan desde el yacimiento.

Los hidrocarburos que se encuentran en mayor proporción en el gas natural son:

- Metano
- Etano
- Propano
- Butano
- Pentano y componentes más pesado
- Impurezas

2.1.1.1 Metano. El Metano es un compuesto químico de fórmula CH_4 (una molécula de Carbono rodeada de cuatro moléculas de Hidrógeno), que se establece como el componente con mayor presencia en el gas natural (entre un 83-97%).

En la industria energética, el Metano cobra importancia gracias a la facilidad que este supone en la generación de calor y/o electricidad.

2.1.1.2 Etano. El C_2H_6 , o Etano, es un compuesto químico derivado de la destilación del petróleo o del gas natural. Se encuentra en forma gaseosa y su principal uso se establece en la producción química de Etileno.

2.1.1.3 Propano. El Propano, de fórmula C_3H_8 (tres moléculas de Carbono y ocho de Hidrógeno), es un compuesto químico gaseoso obtenido de la refinación del petróleo o del gas natural, que es usualmente utilizado en la industria para el funcionamiento de motores y para la generación de calor a nivel residencial.

2.1.1.4 Butano. Es un compuesto químico que se encuentra de manera gaseosa a temperatura ambiental y presión atmosférica. Se puede encontrar como n-Butano o i-Butano, dependiendo de su estructura molecular. Se usa generalmente como combustible, ya sea solo o mezclado con Propano, y también como materia prima para la producción de Etileno y Butadieno, un ingrediente importante para la producción de caucho sintético¹³.

2.1.1.5 Pentano y más pesados (C_5^+). El Pentano (C_5H_{12}) y otras cadenas de hidrocarburos más pesadas obtenidas del refinamiento del petróleo y del gas natural, con compuestos orgánicos que encuentran su principal uso en la industria de la producción química.

2.1.1.6 Impurezas. El gas natural puede presentar diferentes tipos de impurezas que suponen inconvenientes a la hora de su producción, procesamiento, transporte y/o utilización. Dentro de estas impurezas se encuentran principalmente

¹³ L'AIR LIQUIDE S.A. "Propane". [En línea]. Disponible en: <<<https://encyclopedia.airliquide.com/propane>>>

compuestos como el Ácido Sulfhídrico (H_2S), el Nitrógeno (N_2), el Dióxido de Carbono (CO_2) y el agua. Los principales problemas que acarrea la presencia de uno, o varios, de estos compuestos son la corrosión o taponamiento de tuberías y daños en los equipos de tratamiento y procesamiento del gas natural.

2.1.2 Tipos de yacimientos. Los yacimientos de hidrocarburos se pueden clasificar de diversas maneras, dependiendo de sus características de presión y temperatura, y por consiguiente, los fluidos que éstos contengan.

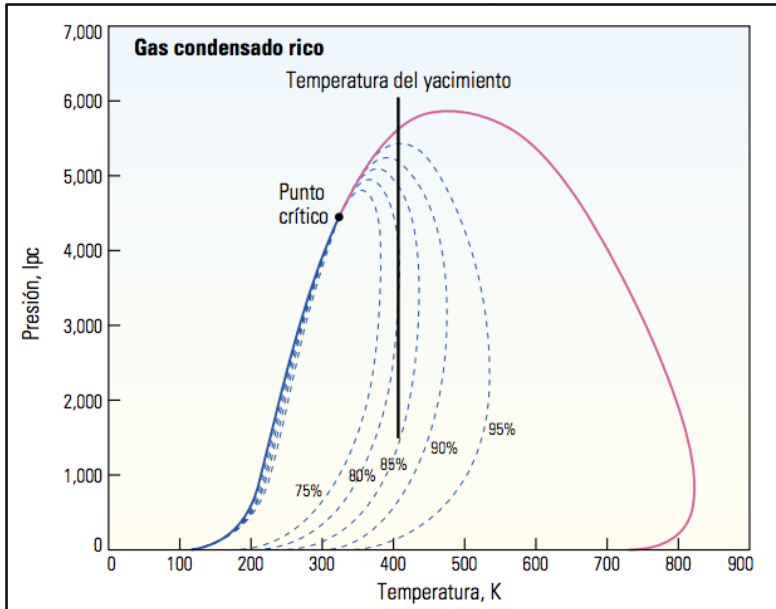
Dependiendo de la fase en las fases en la que se encuentran sus fluidos, los yacimientos pueden ser clasificados de la siguiente manera:

- Yacimientos de gas condensado
- Yacimientos de gas húmedo
- Yacimientos de gas seco
- Yacimientos de aceite volátil
- Yacimientos de petróleo negro

2.1.2.1 Yacimiento de Gas Condensado. Los yacimientos de gas condensado son aquellos yacimientos en los que se encuentra gas condensado, ya sea solo o en presencia de otro tipo de fluido. Se entiende como gas condensado a un fluido monofásico que se encuentra a condiciones de temperatura y presión originales de yacimiento. El componente principal del gas condensado es el Metano (C_1), aunque también se encuentran otros compuestos hidrocarburos livianos y algunos pesados.

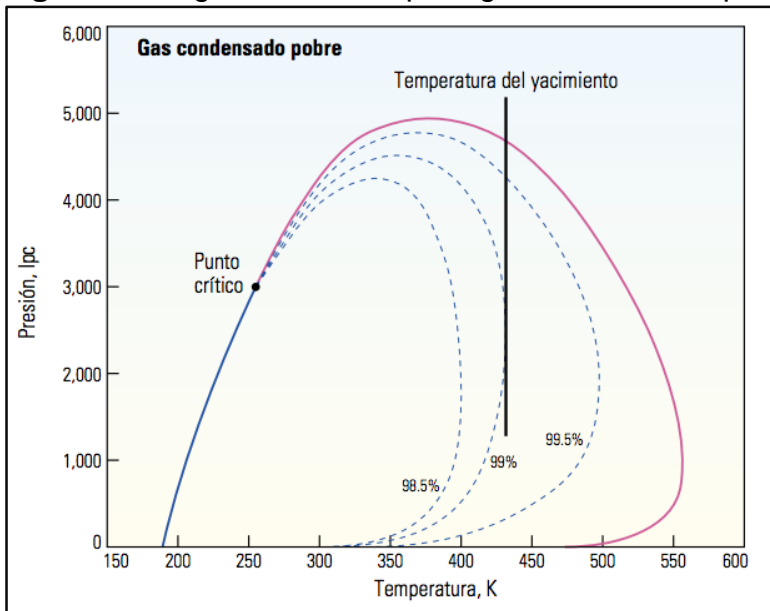
El fluido conocido como condensado, se comporta de acuerdo con las características de presión y temperatura a las que sea sometido, separándose en una fase gaseosa y otra fase líquida. En los yacimientos productores, generalmente, la temperatura de formación se mantiene estable, a diferencia de la presión, que tiende a disminuir. Los puntos de más baja de presión se encuentran cercanos a los pozos productores. Allí, la presión se disminuye hasta llegar a un punto en el que los compuestos pesados se separan del gas y pasan a una fase líquida, éste punto es conocido como punto de burbuja. A medida que la presión sigue disminuyendo, se incrementa el volumen de la fase líquida hasta llegar a un volumen máximo; luego de alcanzar su volumen máximo, la fase líquida disminuye. Este comportamiento varía dependiendo de la composición del gas, y no solo de las condiciones de presión y temperatura a las que éste se encuentre. A continuación, en las **Figuras 3 y 4**, se muestran diagramas de fase para gases condensados ricos y pobres.

Figura 3. Diagrama de fase para gas condensado rico.



Fuente: FAN, Li.; HARRIS, Billy H.; KAMATH, Jairam. “Revisión de los yacimientos de gas condensado”. [En línea]. Disponible en: <<https://www.slb.com/~media/Files/resources/oilfield_review/spanish06/spr06/p16_29.pdf>>

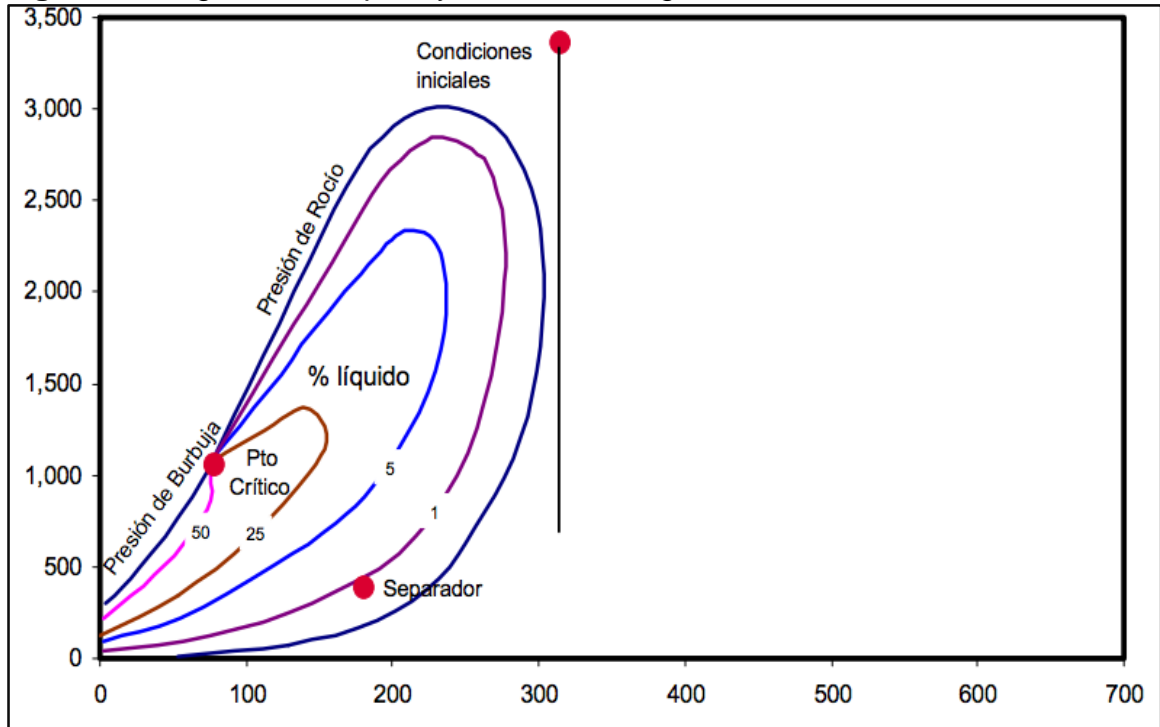
Figura 4. Diagrama de fase para gas condensado pobre.



Fuente: FAN, Li.; HARRIS, Billy H.; KAMATH, Jairam. “Revisión de los yacimientos de gas condensado”. [En línea]. Disponible en: <<https://www.slb.com/~media/Files/resources/oilfield_review/spanish06/spr06/p16_29.pdf>>

2.1.2.2 Yacimientos de gas húmedo. Un yacimiento de gas húmedo se encuentra a una temperatura mayor a la temperatura cricondentérmica. Contiene hidrocarburos que van desde livianos a intermedios, que a condiciones de superficie, presentan procesos de condensación, lo que significa que el fluido se presenta en forma gaseosa mientras está contenido en el yacimiento, mientras que en superficie, se presenta tanto en forma líquida como gaseosa. Este tipo de yacimiento presenta un GOR entre 50 – 100.000 SCF/STB, y una gravedad API mayor a 60°. El diagrama de fase se muestra en la **Figura 5**.

Figura 5. Diagrama fase para yacimientos de gas húmedo.

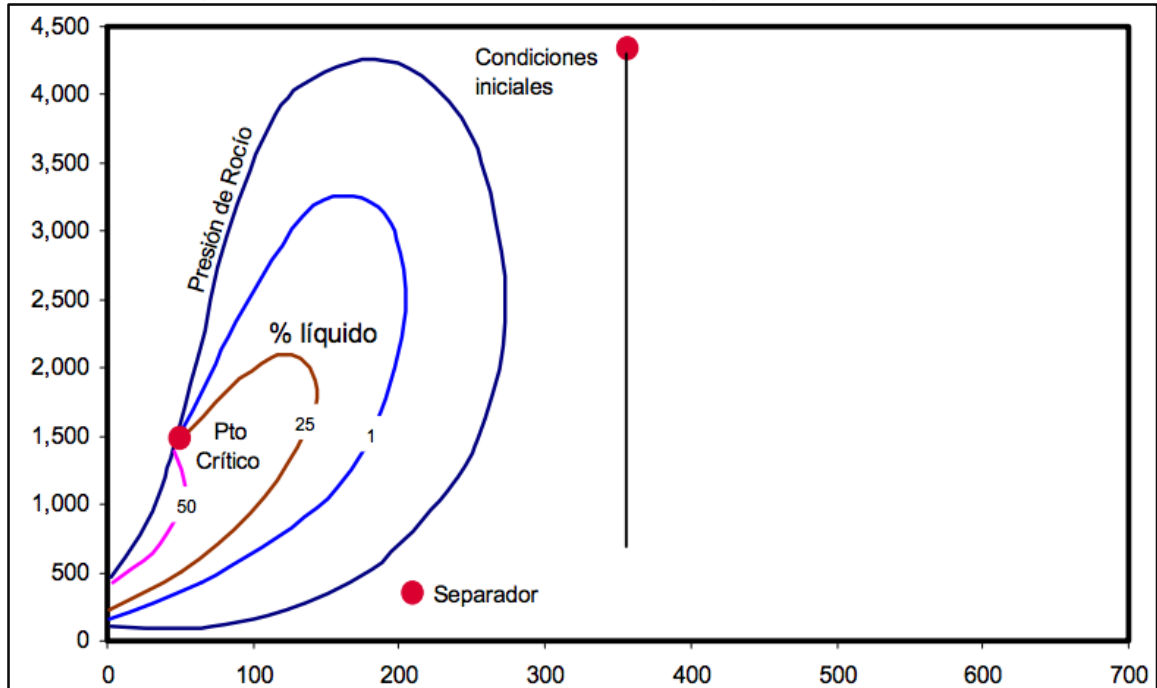


Fuente: PARÍS, Magdalena. Fundamentos de Ingeniería de Yacimientos. 2009, p.67.

2.1.2.3 Yacimientos de gas seco. Este tipo de yacimientos se encuentran a temperaturas mayores a la temperatura cricondentérmica. Debido a sus condiciones iniciales de presión y temperatura, el fluido se presenta en forma gaseosa a nivel de yacimiento y también en superficie. La composición molecular de los fluidos provenientes de estos yacimientos se basa en un 90% o más de Metano, y porcentajes menores al 1% de hidrocarburos más pesados. Presenta un GOR mayor a 100.000 SCF/STB.

La **Figura 6** muestra el diagrama de fase para los yacimientos de gas seco.

Figura 6. Diagrama de fase para yacimientos de gas seco.

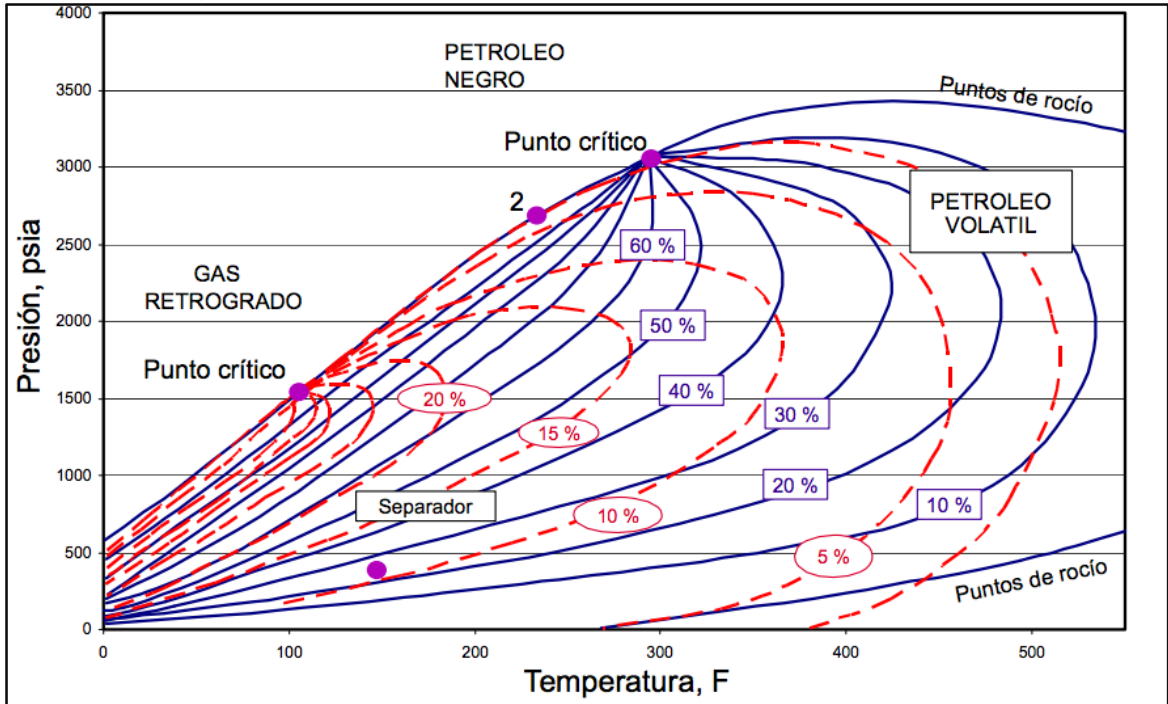


Fuente: PARÍS, Magdalena. Fundamentos de Ingeniería de Yacimientos. 2009, p.68.

2.1.2.4 Yacimientos de aceite volátil. Los yacimientos de aceite volátil presentan temperaturas menores a la temperatura crítica, y su composición molecular se caracteriza por ser menos pesada que la de un petróleo negro. La gravedad API de los fluidos presentes en estos yacimientos varía entre 40° – 55°. El GOR se encuentra en un rango de 2.000 – 3.200 SCF/STB. El factor volumétrico del aceite es igual o menor a dos.

La **Figura 7** ayuda a entender mejor el comportamiento de los fluidos en estos yacimientos.

Figura 7. Diagrama de fase para yacimientos de aceite volátil.

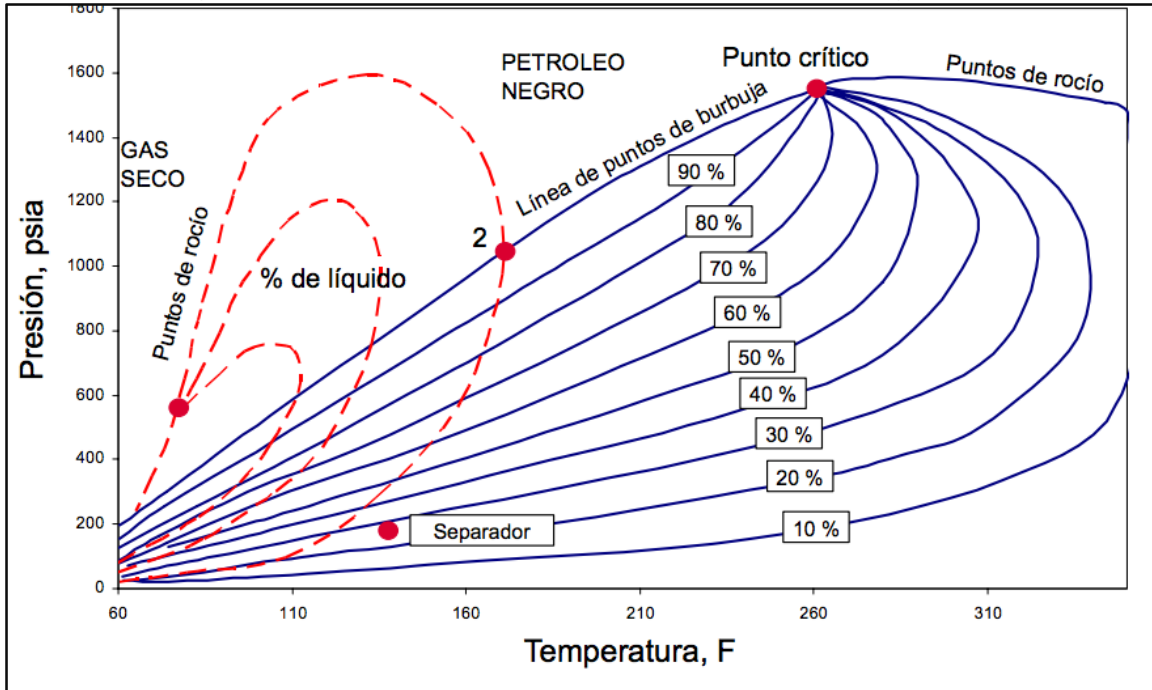


Fuente: PARÍS, Magdalena. Fundamentos de Ingeniería de Yacimientos. 2009, p.65.

2.1.2.5 Yacimiento de petróleo negro. Los yacimientos de petróleo negro se encuentran a temperaturas menores a la temperatura crítica. El fluido se presenta en forma líquida mientras se encuentra en el yacimiento, y se muestra en estado líquido y gaseoso cuando se halla en superficie. El factor volumétrico del aceite es menor o igual a 1,5 bbl/STB, mientras que su GOR es menor a 2.000 SCF/STB, y su gravedad API es menor a 45°.

El diagrama de fase de este tipo de yacimientos se muestra en la **Figura 8**.

Figura 8. Diagrama de fase para un yacimiento de petróleo negro.



Fuente: PARÍS, Magdalena. Fundamentos de Ingeniería de Yacimientos. 2009, p.64

2.1.3 Líquidos derivados del procesamiento del gas natural. Dependiendo del proceso aplicado al gas natural, se pueden obtener diferentes productos que después serán requeridos por la industria para diferentes usos.

2.1.3.1 Gas licuado del Petróleo (GLP). El gas licuado del petróleo (GLP), es el término utilizado para referirse al combustible integrado por una mezcla compuesta esencialmente de Propano y Butano, si bien en la mayoría de los casos se obtiene de la mezcla de estos dos junto con el Etano y otros hidrocarburos en menor proporción. Se obtiene por medio de la destilación, al separarse los componentes más livianos de los más pesados en una torre de destilación.

2.1.3.2 Gasolinas naturales. Se comprende como gasolinas naturales a aquellos compuestos líquidos integrados por C_4 y C_4^+ y que se caracteriza por su alta volatilidad. Su uso principal se ubica en la adición de éstas a la gasolina automotriz con el fin de incrementar su presión de vapor, y a su vez ayudar con el arranque a temperaturas debajo de los -20 °C. Otro uso destacado se presenta en la industria química, al ser insumo para procesos de Isobutanos e Isopentanos en procesos químicos de alquilación. Su obtención se da mediante procesos de compresión o destilación fraccionada.

2.1.4 Especificaciones para la comercialización del gas natural. Para que el gas natural pueda ser comercializado legalmente en Colombia, se deben seguir estrictos

lineamientos de calidad establecidos por la CREG (Comisión de Regulación de Energía y Gas). Cualquier incumplimiento en estas normas incurrirá en multas a la compañía infractora y disminución en sus ganancias.

A continuación, se presentan las especificaciones establecidas por la CREG:

Tabla 2. Especificaciones de la CREG para el transporte del gas natural en Colombia.

ESPECIFICACIONES	Sistema internacional	Sistema inglés
Máximo poder calorífico bruto	42.8 MJ/m ³	1150 BTU/ft ³
Mínimo poder calorífico bruto	35.4 MJ/m ³	950 BTU/ft ³
Contenido de líquido	Libre de líquidos	Libre de líquidos
Contenido total de H₂S	6 mg/m ³	0.25 grano/100PCS
Contenido total de azufre máximo	23 mg/m ³	1 grano/100PCS
Contenido CO₂, máximo en % volumen	2%	2%
Contenido N₂, máximo en % volumen	3%	3%
Contenido de inertes máximo en % volumen	5%	5%
Contenido de agua máximo	97 mg/m ³	6 lb/MPCS
Temperatura de entrega máximo	49 °C	120 °F
Temperatura de entrega mínimo	4.5 °C	40 °F

Fuente. ESPECIFICACIONES DE CALIDAD DEL GAS NATURAL EN EL PUNTO DE ENTRADA DEL SISTEMA DE TRANSPORTE. CREG, 2007.

3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE FRACCIONAMIENTO DEL GAS NATURAL

En esta sección se encuentran descritos los fundamentos teóricos para un proceso de fraccionamiento de gas natural.

Para la separación de los diferentes compuestos que se encuentran en el gas natural se utilizan diferentes métodos, siendo la destilación fraccionada el más utilizado de estos métodos.

La destilación fraccionada, es un proceso físico utilizado para separar mezclas de líquidos mediante el intercambio de calor entre vapores y líquidos. Este proceso se emplea cuando es requerido separar mezclas líquidas de sustancias con puntos de ebullición similares.

La importancia de este proceso radica en la capacidad del mismo para recuperar los compuestos del gas natural, teniendo en cuenta las necesidades de quien lo realice. También adquiere importancia en el ámbito económico, pues se caracteriza por ser un proceso más económico que otros utilizados en la industria.

Como se menciona anteriormente, para un proceso de destilación fraccionada se debe tener una corriente de entrada en estado líquido, dado que, en las operaciones de tratamiento de gas, se obtiene una corriente en estado gaseoso. Debido a esto antes de describir el proceso de destilación fraccionada se mencionan algunos procesos de enfriamiento de gas utilizados en la industria.

3.1 PROCESOS DE ENFRIAMIENTO DE GAS NATURAL

En el proceso de enfriamiento del gas natural se busca disminuir la temperatura del mismo, de forma que este entre a las torres de destilación como una mezcla e líquido-gas. La temperatura típica del gas que ingresa a las torres es -55 a -65 °C, lo suficientemente baja como para que una parte importante del etano se encuentre licuado. La refrigeración mecánica es un método comúnmente usado en la industria para satisfacer esta necesidad.

La refrigeración mecánica es un método que consiste en forzar mecánicamente la corriente de un fluido en un sistema cerrado, dividido en dos zonas de presión, con la finalidad de remover calor de la corriente que entra, entregándole el calor a un medio exterior.

En la industria se utilizan procesos de refrigeración mecánica como la válvula de estrangulación Joule Thomson, el equipo de enfriamiento con ciclos de propano conocido como Chiller y equipos que llevan a temperaturas menores (Hasta -161° C temperatura a la cual el metano se licua) conocido como Turbo-Expander.

3.1.1 Efecto Joule Thomson. El efecto Joule Thomson es un proceso en el cual la temperatura de un sistema disminuye o aumenta al permitir que el sistema se expanda libremente manteniendo la entalpía constante. Consiste en el paso de un gas a través de un estrangulamiento desde un contenedor a presión constante a otro recipiente igualmente a presión constante pero más baja ($P_f < P_i$). El gas se expande en el paso de un contenedor a otro, y se produce una variación en su temperatura.

3.1.2 Equipo de enfriamiento con ciclos de propano (Chiller). El Chiller o equipo de enfriamiento es un intercambiador de calor con tubos en U, donde el refrigerante fluye por la carcasa y el gas ingresa por los tubos. Este sistema puede utilizar propano ya que se aprovecha del mismo proceso de destilación, pero también puede utilizar glicol como refrigerante. Si el equipo utiliza propano como refrigerante, este debe ingresar en estado líquido y debe utilizar una serie de equipos para llegar a estas condiciones.

3.1.3 Turbo-Expander. El Turbo-expander es una turbina de expansión. Es una máquina rotatoria similar a una turbina de vapor. La característica principal del Turbo-expander es la conversión de la presión del gas en trabajo mecánico, haciendo que el gas se expanda a medida que atraviesa la turbina.

Los propósitos de un Turbo-expander pueden ser dos, principalmente: enfriamiento de la corriente de gas o reducción de la presión de la corriente. Cuando el objetivo principal es el enfriamiento, el trabajo mecánico producido es considerado un subproducto. Por otro lado, si la reducción de presión es el objetivo del proceso, la recuperación de calor del gas expandido se considera un subproducto beneficioso para el proceso. En ambos casos, el Turbo-expander tiene como objetivo la conservación de energía.

3.2 PROCESO DE DESTILACIÓN FRACCIONADA

Al tener una mezcla de más de dos componentes, la separación se realiza por etapas, en las cuales se debe seleccionar dos componentes, denominados componentes claves. Si se trabaja en la etapa de separación de Metano y Etano, estos dos serán los componentes clave. Al aplicar calor, el metano se vaporizará, mientras que a la presión y temperatura de operación en esta etapa, el etano permanece en estado líquido.

Entre mayor sea la diferencia en volatilidad de los componentes claves seleccionados de en cada etapa, será más simple efectuar la separación. Debido a esto, todos los procesos de destilación fraccionada requieren una diferencia en los puntos de ebullición a cada presión de operación, y que los componentes sean estables térmicamente para evitar la descomposición.

El componente de menor peso molecular que se vaporiza se considera componente clave liviano y el componente de mayor peso molecular que permanece en estado líquido se considera componente clave pesado.

Para el proceso de destilación fraccionada, se deben ejecutar una serie de cálculos usando etapas teóricas de equilibrio, tomando diferentes componentes clave a diferentes temperaturas y presiones. Este proceso de fraccionamiento se lleva a cabo en una columna de fraccionamiento, la cual varía de tamaño según el número de etapas de equilibrio, el tamaño de la columna y el número de platos los cuales dependen de la volatilidad relativa entre cada compuesto, entre menor sea la volatilidad relativa, mayor será la altura de la columna (alturas aproximadas de hasta 30 metros).

El proceso inicia al introducir calor al sistema por medio de un rehervidor para producir vapores de despojo. Este vapor asciende a través de la columna interactuando con el líquido que desciende. El vapor sale de la columna por la parte superior y entra al condensador donde se remueve calor por métodos de enfriamiento.

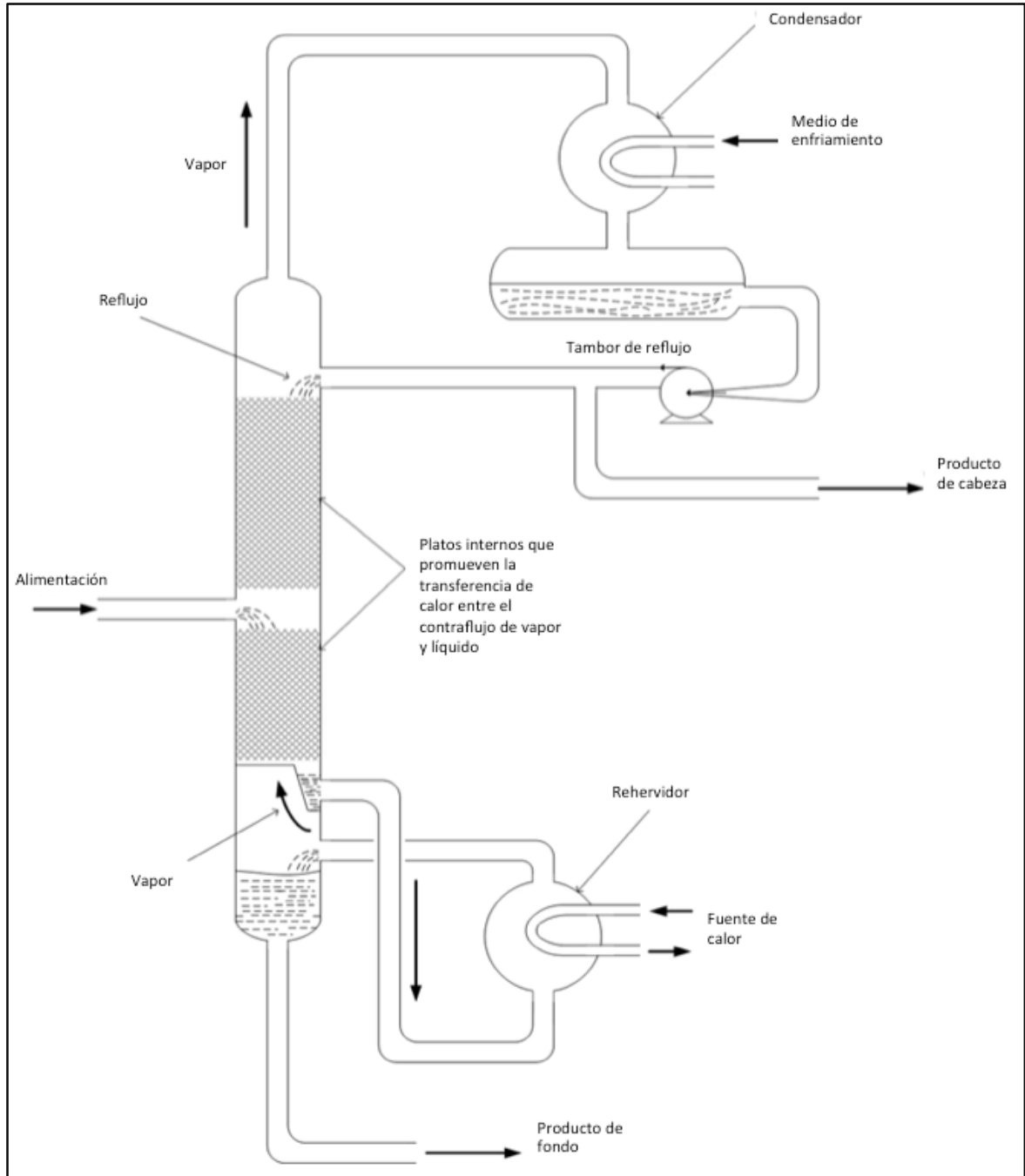
La separación de la mezcla se facilita si la volatilidad relativa de los compuestos livianos y de los compuestos pesados es mayor a uno. El producto del fondo (compuestos más pesados) son los que alimentan la próxima etapa de la columna, la cual puede operar a una presión menor pero a una temperatura mayor.

Los componentes internos de la torre tales como los platos y los empaques aseguran el contacto entre el líquido y el vapor en la columna, este contacto se requiere para que la separación sea eficiente. Al enfriarse el vapor ocurre una condensación leve de componentes pesados.

El líquido retorna a la columna como reflujo por la parte superior para reducir las pérdidas de los componentes más pesados. La fase líquida del proceso se calienta, dando como resultado una vaporización de los componentes livianos, de esta forma los componentes pesados se concentran en la fase líquida hasta volverse producto de fondo.

Por el contrario, la fase de vapor se enriquece constantemente con el componente liviano hasta convertirse en producto de tope. El vapor que sale por la parte superior puede estar total o parcialmente condensado, dado éste caso, la parte que se condensa retorna a la columna junto con el reflujo. A continuación, se representa de forma gráfica el proceso de destilación fraccionada.

Figura 9. Proceso de destilación fraccionada.



Fuente: CALLE MARTÍNEZ, Marco A. Procesamiento de gas natural, 2007, p 41; modificado por los autores.

Una columna de fraccionamiento se puede considerar como el lugar donde suceden una serie de equilibrios flash con dos corrientes de alimentación y dos corrientes de producto lo cual se puede evidenciar en la **Figura 10**. En la columna el vapor entra

desde una etapa inferior a alta temperatura y la corriente de líquido entra a partir de una etapa superior a baja temperatura, esta operación se denomina etapa flash. En esta etapa ocurren todos procesos de transferencia de calor y de masa, donde las corrientes que salen estén en el punto de burbuja líquido y en el punto de rocío de vapor, a una misma temperatura y presión. Las composiciones de estas fases están relacionadas por la constante de equilibrio como se muestra en la **Ecuación 1**.

Ecuación 1. Constante de equilibrio.

$$y_i = K_i * x_i$$

Fuente: WANKAT, Phillip C. Ingeniería de procesos de separación. Prentice Hall, 2008. p.29.

Donde:

y_i = fracción en el vapor del componente i, adim.

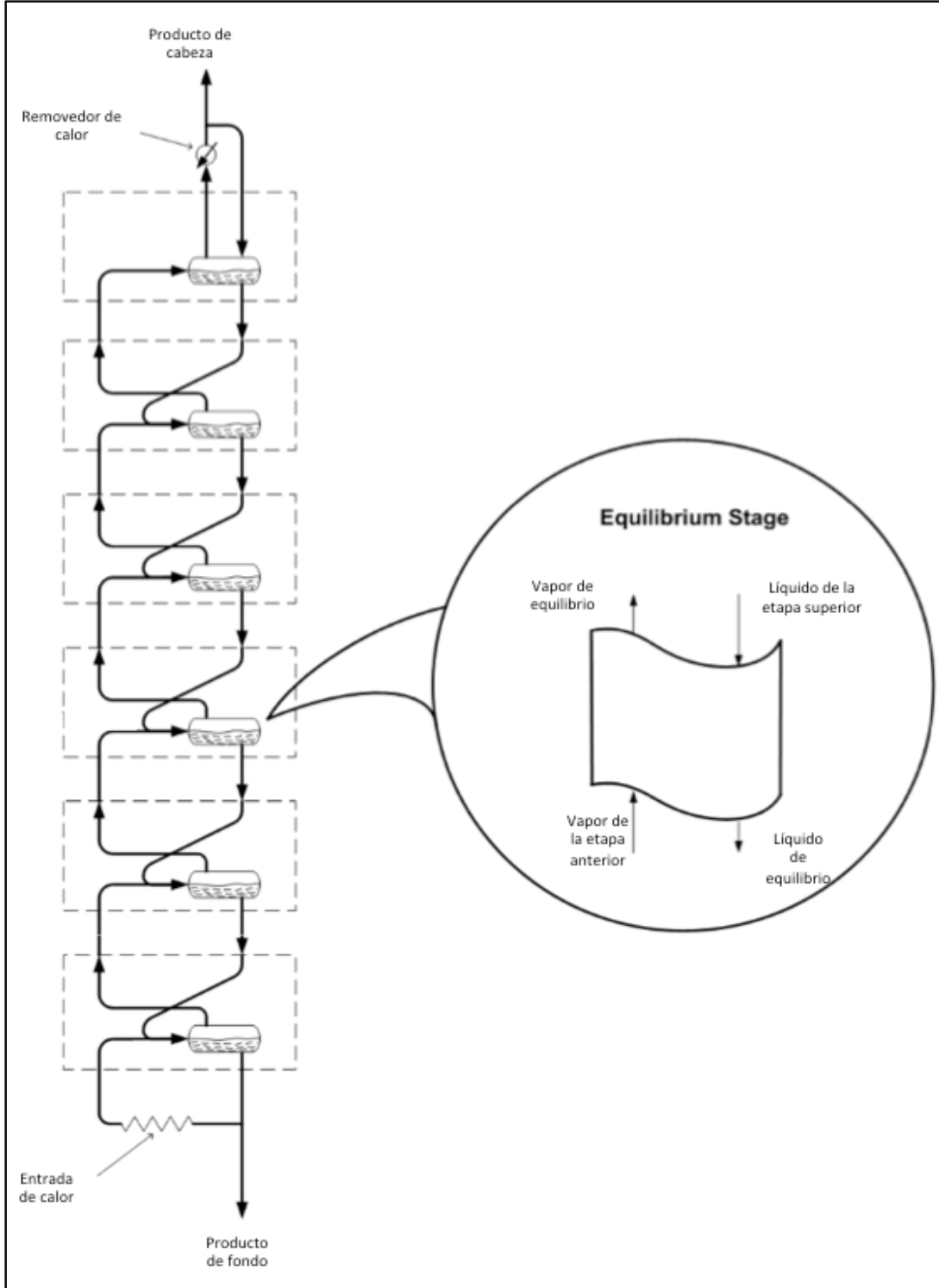
x_i = fracción en el líquido del componente i, adim.

K_i = constante de equilibrio para el componente i, adim.

La relación entre el balance de materia y el balance de energía para la elaboración de cada etapa, es la base para el diseño de toda la torre de fraccionamiento. El grado de separación y la volatilidad de cada componente a separar son dos consideraciones importantes que afectan el tamaño y costo de una columna de fraccionamiento.

El grado de separación y la pureza del producto que se espera de la destilación, son factores que afectan directamente el diseño de la columna de fraccionamiento, por ende impacta el tamaño de la torre. Si se desea un grado de separación más alto, se requiere una mayor cantidad de platos.

Figura 10. Etapas de equilibrio



Fuente: CALLE MARTÍNEZ, Marco A. Procesamiento de gas natural, 2007, p 44; modificado por los autores.

La volatilidad de los componentes se puede expresar como volatilidad relativa, expresada con el símbolo α , la cual se define como la relación entre las constantes de equilibrio de los componentes clave liviano y pesado, como se muestra en la **ecuación 2**.

Ecuación 2. Volatilidad relativa.

$$\alpha = \frac{\frac{Y_i}{X_i}}{\frac{Y_j}{X_j}} = \frac{K_i}{K_j}$$

Fuente: CALLE MARTÍNEZ, Marco A. Procesamiento de gas natural, 2007, p.45.

Donde:

α = Volatilidad relativa, adim.

y_i = fracción en el vapor del componente i, adim.

x_i = fracción en el líquido del componente i, adim.

y_j = fracción en el vapor del componente j, adim.

x_j = fracción en el líquido del componente j, adim.

K_i = constante de equilibrio para el componente i, adim.

K_j = constante de equilibrio para el componente j, adim.

K_i e K_j son las razones de equilibrio para cada uno de los componentes. El componente de referencia tiene que ser siempre un componente pesado (con punto de ebullición elevado), en este caso K_j es el componente de referencia.

3.3 DESCRIPCIÓN DE LOS FUNDAMENTOS TEÓRICOS PARA EL DISEÑO CONCEPTUAL DE UNA PLANTA DE FRACCIONAMIENTO DE GAS NATURAL

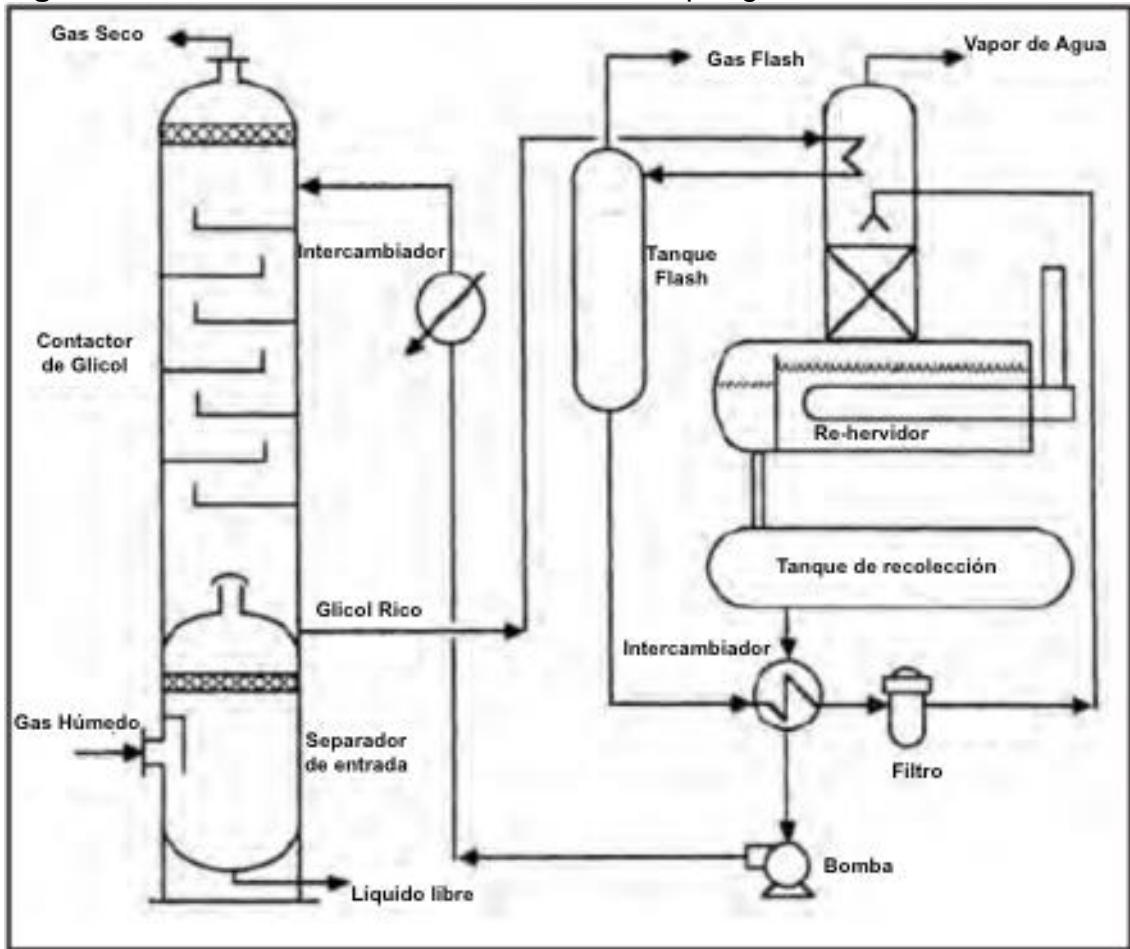
Para realizar exitosamente el diseño de una planta para el fraccionamiento del gas natural, es primordial tener claridad en cuanto a ciertos principios básicos de equipos y de funcionamiento de los mismos. A continuación se muestran los principales equipos con los que se trabaja en este proyecto.

3.3.1 Deshidratador de Glicol. Los deshidratadores de glicol son equipos que tienen como finalidad la remoción de partículas de aguas contenidas en la corriente de gas natural, que se encuentran allí debido a que los separadores no tuvieron la eficiencia necesaria para retirarlas por completo.

En el proceso de deshidratación con glicoles, que se muestra de manera básica en la **Figura 11**, el gas húmedo ingresa a la torre contactora, en donde se lleva a cabo un proceso de absorción con un número de platos determinados (el número de platos necesarios viene dado por la cantidad de agua que se desea remover de la corriente de gas). Luego, el gas seco sale por la parte de arriba de la torre, mientras que por la parte inferior sale la solución de glicol saturada con agua. Esta solución

se lleva a un reconcentrador en donde es hervida para retirarle el agua, y luego se recicla para seguir con el proceso de remoción de agua al gas natural.

Figura 11. Proceso estándar de deshidratación por glicol.



Fuente: G.P.S.A. Engineering Data Book, 2004, p 596; modificado por los autores.

3.3.2 Torre de fraccionamiento. Son equipos cilíndricos, verticales, altos y de gran diámetro, que tienen como finalidad la separación de los componentes presentes en una corriente de gas natural, dependiendo del peso de los éstos.

Para lograr el diseño adecuado, se debe iniciar con el estudio del fluido a tratar. Es imperativo contar con información suficiente y verídica acerca de la composición del fluido entrante y de los productos resultantes que se desean del proceso.

Las condiciones de presión en la torre permanecen relativamente constantes, obteniendo su única variación gracias al peso de los fluidos contenidos en la misma. Por el contrario, la temperatura varía de manera drástica entre el tope y el fondo de la torre, siendo la primera mucho más baja que la segunda.

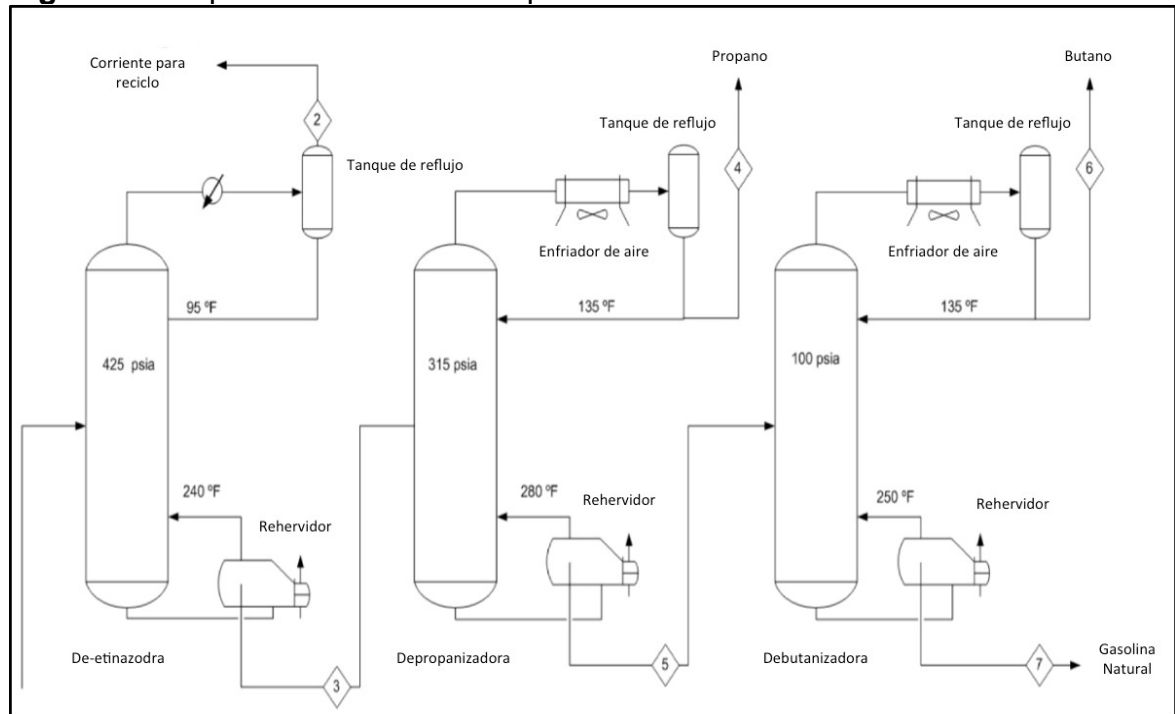
El número y tipo de fraccionadores dependen de las necesidades previamente establecidas para lograr un proceso eficiente. Existen diferentes tipos de fraccionadores, que se distinguen dependiendo del tipo de compuesto al que van a separar de la corriente de LGN. A continuación se muestra su clasificación:

- **De-metanizador:** Separa el Metano de la corriente de LGN.
- **De-etanizador:** Separa el Etano de la corriente.
- **De-propanizador:** Separa el Propano.
- **De-butanizador:** Separa los Butanos dejando en la corriente de LGN los Pentanos y compuestos más pesados.

Los factores que determinan qué componente es retirado en cada etapa del proceso de fraccionamiento son la presión y la temperatura. Las etapas que tengan mayor presión de trabajo son las encargadas de remover los compuestos más livianos, mientras que las etapas con menor presión, tienen como objetivo la remoción de los compuestos de mayor peso molecular de la corriente de LGN.

En la **Figura 12** se muestra un diseño estándar de un proceso de fraccionamiento.

Figura12. Esquema estándar de un proceso de fraccionamiento.



Fuente: CALLE MARTÍNEZ, Marco A. Procesamiento de gas natural, 2007, p 52; modificado por los autores.

Otros equipos que complementan el proceso de fraccionamiento son:

- **Rehervidor:** Equipo cuyo único propósito es el vaporizar parte de los líquidos que están en el fondo de la torre produciendo vapores que fluyen desde el fondo hacia

el tope de la torre. Cualquier líquido que no se vaporice en el rehervidor pasa a ser producto de fondo.

- **Condensador:** El propósito del condensador es el de condensar los vapores del tope de la torre. En el caso de un producto de tope líquido se condensa todo el flujo de vapor (condensador total). Si el producto de tope es un vapor se condensa suficiente vapor para el reflujo (condensador parcial).
- **Tanque de reflujo:** El propósito de tanque de reflujo es proporcionar un flujo estable de reflujo y producto de tope. El tanque debe ser lo suficientemente grande como para absorber variaciones pequeñas en el flujo de condensación. También ayuda en la separación del vapor y del líquido y en algunos casos es usado para separar dos fases líquidas inmiscibles.

4. DESARROLLO DEL DISEÑO CONCEPTUAL DE LA PLANTA DE FRACCIONAMIENTO DEL GAS NATURAL PRODUCIDO EN EL PIEDEMONTE LLANERO DE COLOMBIA

En el presente capítulo se trabaja en el desarrollo de diseño conceptual necesario para una planta de fraccionamiento del gas natural producido en el piedemonte llanero de Colombia.

Es esencial en cualquier diseño de proceso, tener en cuenta el fluido que se va a tratar junto con su composición, como también los productos que se desean obtener luego de llevar a cabo el proceso.

4.1 DESCRIPCIÓN DE LA CARACTERIZACIÓN DEL GAS NATURAL EXTRAÍDO DE LOS CAMPOS FLOREÑA Y PAUTO

El gas natural extraído a Noviembre de 2017 de los Campos Floreña y Pauto es considerado como un gas relativamente rico, debido a que cuenta con compuestos C_3^+ . A parte de su contenido de Metano y Etano, que comprenden el 78,37% y el 8,38% de la composición del gas, respectivamente, el gas natural con el que se trabaja cuenta con compuestos como el Propano (5,08%), el Butano (2,64%) y el Pentano (0,89%), que se caracterizan como compuestos de alto interés para el proyecto a realizar. La composición se puede observar de manera enlistada en la **Tabla 3**.

La importancia de los denominados “compuestos pesados” radica en su utilización para la industria química, mientras que los compuestos más livianos adquieren relevancia al momento de ser utilizados para la producción energética.

Otras características sobresalientes del gas natural producido son su peso molecular, calculado en 21,67 lb/lb-mol, lo que le da una gravedad específica de 0,748.

El gas que se extrae actualmente en los Campos Floreña y Pauto, también es producido con impurezas que son tratadas para cumplir con las normas ambientales locales. Las impurezas presentes en el gas son Dióxido de Carbono, que comprende un 3,51%, y Nitrógeno, que se encuentra presente en un 0,58% del total del gas.

A continuación, se presentan de manera de manera gráfica y en una tabla los porcentajes mencionados anteriormente.

Tabla 3. Composición del gas natural de los Campo Floreña y Pauto, expresada en porcentajes.

COMPUESTO	PORCENTAJE
CO ₂	3.51
N ₂	0.58
Metano	78.37
Etano	8.38
Propano	5.08
i-Butano	1.22
n-Butano	1.42
i-Pentano	0.51
n-Pentano	0.38
Hexano	0.33
C ₇ - C ₁₀	0.23

Fuente. Equion Energía Ltd.

A Noviembre de 2017, el método de extracción de los campos Floreña y Pauto es recobro primario, gracias a la baja caída de presión que se presenta en el yacimiento, y a la reinyección que efectúa Equion Energía Ltd.

Luego de su producción, el gas natural está siendo llevado a través de un proceso de deshidratación que lo está entregando sin contenido de agua, lo que genera facilidad en su transporte y tratamiento, y evita problemas como taponamiento de tuberías por la formación de hidratos.

4.2 DISEÑO DEL PROCESO DE FRACCIONAMIENTO PARA EL GAS NATURAL EXTRAÍDO DE LOS CAMPOS FLOREÑA Y PAUTO

En los procesos de diseños de ingeniería, se desglosan 3 tipos de ingeniería diferentes. La ingeniería conceptual, la ingeniería básica y a la ingeniería en detalle. En el presente trabajo se diseña de manera conceptual el proceso de fraccionamiento para el gas natural producido en el Piedemonte Llanero de Colombia, específicamente en los Campos Floreña y Pauto.

4.2.1 Descripción de los diferentes tipos de ingeniería. A continuación, se presentan de manera general los tipos de ingeniería mencionados anteriormente, junto con los procesos que comprenden cada una de éstas.

4.2.1.1 Ingeniería Conceptual. La finalidad de la ingeniería conceptual radica en la identificación de la viabilidad técnica y económica de un proyecto, y es la base que dictamina el lineamiento para la ingeniería básica y la de detalle. Se basa en un estudio de viabilidad y en la definición de los requerimientos del proyecto.

Los principales puntos a trabajar en este tipo de ingeniería son:

- Productos y capacidad de producción

- Normativa y regulación
- Descripción del proceso de fabricación y requerimientos de usuario
- Descripción general de instalación.
- Diagramas de procesos básicos
- Lista de equipos preliminar

4.2.1.2 Ingeniería Básica. En esta etapa del proceso de ingeniería, quedan establecidos de manera definitiva los requerimientos que el usuario tenga para el proceso de interés, las especificaciones básicas, el cronograma a seguir para la realización del proyecto y la valorización económica.

Estos son los objetivos en los que se centra la ingeniería básica:

- Revisión detallada de la ingeniería conceptual y requerimientos de usuario
- Hojas de datos de todas las salas (críticas y no críticas)
- Cálculo de cargas térmicas y caudal de aire en cada una de las salas
- P&ID básico de aguas y HVACv
- Distribución de puntos de uso de servicios
- Revisión de Layout de salas, incluyendo áreas de servicios
- Listas de consumos
- Listas de equipos

4.2.1.3 Ingeniería en Detalle. La ingeniería en detalle se desarrolla a partir de una base sólida proveniente de la ingeniería básica. Ésta trabaja los puntos más específicos del proceso de diseño ingenieril. Dichos puntos son:

- Revisión detallada de la ingeniería básica
- Especificaciones técnicas de equipos y materiales.
- Especificaciones funcionales
- Dimensionamiento de conductos, tuberías e instalaciones eléctricas
- Listado de equipos, instrumentación, accesorios y materiales
- Planos de detalle de las instalaciones: Layout de tuberías y conductos, isométricos, detalles de arquitectura, unifilares eléctricos.

4.3 PROCESO DEL DISEÑO CONCEPTUAL DE LA PLANTA DE FRACCIONAMIENTO

En la presente sección, se muestran de manera detallada los pasos seguidos para el diseño de seis opciones diferentes de plantas conceptuales para el fraccionamiento del gas natural producido en los campos Floreña y Pauto, proceso en el cual se maneja un caudal de 120 MMSCFD.

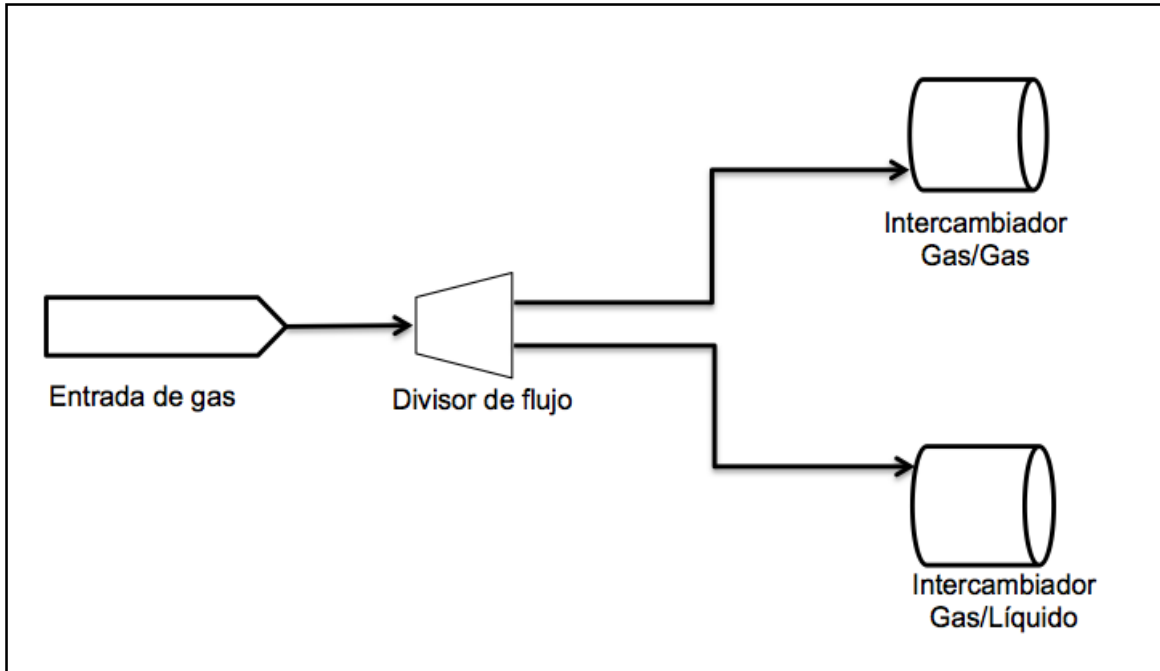
Lo primero que se debe tener en cuenta a la hora de diseñar un proceso son las condiciones iniciales del fluido a separar, en este caso el gas natural, y las condiciones deseadas para iniciar el proceso de la mejor manera posible. En este proceso específico, el gas proviene de un proceso previo de deshidratación en el que la corriente de interés se entrega sin contenido de agua. Debido a que el gas ya se encuentra deshidratado, no es necesario adicionar equipos de deshidratación al inicio del proceso de fraccionamiento en ninguno de los diseños.

Para el diseño del proceso, también es imprescindible saber los requerimientos de productos finales. La empresa Equion Energía Ltd. ha establecido que sus requerimientos para los productos finales se comprenden como corrientes de propanos (C_3) y butanos y más pesados (C_4^+), que son los productos destinados a posterior comercialización por parte de la empresa. Se requiere llegar al mayor provecho posible de la corriente de entrada con la finalidad de asegurar los mayores ingresos posibles de los productos obtenidos.

La diferencia entre los seis diseños planteados radica en el método de enfriamiento. Mientras que el diseño uno utiliza un método de enfriamiento con válvula Joule Thomson, el diseño dos realiza el enfriamiento por medio de un equipo Turbo-Expander y el diseño tres enfría el gas utilizando un Chiller con ciclo de propano. Por su parte, los diseños cuatro, cinco y seis son variaciones de los diseños uno, dos y tres, respectivamente. Dicha variación radica en la implementación de un proceso de reflujo que se ubica en la salida de la torre de-etanizadora de cada uno de estos diseños.

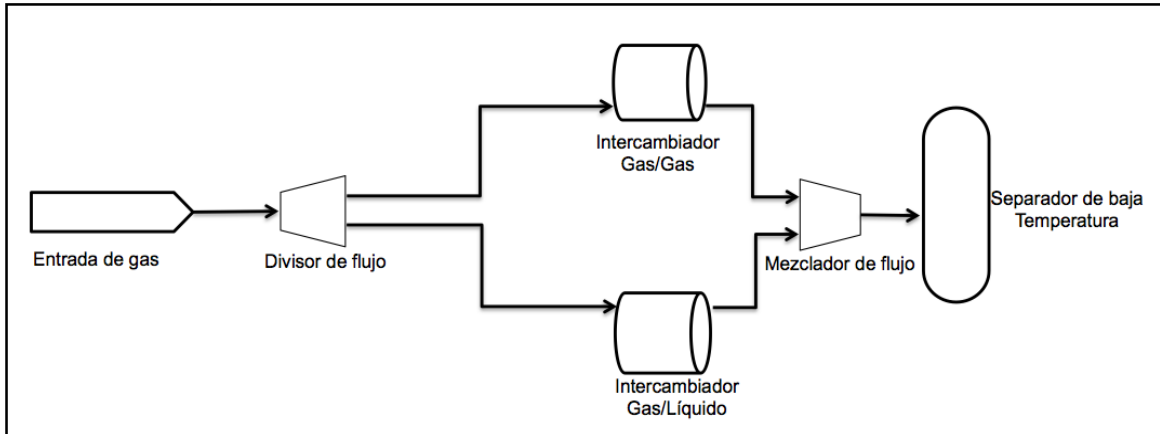
4.3.1 Diseño 1. Para aprovechar los productos que se recuperan, se inicia el proceso con la utilización de dos intercambiadores de calor, uno gas/gas y otro gas/líquido, esto con el fin de realizar un pre-enfriamiento de la corriente de gas. La corriente de gas llegará a éstos después de pasar por un divisor de flujo. En la **Figura 13** se aprecia el esquema de la primera parte del diseño.

Figura 13. Primera etapa del Diseño 1.



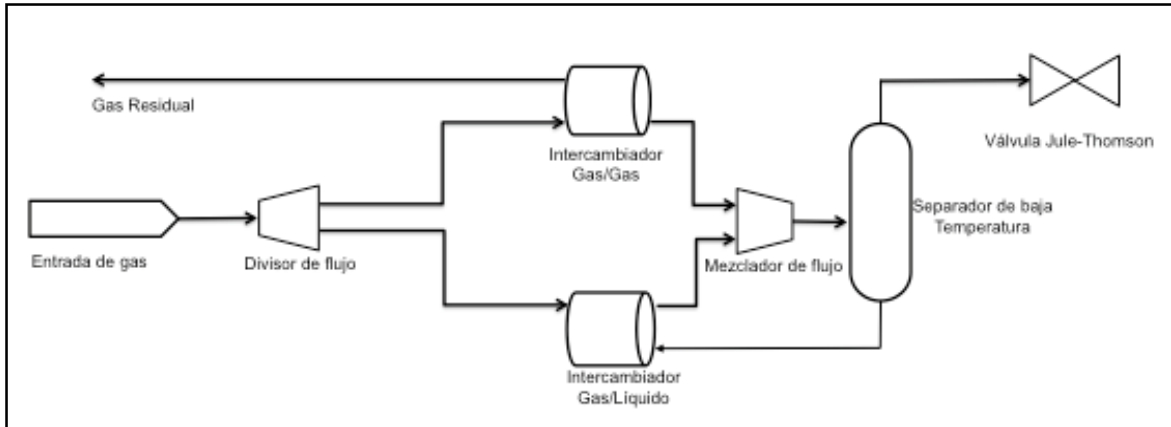
Para continuar con el proceso, las corrientes salientes de los intercambiadores se redirigen a un separador de baja temperatura (LTS) que entrega una corriente gaseosa y otra líquida, como se muestra en la **Figura 14**.

Figura 14. Segunda etapa del Diseño 1.



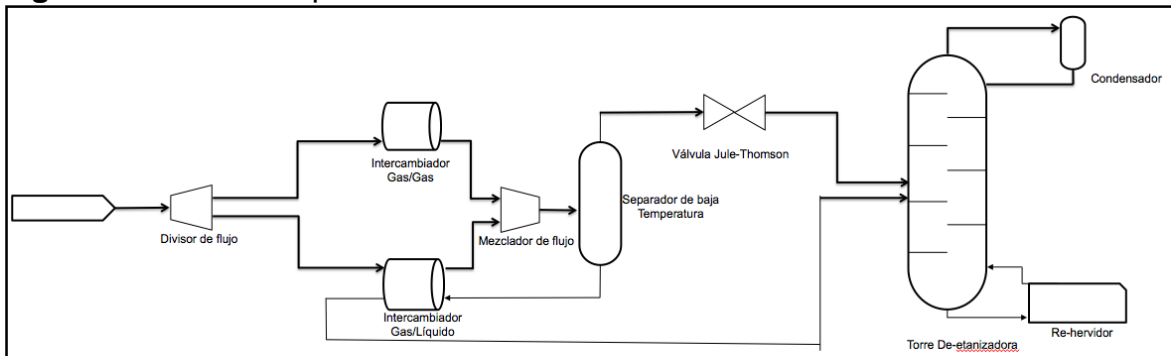
La corriente gaseosa entregada por el LTS, es enviada a una válvula Joule Thomson (como se muestra en la **Figura 15**), que se encarga de realizar un enfriamiento en la corriente, mientras la corriente líquida ingresa al intercambiador gas/líquido siendo la fuente de enfriamiento para el gas de entrada al proceso.

Figura 15. Tercera etapa del Diseño 1.



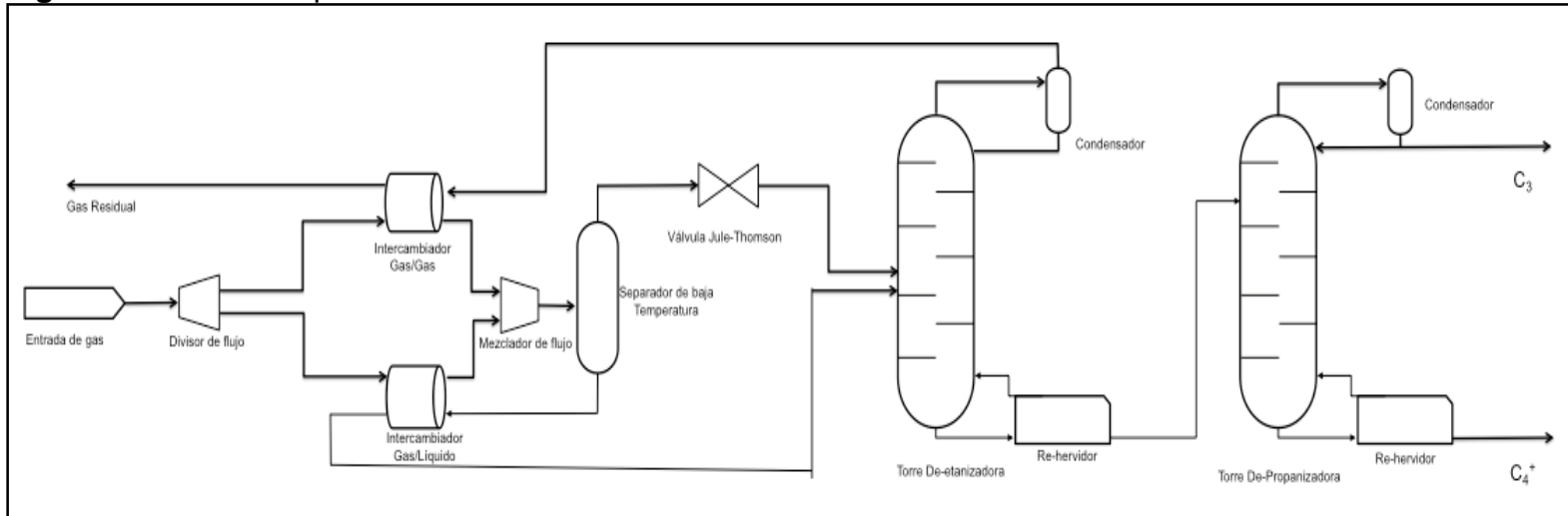
La corriente saliente de la válvula Joule Thomson se envía a una torre De-etanizadora. Este equipo ayuda a separar los Metanos (C_1) y Etanos (C_2) de los compuestos más pesados (C_3^+). De igual manera, la corriente saliente del intercambiador gas/líquido se envía a la torre De-etanizadora. El proceso se puede observar en la **Figura 16**.

Figura 16. Cuarta etapa del Diseño 1.



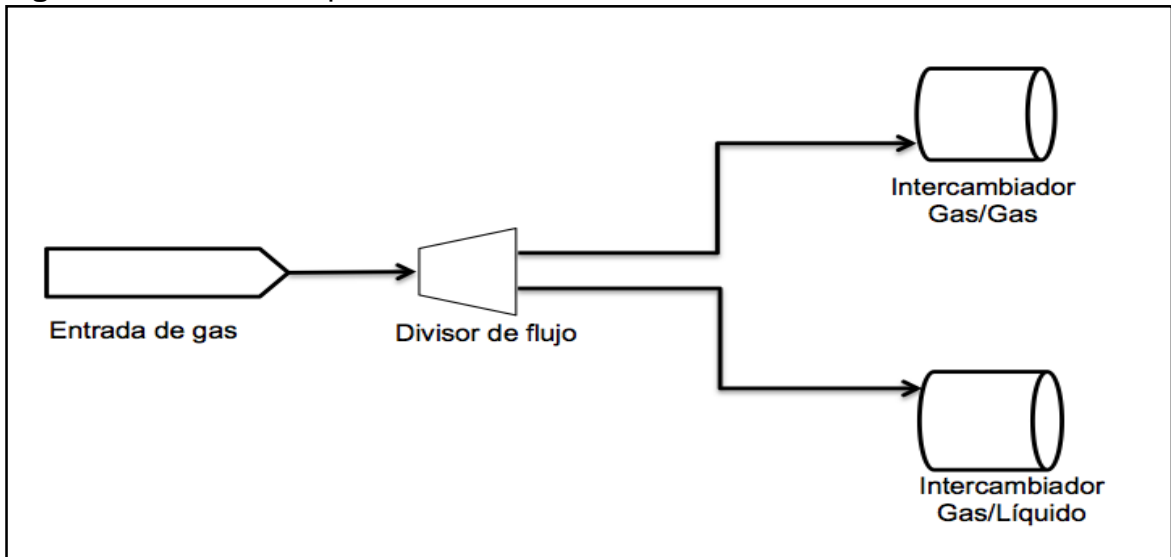
Posteriormente, el producto de cabeza de la torre De-etanizadora se envía al intercambiador de calor gas/gas, ayudando al enfriamiento de la corriente entrante del proceso. Ésta corriente saliente del intercambiador gas/gas luego es considerada gas residual del proceso. El producto de fondo de la torre De-etanizadora se envía a una torre De-propanizadora, donde los productos de cabeza y de fondo son una corriente de propanos (C_3) y una corriente de butanos y más pesados (C_4^+), respectivamente. En la **Figura 17** se puede observar lo anteriormente descrito.

Figura 17. Quinta etapa del Diseño 1.



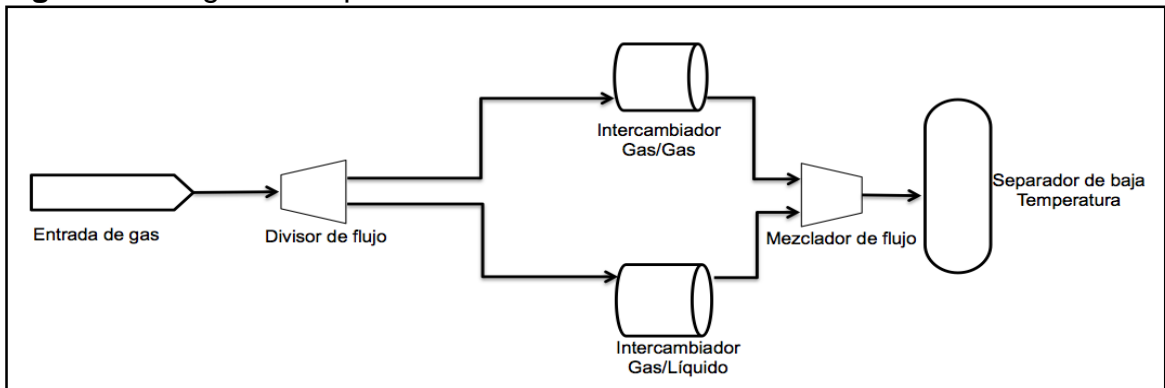
4.3.2 Diseño 2. Para aprovechar los productos que se recuperan, se inicia el proceso con la utilización de dos intercambiadores de calor, uno gas/gas y otro gas/líquido, esto con el fin de realizar un pre-enfriamiento de la corriente de gas. La corriente de gas llega a éstos después de pasar por un divisor de flujo, como se muestra en la **Figura 18**.

Figura 18. Primera etapa del Diseño 2.



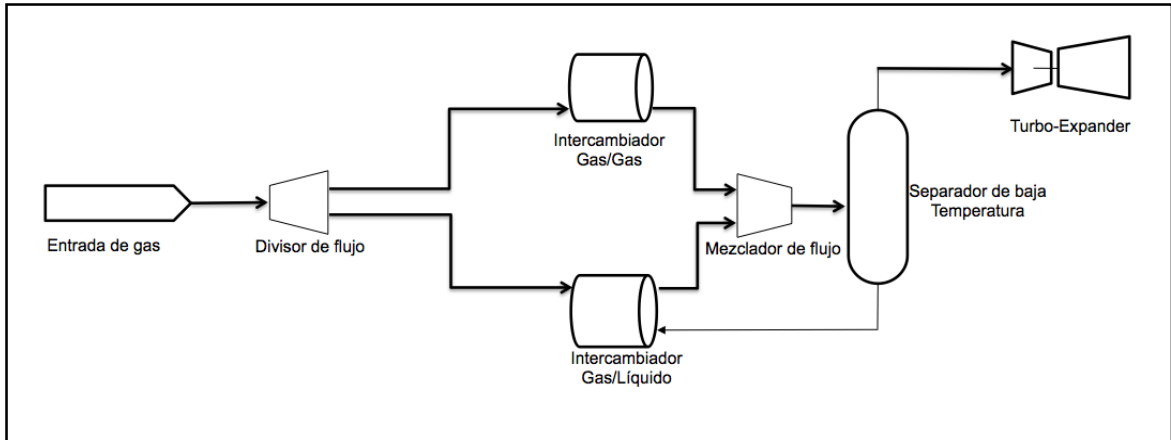
Para continuar con el proceso, las corrientes salientes de los intercambiadores se redirigen a un separador de baja temperatura (LTS) que entrega una corriente gaseosa y otra líquida de la manera en que la **Figura 19** lo muestra.

Figura 19. Segunda etapa del Diseño 2.



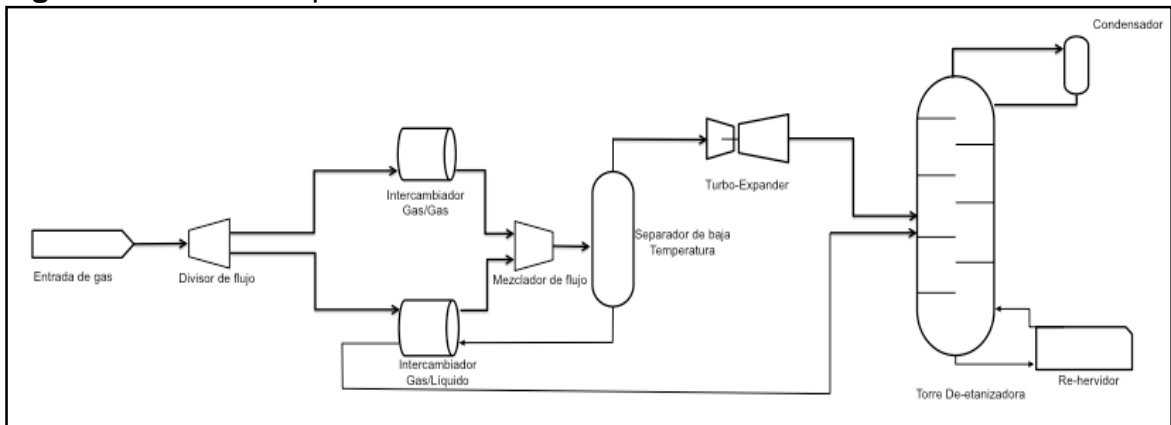
Como se muestra en la **Figura 20**, la corriente gaseosa entregada por el LTS, es enviada a un Turbo-expander, que se encarga de realizar un enfriamiento drástico de la corriente, mientras que la corriente líquida se usa en el intercambiador gas/líquido.

Figura 20. Tercera etapa del Diseño 2.



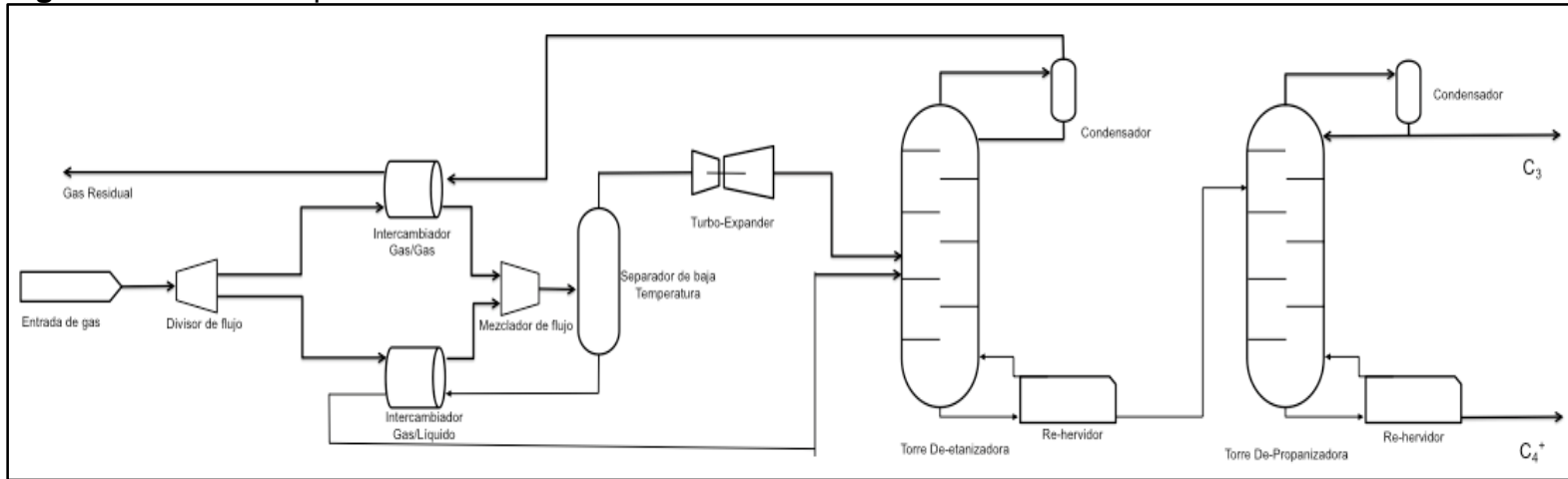
En la **Figura 21** se observa como la corriente saliente del turbo-expander, junto con la corriente saliente del intercambiador gas/líquido, son enviadas a una torre De-etanizadora, en la que los Metanos (C_1) y Etanos (C_2) son separados de los compuestos más pesados.

Figura 21. Cuarta etapa del Diseño 2.



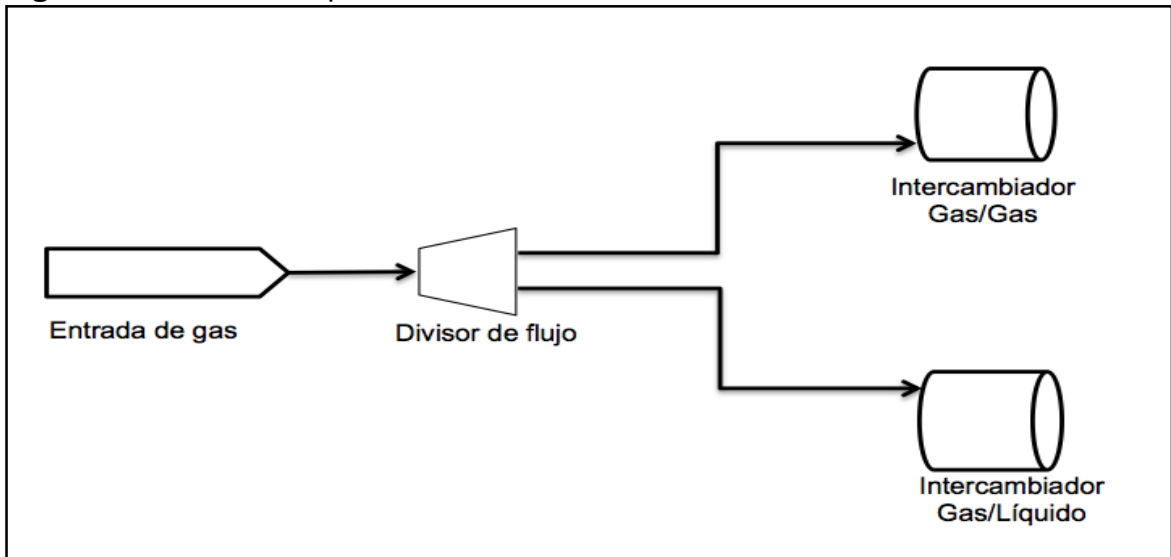
El producto de cabeza de la torre De-etanizadora es enviado al intercambiador gas/gas donde sirve como fuente de enfriamiento para la corriente que entra al proceso inicialmente. La corriente saliente del intercambiador de calor gas/gas es considerada gas residual del proceso. Por otro lado, el producto de fondo de la torre De-etanizadora, es enviado a una torre De-propanizadora, donde se separa el Propano (C_3) de los compuestos más pesados. La **Figura 22** muestra de manera gráfica el proceso descrito anteriormente.

Figura 22. Quinta etapa del Diseño 2.



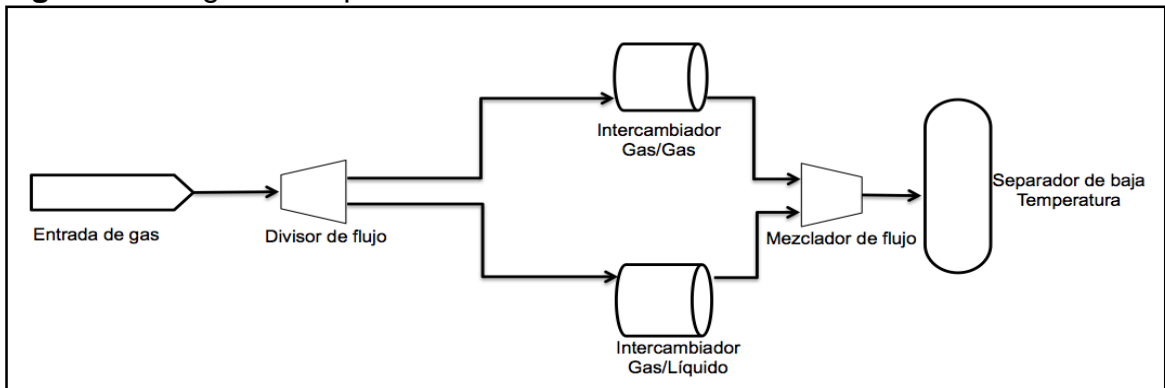
4.3.3 Diseño 3. Para aprovechar los productos que se recuperan, se inicia el proceso con la utilización de dos intercambiadores de calor, uno gas/gas y otro gas/líquido, esto con el fin de realizar un pre-enfriamiento de la corriente de gas. La corriente de gas llega a éstos después de pasar por un divisor de flujo, como se muestra en la **Figura 23**.

Figura 23. Primera etapa del Diseño 3.



Para continuar con el proceso, las corrientes salientes de los intercambiadores se redirigen a un separador de baja temperatura (LTS) que entrega una corriente gaseosa y otra líquida de la manera en que la **Figura 24** lo muestra.

Figura 24. Segunda etapa del Diseño 3.

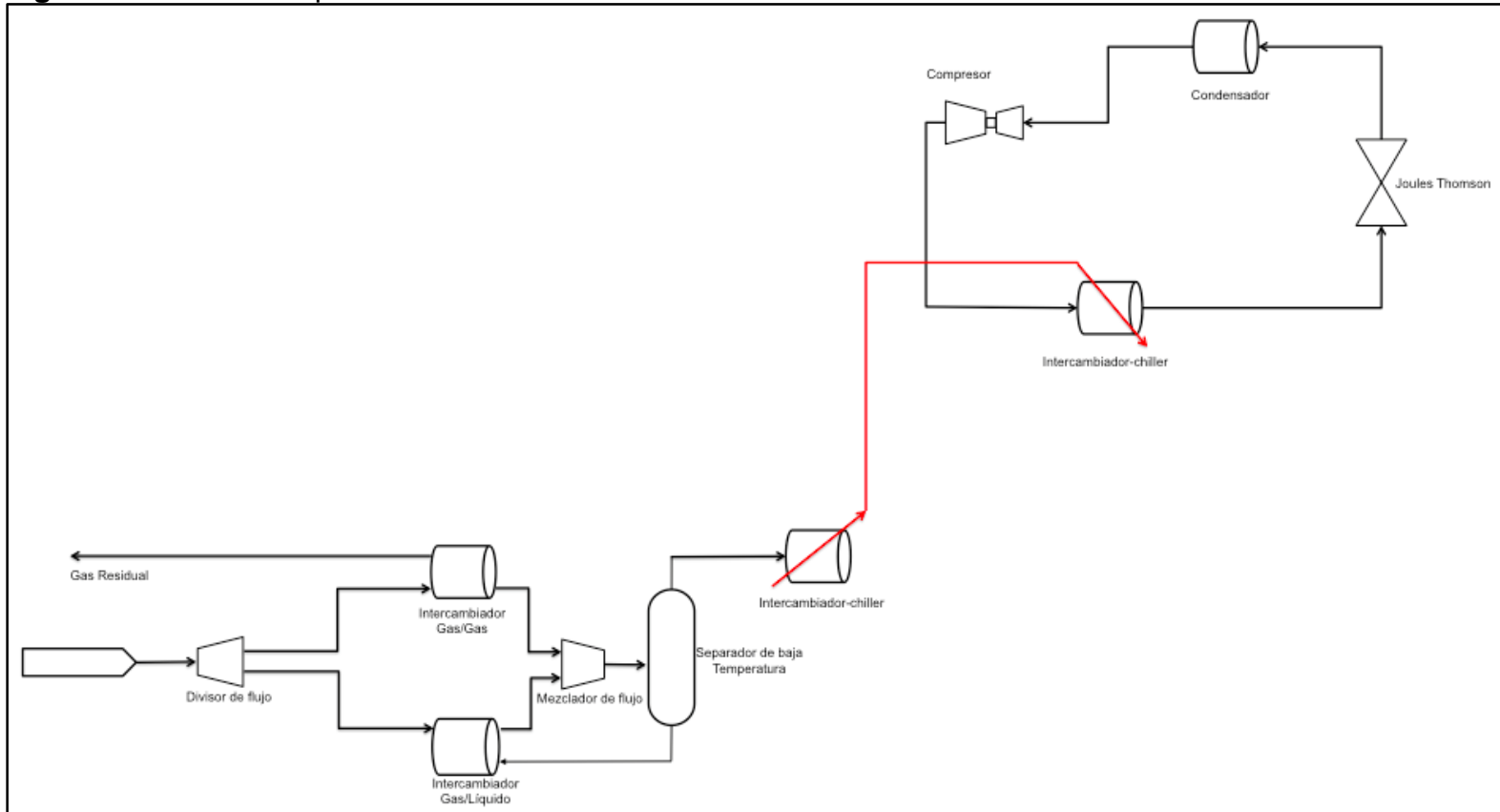


Como se muestra en la **Figura 25**, la corriente gaseosa entregada por el LTS, es enviada a un enfriador por Propano (Chiller) que está compuesto por un intercambiador, un compresor, una válvula Joule Thomson y un condensador.

Este equipo se encarga de enfriar la corriente de manera eficaz, mientras que la corriente líquida se usa en el intercambiador gas/líquido.

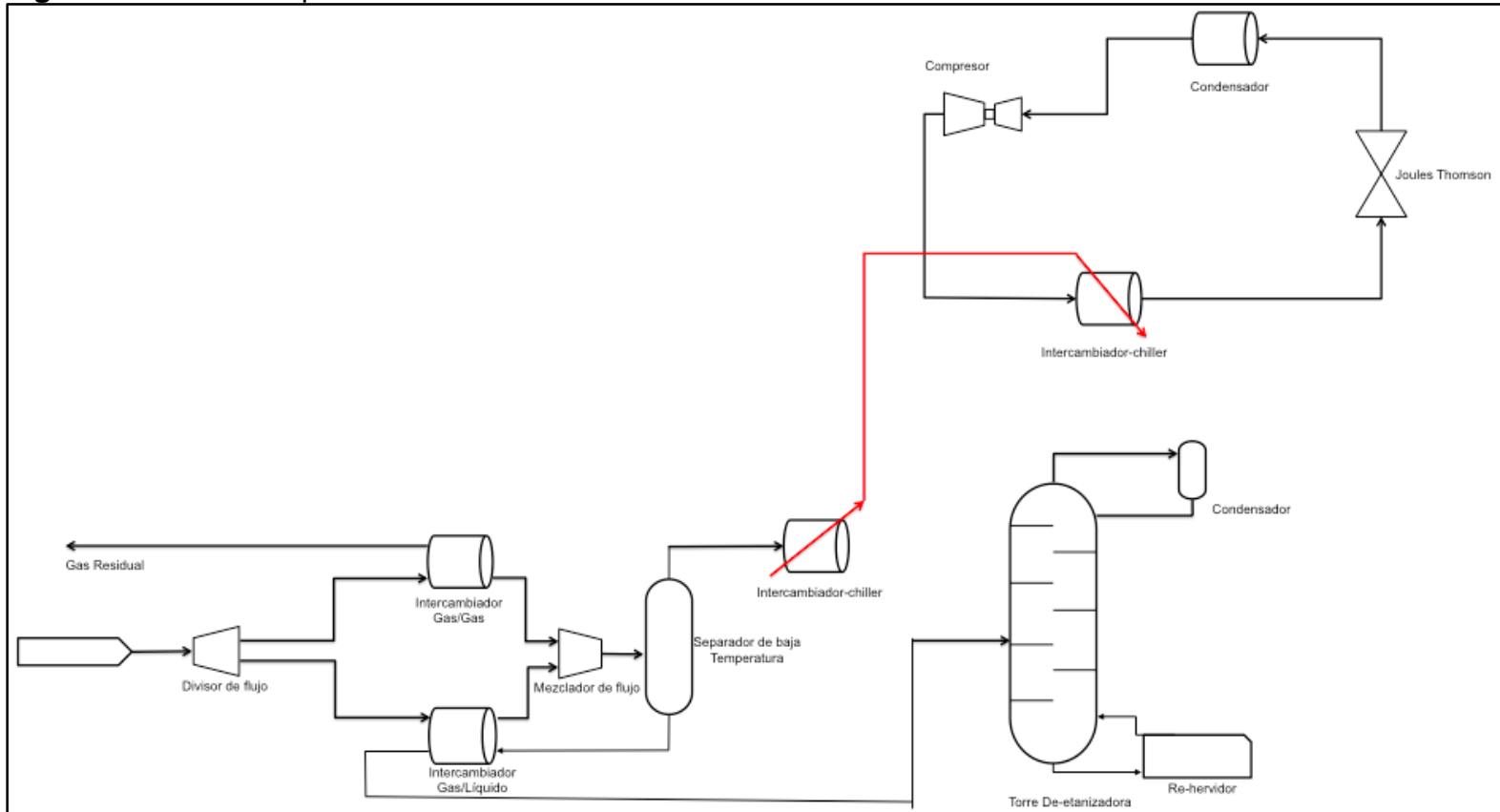
Mientras tanto, la corriente líquida entregada por el LTS, se envía al intercambiador gas/líquido como fuente de enfriamiento.

Figura 25. Tercera etapa del Diseño 3.



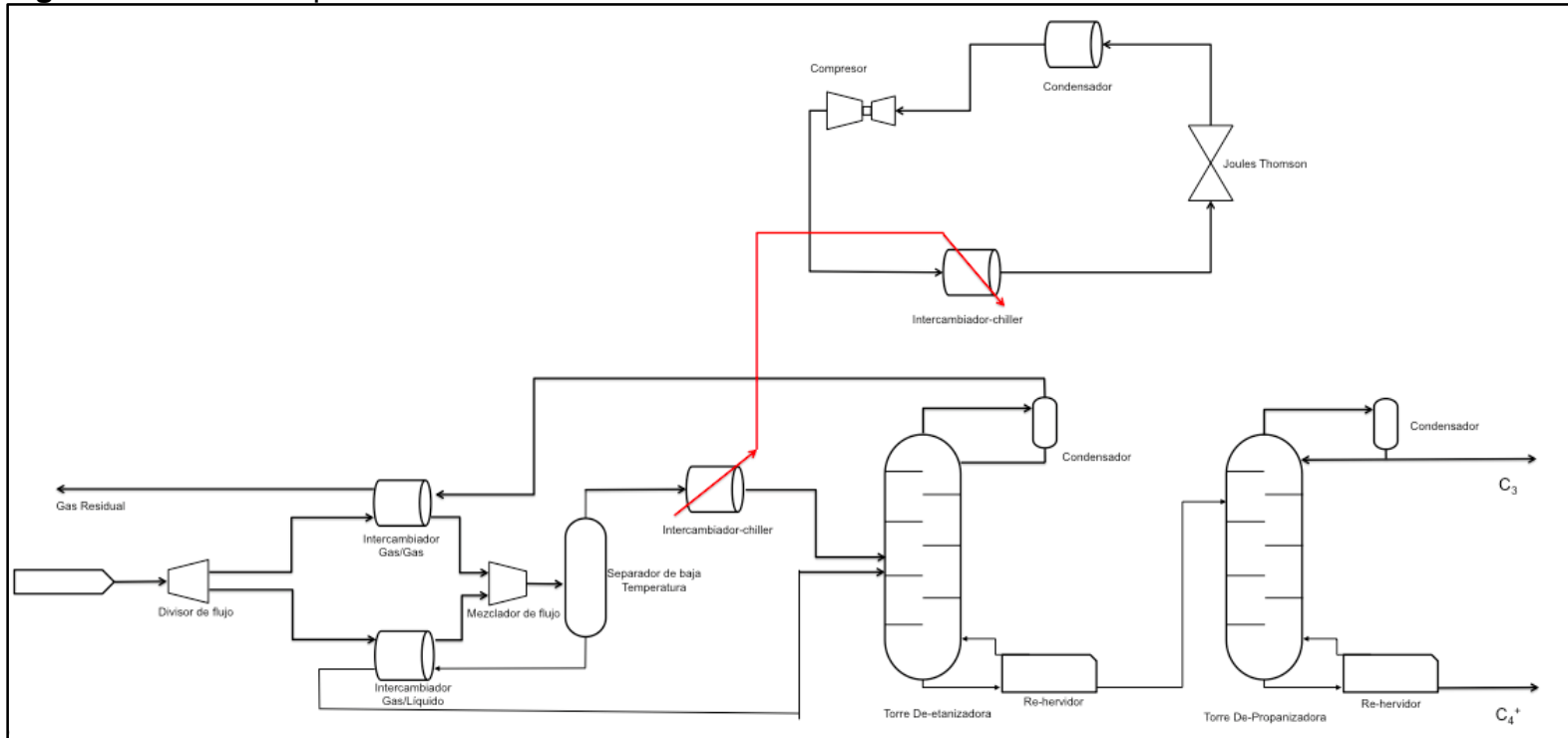
Luego, la corriente saliente del proceso de enfriamiento es enviada a una torre Detanizadora, junto con la corriente saliente del intercambiador gas/líquido. Este proceso se muestra en la **Figura 26**.

Figura 26. Cuarta etapa del Diseño 3.



Por último, la corriente de cima de la torre De-etanizadora es enviada al intercambiador gas/gas como fuente de enfriamiento, mientras que el producto de fondo del mismo equipo es enviado a una torre De-propanizadora, donde se retiran separan los compuestos C_3 de los compuestos más pesados. Este proceso se muestra en la **Figura 27**.

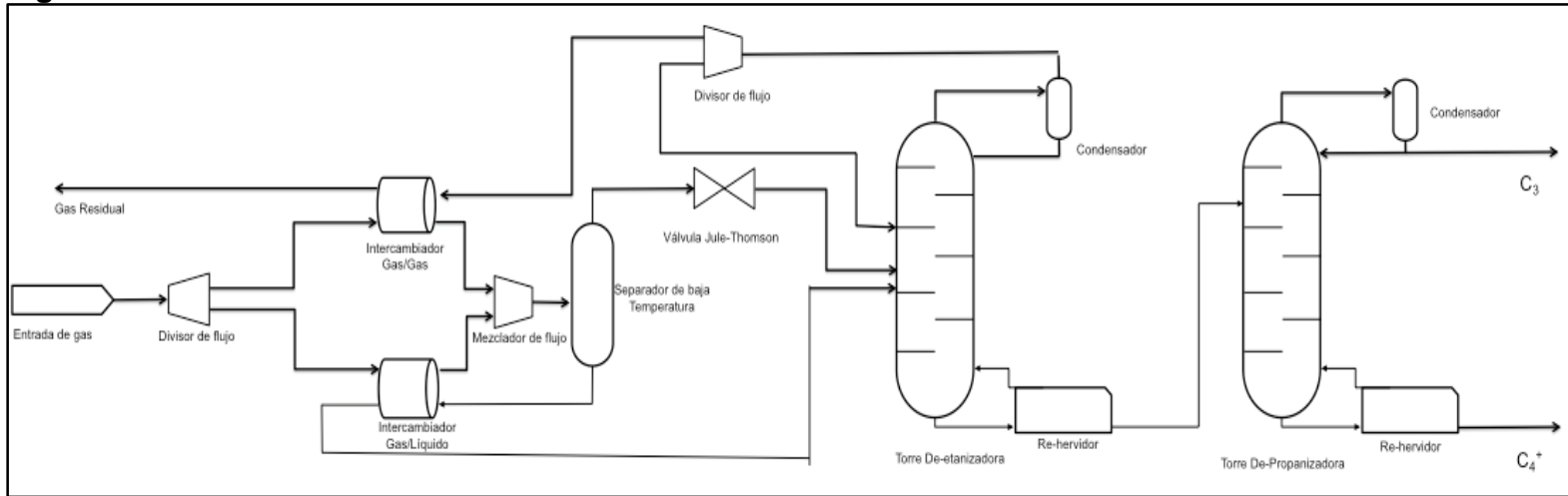
Figura 27. Quinta etapa del Diseño 3.



4.3.4 Diseño 4. El Diseño 4 es una modificación del primer diseño desarrollado. En este, se realiza un reflujo del producto de cima de la torre De-etanizadora, donde la mitad de la corriente se redirige a la misma torre, y la otra mitad es utilizada como fuente de enfriamiento para el intercambiador gas/gas.

La modificación al Diseño 1 descrita anteriormente se muestra en la **Figura 28**.

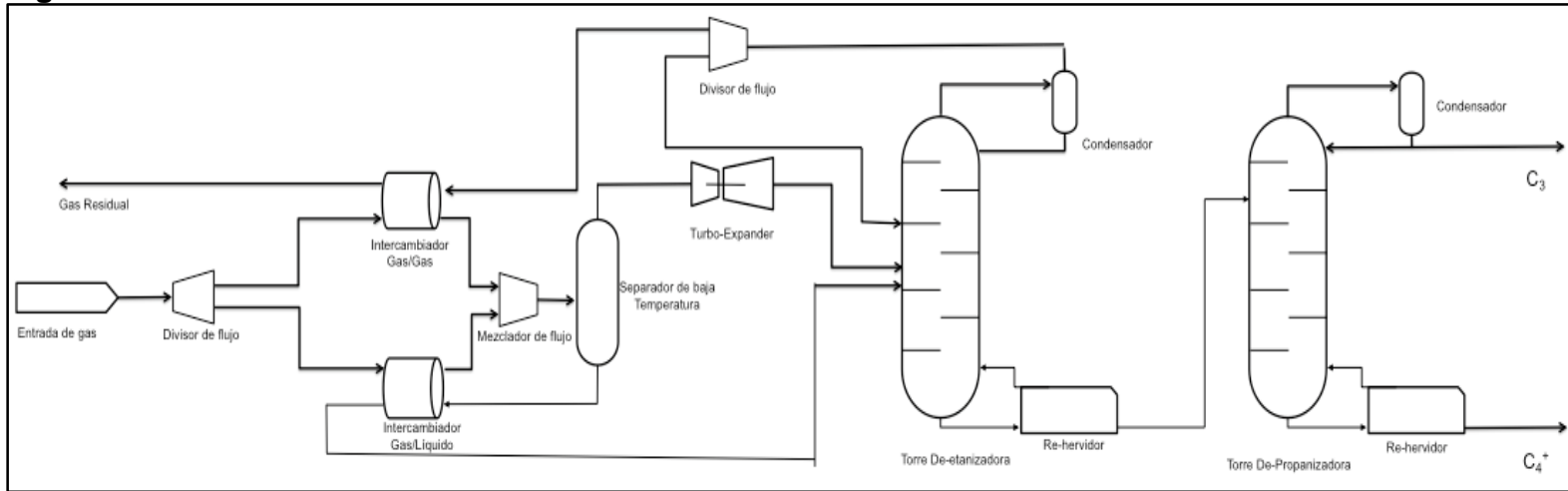
Figura 28. Diseño 4.



4.3.5 Diseño 5. El Diseño 5 es una modificación del segundo diseño desarrollado. En este, se realiza un reflujo del producto de cima de la torre De-etanizadora, donde la mitad de la corriente se redirige a la misma torre, y la otra mitad es utilizada como fuente de enfriamiento para el intercambiador gas/gas.

La modificación al Diseño 2 descrita anteriormente se muestra en la **Figura 29**.

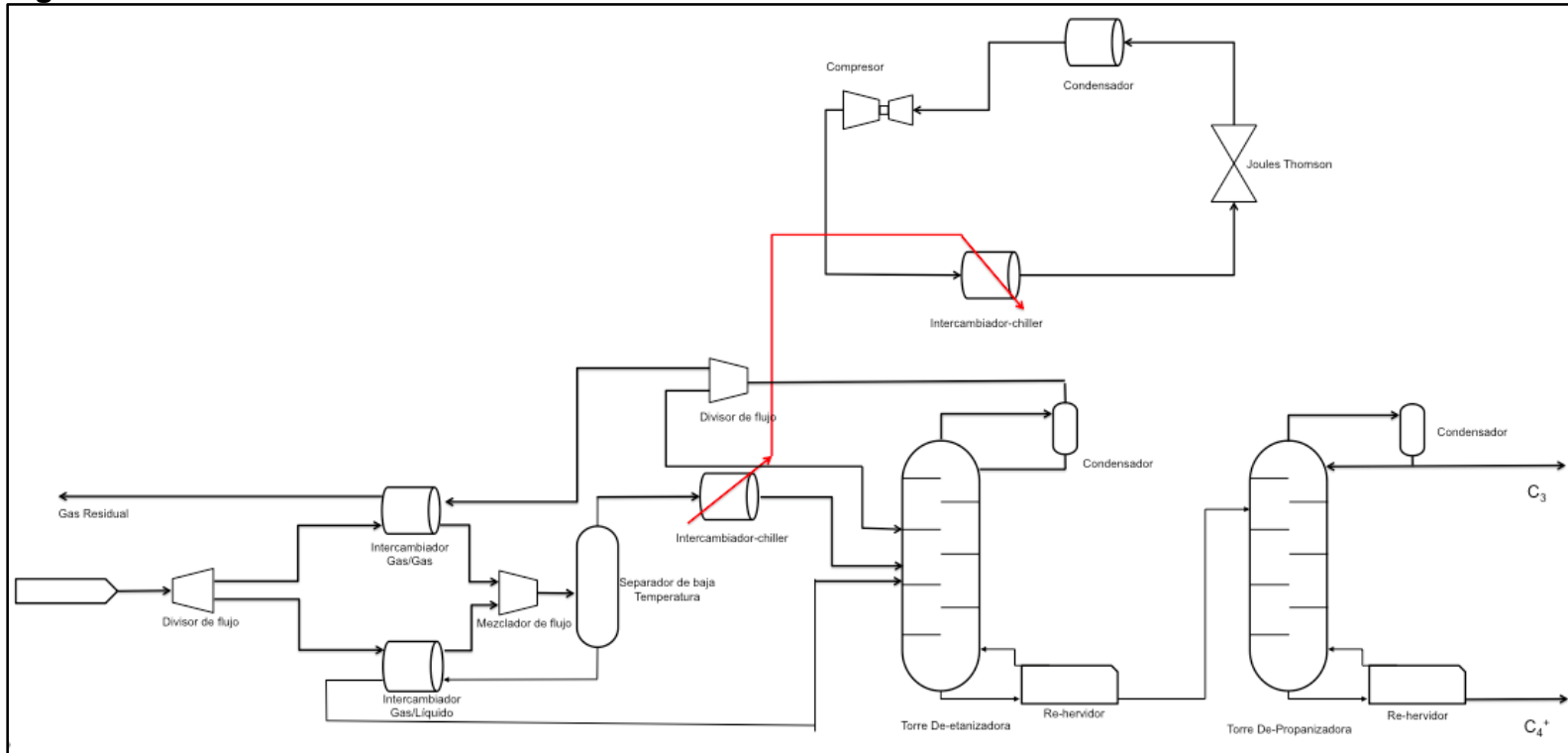
Figura 29. Diseño 5.



4.3.6 Diseño 6. El Diseño 6 es una modificación del tercer diseño desarrollado. En este, se realiza un reflujo del producto de cima de la torre De-etanizadora, donde la mitad de la corriente se redirige a la misma torre, y la otra mitad es utilizada como fuente de enfriamiento para el intercambiador gas/gas.

La modificación al Diseño 3 descrita anteriormente se muestra en la **Figura 30**.

Figura 30. Diseño 6.



5. SIMULACIÓN DEL DISEÑO DEL PROCESO DE FRACCIONAMIENTO

Este capítulo describe el proceso para llevar a cabo las simulaciones necesarias para evaluar de manera técnica los diseños desarrollados en el capítulo anterior. También se evalúan los resultados obtenidos de las simulaciones realizadas.

Para el objetivo planteado se hizo uso del procesador **Aspen HYSYS®** V 8.8, cuya utilización fue posible gracias a la empresa patrocinadora del proyecto, Equion Energía Ltd.

A continuación, se explica el funcionamiento del simulador **Aspen HYSYS®**.

5.1 ASPEN HYSYS®

Para la simulación de procesos necesaria en este trabajo, es imprescindible el uso de una herramienta informática capaz de permitir modelar procesos químicos (en este caso petro-químicos) mediante la ayuda de un software.

En este caso, la herramienta a trabajar es el simulador **Aspen HYSYS®** de la compañía Aspen Technology, Inc.

El uso de **Aspen HYSYS®** se centra en la simulación de procesos en estado estacionario y dinámico, como los procesos que se trabajan en este proyecto.

Cuenta con herramientas que permiten al usuario estimar las propiedades físicas, balances de materia y energía, condiciones de equilibrio líquido-vapor, entre otros procesos de ingeniería química.

Es importante tener en cuenta que este software no estima parámetros de diseño específicos, por ejemplo, el número de platos contactores en una torre de deshidratación por glicoles. El programa es una herramienta que permite simular procesos que han sido diseñados con anterioridad. Sin embargo, la herramienta se puede usar como evaluadora de diferentes diseños para la estimación del proceso con mayor eficiencia.

5.1.1 Base de Datos¹⁴: El simulador **Aspen HYSYS®** cuenta con una amplia base de datos que contiene elementos importantes para el proceso a simular, tales como:

- Más de 1500 componentes sólidos, líquidos y gaseosos.
- Las propiedades físico-químicas de las sustancias puras.
- Parámetros de interacción binaria para el cálculo del coeficiente de actividad.
- Electrolitos.

¹⁴ Aspen HYSYS. [En línea]. Disponible en: <<<http://www.aspentech.com/products/aspen-hysys/>...Mayo 12, 2017>>

5.1.2 Caracterización de Fracciones del Petróleo y Gas. Para el proceso a llevar a cabo en este trabajo, **Aspen HYSYS®** cuenta en su base de datos con información primordial como:

- Correlaciones específicas para fracciones livianas y pesadas.
- Modelos de interconversión de curvas de destilación.
- Propiedades de diferentes crudos y gases naturales a partir de datos experimentales
- Valores aproximados de equipos.

5.1.3 Operaciones Unitarias. **Aspen HYSYS®** posee una integración gráfica que permite modelar más de 40 diferentes operaciones unitarias. Algunas de estas son:

- Acumuladores Flash
- Columnas de destilación
- Columnas de extracción
- Reactores continuos y Batch
- Compresores
- Turbinas
- Bombas
- Intercambiadores de calor
- Separador
- Mezcladores
- Controladores
- Tuberías
- Válvulas de bloqueo y control

5.2 UTILIZACIÓN DEL SOFTWARE ASPEN HYSYS PARA LA SIMULACIÓN DEL DISEÑO DEL PROCESO DE FRACCIONAMIENTO DEL GAS NATURAL

Para iniciar la simulación de los diseños desarrollados se abre el programa **Aspen HYSYS**® V 8.8 y lo primero que se debe realizar es la selección de los componentes involucrados en el proceso de separación. Para ello se ingresa a la ventana de *component list*, los componentes deben ser ingresados como puros. Una vez realizado este paso, se procede a seleccionar el modelo termodinámico que se ajuste a la naturaleza que presentan los componentes. En este caso, el modelo seleccionado es *Peng-Robinson*. Para llegar a esta selección, es necesario el uso del *Árbol de Decisiones*¹⁵.

El modelo termodinámico en el programa se ingresa seleccionando la venta de *Fluid Packages*. Posteriormente, se ingresa el ambiente de simulación en la ventana *Simulation*. En esta ventana se ingresan las operaciones unitarias del proceso, cuya distribución varía dependiendo del diseño a evaluar.

Para la descripción de los procesos y la utilización de gráficas, a continuación, se muestra la **Figura 31**, donde se encuentran las convenciones necesarias para entender las figuras de los diseños con mayor facilidad.

5.2.1. Descripción del Diseño 1. Para iniciar la simulación, se crea la corriente de alimentación del proceso, que ya se encuentra caracterizada. A la corriente llamada "Gas de Entrada" se le dan las propiedades con las que va a ingresar al sistema (temperatura=120.1 °F, presión=1015 Psia, Caudal=120 MMSCFD) y su composición ajustada removiendo las impurezas (N₂ y CO₂), la cual se muestra en la siguiente tabla.

Tabla 4. Composición ajustada del gas natural de los Campo Floreña y Pauto, expresada en porcentajes.

COMPUESTO	PORCENTAJE ORIGINAL	PORCENTAJE AJUSTADO
Metano	78.37	81.70
Etano	8.38	8.74
Propano	5.08	5.30
i-Butano	1.22	1.27
n-Butano	1.42	1.48
i-Pentano	0.51	0.53
n-Pentano	0.38	0.40
Hexano	0.33	0.34
C ₇ - C ₁₀	0.23	0.24

Fuente. Equion Energía Ltd.

¹⁵ CARLSON, Eric C. Don't Gamble With Physical Properties For Simulations. En Chemical Engineering Progress. Octubre, 1996, p. 36.

Luego se crea un divisor de flujo TEE-101, que divide la corriente de manera equitativa, esto con el fin de disminuir las cargas térmicas en los siguientes equipos; dos intercambiadores de calor, uno gas/gas (E-100) y uno gas/líquido (E-101). Después se crea un mezclador MIX-101, que une las corrientes salientes de los intercambiadores de calor. La corriente resultante del mezclador se envía hacia un nuevo equipo; la columna flash V-100. En esta etapa del proceso se realiza la primera separación del gas; una separación física que entrega un producto líquido y uno gaseoso.

Para el producto líquido se crea una válvula de estrangulamiento VLV-100, y la corriente saliente de éste se conecta con el equipo E-101, que fue creado previamente. Para la corriente calentada en el intercambiador de calor se crea una nueva válvula, VLV-101, y para corriente que sale de dicha válvula se crea la primera torre de fraccionamiento del proceso; el De-etanizador.

Para el producto gaseoso del equipo V-100, se crea una nueva válvula llamada VLV-102, que enfría la corriente y luego la envía al equipo De-etanizador.

El producto de cima del De-etanizador, que es una corriente gaseosa, se conecta con el equipo (E-100), y es utilizado como fuente de enfriamiento para la corriente que pasa por este equipo en primera instancia.

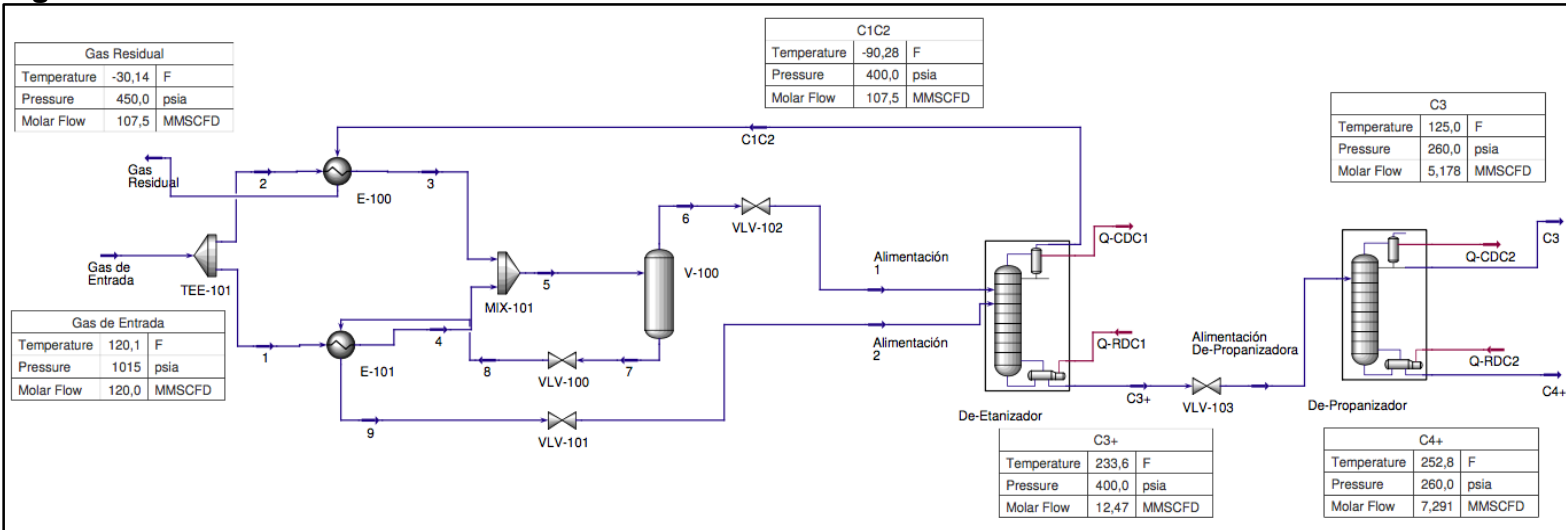
El producto de fondo del De-etanizador, que es una mezcla, se envía a una nueva válvula (VLV-103), y posteriormente se conecta con el último equipo que se crea en este diseño, el De-propanizador.

Las corrientes resultantes, de cima y de fondo, del De-propanizador, son C_3 y C_4^+ , respectivamente.

Lo anteriormente descrito se evidencia en la **Figura 31**.

Las **Figuras 31-36** se presentan en un tamaño mayor en los Anexos.

Figura 31. Simulación del Diseño 1.



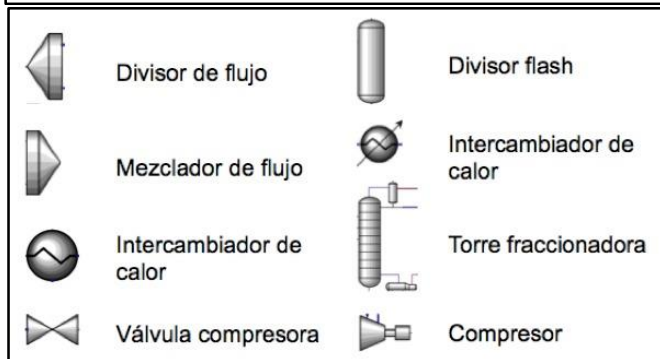
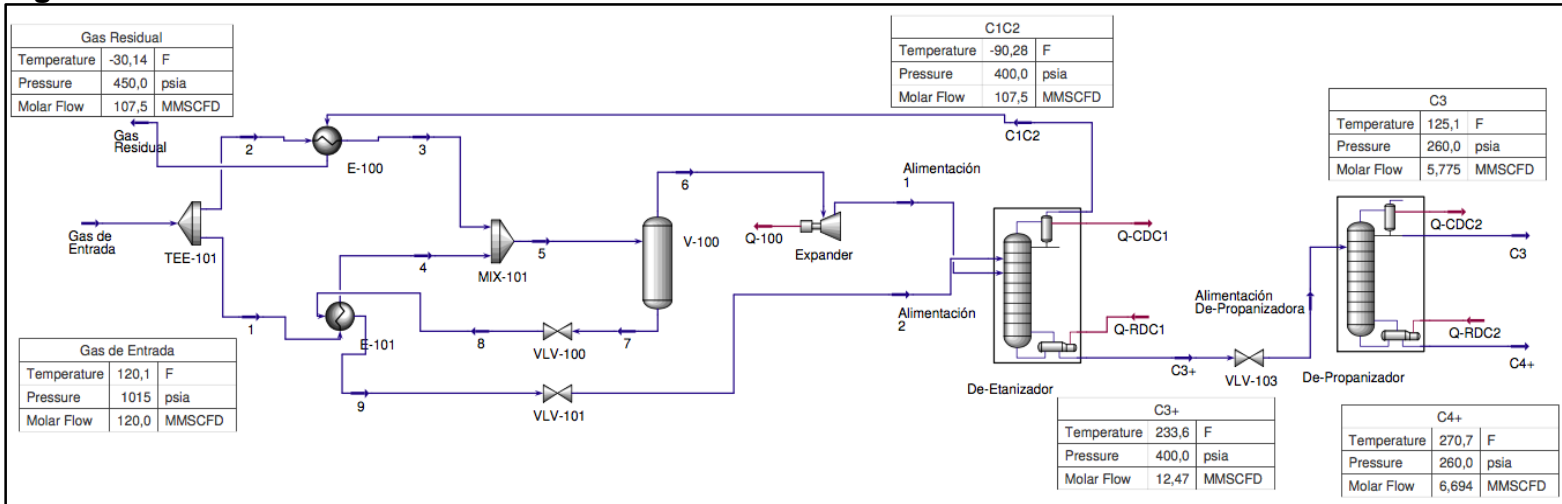
5.2.2. Descripción del Diseño 2. El Diseño 2 del proyecto cuenta con el mismo proceso para el fraccionamiento del gas del Diseño 1, con la diferencia localizada en la etapa del enfriamiento previa al equipo De-etanizador.

En este diseño, en lugar de utilizar una válvula de estrangulamiento, se utiliza un equipo Turbo-expander, que logra un enfriamiento más eficiente del gas que éste recibe.

Para insertarlo al diseño, se usa como base la simulación utilizada en el Diseño 1, eliminando la válvula VLV-102 y ubicando en su lugar el equipo Expander.

Después de la modificación en la etapa de enfriamiento, el esquema del Diseño 2 resulta como se muestra en la **Figura 32**.

Figura 32. Simulación del Diseño 2.



5.2.3. Descripción del Diseño 3. Este diseño es una nueva modificación al Diseño 1, radicando sus diferencias en la etapa de enfriamiento, nuevamente.

En el presente diseño, el enfriamiento de la corriente gaseosa que va a entrar al equipo De-etanizador se lleva a cabo con un equipo Chiller.

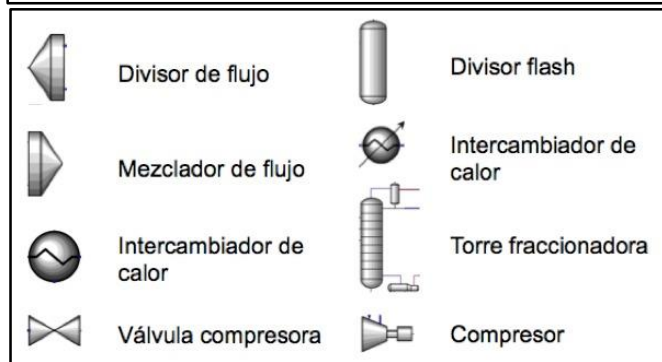
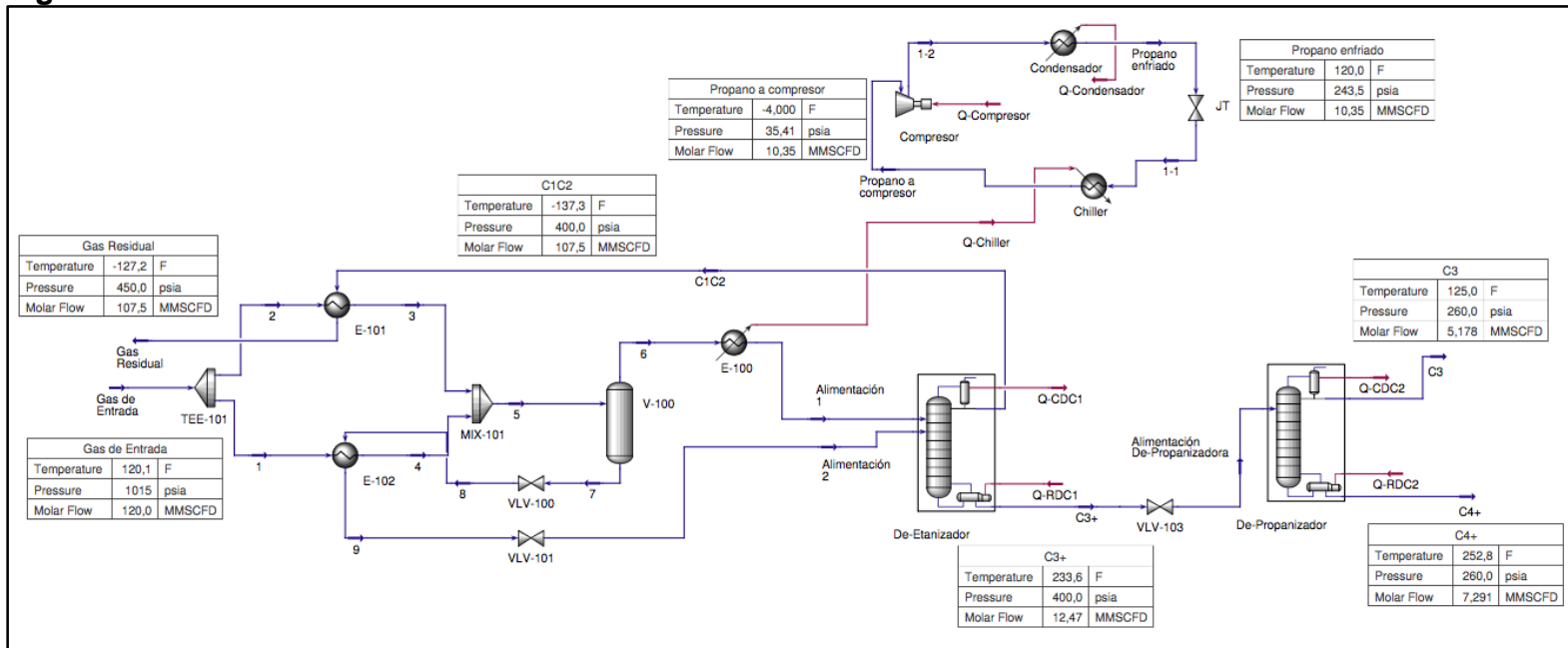
El equipo Chiller es un circuito cerrado que utiliza Propano para lograr el enfriamiento de la corriente deseada. Este equipo cuenta con 4 unidades diferentes: un compresor, una válvula de estrangulamiento Joule Thomson, un condensador y un intercambiador de calor. Los cuatro equipos se encuentran en la paleta de equipos del simulador **Aspen HYSYS®**.

Para incluirlo en la simulación, se toma como base la simulación del Diseño 1, nuevamente. Se debe eliminar la válvula VLV-102 y en su lugar ubicar el equipo enfriador (cooler) E-100. Luego, de manera ajena al sistema ya creado, se crea el circuito cerrado de Propano. Para esto, se ubica un equipo Chiller conectado a un Compresor. La corriente saliente del Compresor se debe conectar a un Condensador, que a su vez entrega una corriente a una nueva válvula (JT). La corriente proveniente del equipo JT es conectada al equipo Chiller para cerrar el circuito. Para lograr que se simule el enfriamiento, se deben conectar las fuentes de energía de los equipos Chiller y E-100.

NOTA: En este diseño, el intercambiador gas/gas y el intercambiador gas/líquido se encuentran como E-101 y E-102, respectivamente.

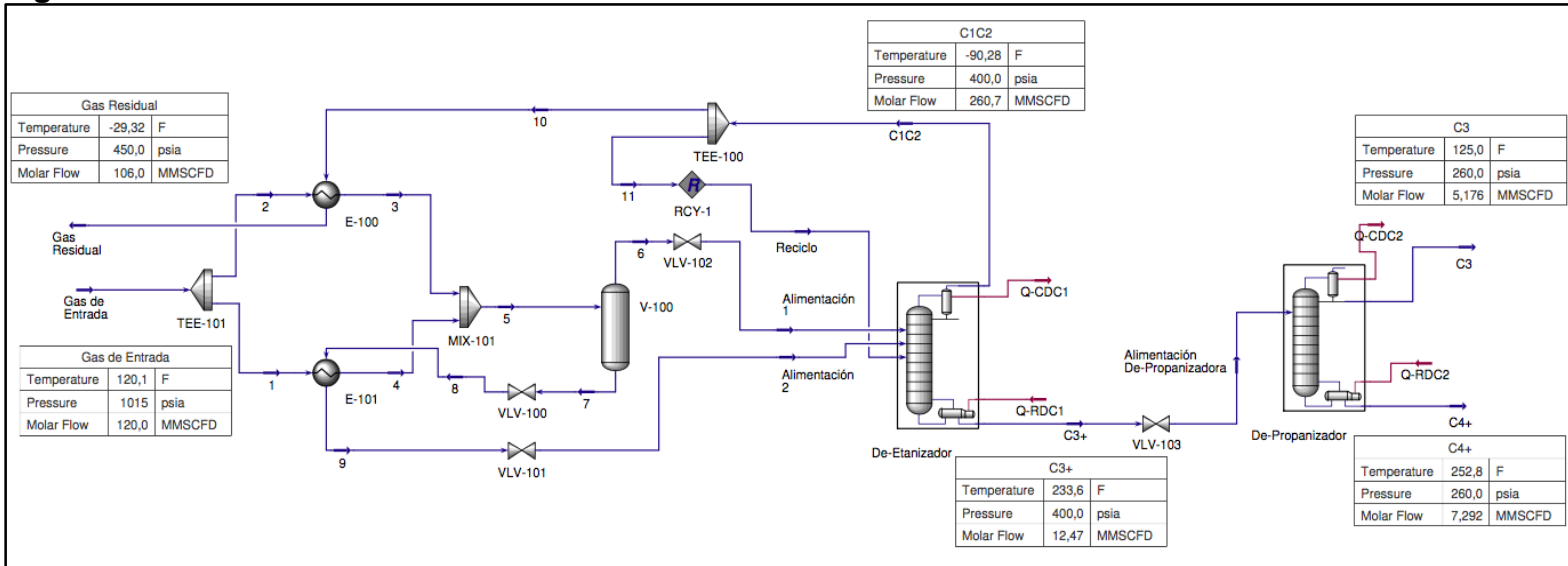
El proceso anteriormente descrito se muestra en la **Figura 33**.

Figura 33. Simulación del Diseño 3.



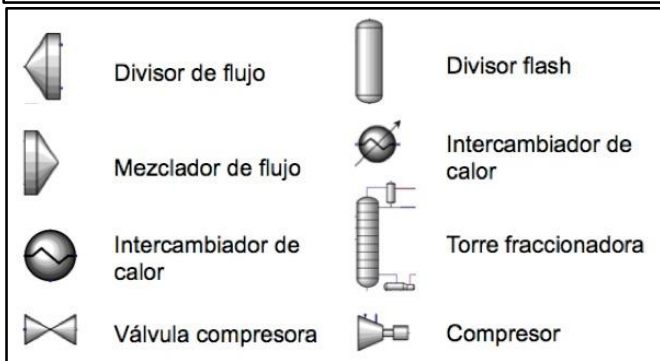
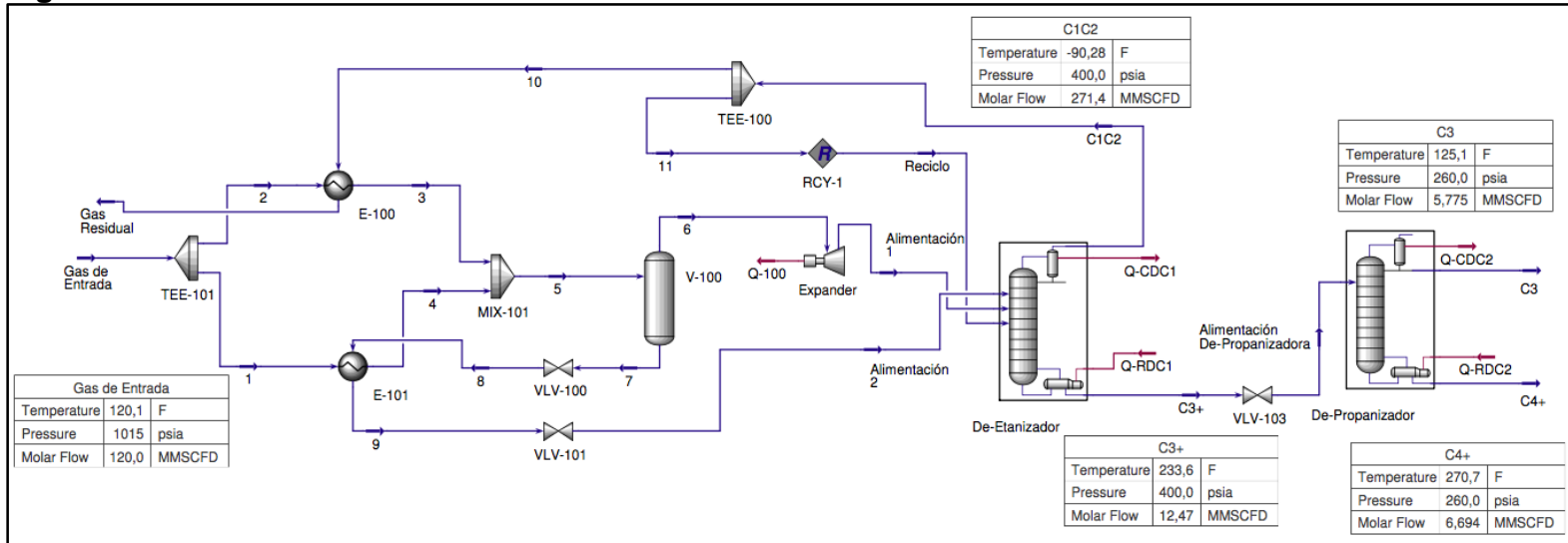
5.2.4. Descripción del Diseño 4. Este diseño es una alteración al Diseño 1, pero a diferencia de las modificaciones anteriores, la restructuración del diseño no se presenta en la etapa de enfriamiento, sino en la etapa de la utilización del producto de cima del equipo De-etanizador. En el presente diseño, se crea un divisor de flujo TEE-100, que tiene como finalidad repartir equitativamente la corriente de cima proveniente el equipo De-etanizador. Una de las corrientes resultantes se envía al equipo E-100 para ser utilizada como fuente de enfriamiento, mientras que la corriente restante se envía al De-etanizador como una corriente de reciclo. La **Figura 34** muestra de manera gráfica lo descrito anteriormente.

Figura 34. Simulación del Diseño 4.



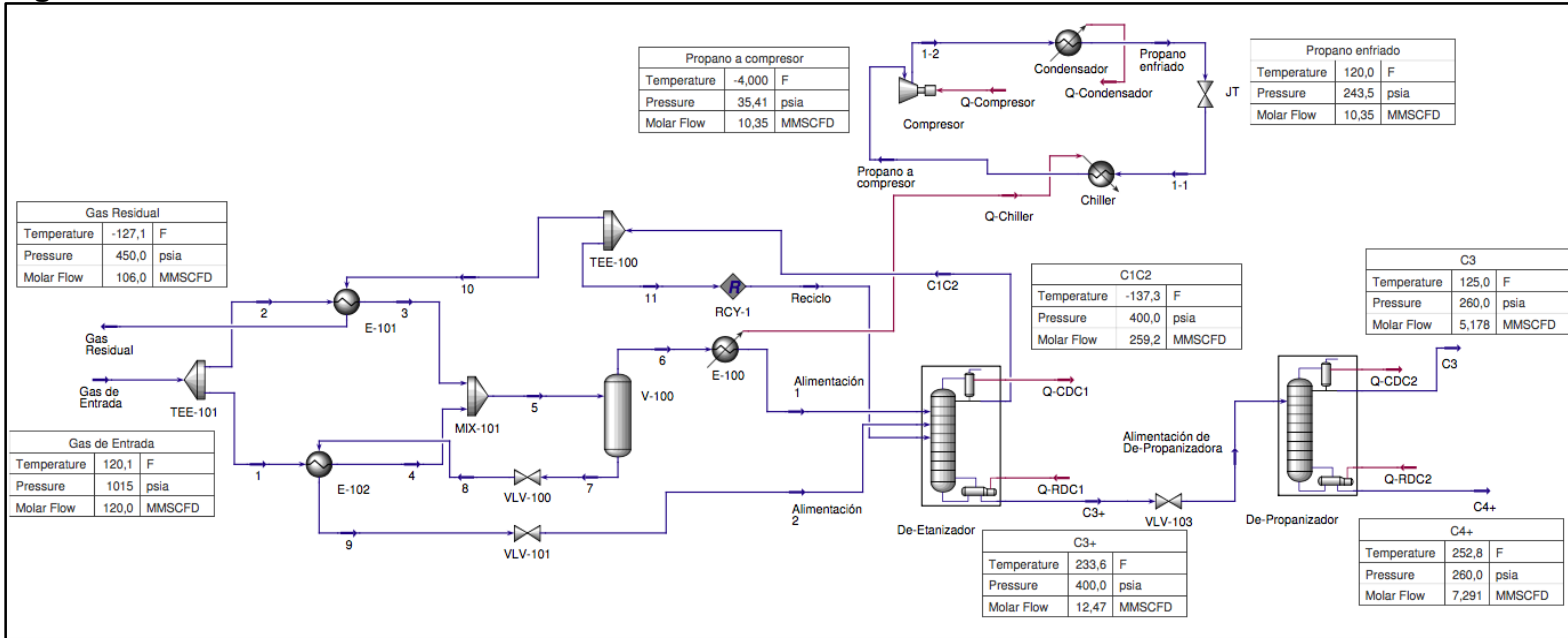
5.2.5. Descripción del Diseño 5. Este diseño se presenta como una modificación al Diseño 4 en su etapa de enfriamiento. Para la simulación del presente diseño se toma como base la simulación del Diseño 4 y se procede a eliminar el equipo VLV-102, reemplazándolo por un equipo Turbo-Expander, que busca proporcionar un enfriamiento mas eficiente a la corriente gaseosa que se envía al equipo De-etanizador. La **Figura 35** muestra la simulación final del Diseño 5.

Figura 35. Simulación del Diseño 5.



5.2.6. Descripción del Diseño 6. Este diseño se caracteriza por ser una modificación al diseño inmediatamente anterior. La modificación presentada se ubica en la etapa de enfriamiento previa al ingreso de la corriente gaseosa al equipo De-etanizador. En el simulador, se debe eliminar el equipo Turbo-Expander y reemplazarlo por el diseño de Chiller de la misma manera descrita en la modificación de la misma etapa del Diseño 3. Esto da como resultado un diseño equipado con una etapa de enfriamiento por Chiller en lugar de una etapa con Turbo-Expander. En la **Figura 36** se muestra el resultado final en el simulador **Aspen HYSYS®** del Diseño 6.

Figura 36. Simulación del Diseño 6.



Luego de realizar los diseños, se procede a evaluar la producción de los mismos llevando a cabo cambios en las condiciones de presión bajo las que trabaja el equipo De-etanizador, esto bajo pedido de Equion Energía Ltd. Los resultados de las sensibilidades realizadas a las diferentes simulaciones se presentan en la **Tabla 5**.

Tabla 5. Resultados de las sensibilidades realizadas a los 6 diseños.
Presión De-Etanizadora (Psi)

		300	350	400
Diseño	Producto	Caudal (MMSCFD)		
1	C1 y C2	107.5	107.5	107.5
	C3	5.725	5.714	5.179
	C4+	6.744	6.754	7.289
2	C1 y C2	107.5	107.5	107.5
	C3	5.78	5.778	5.775
	C4+	6.688	6.69	6.694
3	C1 y C2	107.5	107.5	107.5
	C3	4.615	4.789	5.18
	C4+	7.854	7.68	7.288
4	C1 y C2	106	106	106
	C3	4.614	4.789	5.173
	C4+	7.855	7.679	7.296
5	C1 y C2	106	106	106
	C3	5.78	5.778	5.775
	C4+	6.688	6.69	6.694
6	C1 y C2	106	106	106
	C3	4.615	4.79	5.186
	C4+	7.854	7.679	7.283

Como se ve en los resultados de la **Tabla 5**, al reducir la presión de operación del equipo De-etanizador, las cantidades de los productos finales de C₃ y C₄⁺, que son los productos importantes para el proceso, cambian.

Para el Diseño 1, cuando se disminuye la presión de operación en 50 Psia, la variación en la producción de Propano se presenta como un aumento del 10,33% y la producción de C₄⁺ disminuye en 7,33%. Por otro lado, cuando se lleva la presión a 300 Psia en el mismo equipo, la variación en producción de C₃ y C₄⁺ se establece en un aumento de 10,54% y una disminución de 7,48%, respectivamente.

Con respecto al Diseño 2, las variaciones de producción se establecen como máximas son de 0,08% para el C₃ y de 0,09% para el C₄⁺, lo que significa una variación muy baja en la producción.

Las variaciones de presión en el Diseño 3, cuando ésta es bajada 50 Psia, representan una disminución de 7.55% de la producción para el C₃, y un aumento de 5.38% en el C₄⁺. Para la disminución de presión del equipo De-etanizador hasta 300 Psia, los resultados de disminución y aumento se replican aumentando los porcentajes; la producción de C₃ disminuye 10.98%, y la producción de C₄⁺ aumenta 7,77%.

Para el Diseño 4, la disminución de la presión de operación del equipo De-etanizador hasta 350 Psia produce una disminución en la producción de C₃ de 7,42%, y un aumento de la producción de C₄⁺ de 5,25%. Sin embargo, la disminución de la presión hasta 300 Psia representa una variación mayor en la producción del Diseño 4. Se produce 10,81% menos de C₃, y 7,66% más de C₄⁺. Los Diseños 5 y 6 presentan variaciones en la producción iguales a las encontradas en los Diseños 2 y 3, respectivamente.

Sin embargo, a pesar de que algunos de los diseños presenten variaciones significativas en su producción de C₃ y C₄⁺, se toma la decisión de trabajar con la presión original del equipo De-etanizador (400 Psia) debido a que, bajo dichas condiciones de trabajo, los productos finales presentan un mayor grado de pureza, lo que facilita su comercialización.

NOTA: Todos los porcentajes anteriormente analizados se calculan respecto a las cantidades entregadas por cada diseño cuando la presión de operación del equipo De-etanizador es de 400 Psia.

Para efecto de los cálculos a realizar, en la **Tabla 6** se muestran las cantidades producidas por cada diseño en MMSCFD y bbl/d, cuando la presión del equipo De-etanizador es de 400 Psia.

Tabla 6. Producción final por diseño en MMSCFD y bbl/d.

Diseño	Producto	MMSCFD	bbl/d
1	C ₃	5.179	3,380
	C ₄ ⁺	7.289	5,993
2	C ₃	5.775	3,771
	C ₄ ⁺	6.694	5,615
3	C ₃	5.18	3,380
	C ₄ ⁺	7.288	5,993
4	C ₃	5.173	3,380
	C ₄ ⁺	7.296	5,993
5	C ₃	5.775	3,771
	C ₄ ⁺	6.694	5,615
6	C ₃	5.186	3,381
	C ₄ ⁺	7.283	5,992

6. SITUACIÓN ACTUAL DE LA DISTRIBUCIÓN DEL GAS

En este capítulo se evalúan tanto la infraestructura presente para el transporte del gas producido en la zona del Piedemonte Llanero de Colombia, como las condiciones en las que el mismo se está transportando.

El Piedemonte llanero es una de las zonas de mayor producción de gas en Colombia, donde se encuentran los campos Cusiana y Cupiagua operados por Ecopetrol S.A., y Floreña y Pauto, operados por Equion Energía Ltd. Estos campos producen alrededor de 1600 MMSCFD, lo que representa cerca del 50% de la producción nacional.

En la zona de Piedemonte, se cuenta con líneas privadas de transporte de gas y gasoductos importantes como el de Cusiana-La Belleza, el cual tiene una longitud de 220 Km, más sus troncales, que cuentan con 186 Km aproximadamente; diámetros que varían entre 20, 8, 6 y 4 pulgadas, y una capacidad de 392 MMSCFD. Este gasoducto es operado por la Transportadora de Gas Internacional TGI.

Por otro lado, se encuentra el gasoducto Cusiana-Apiay-Usme, el cual tiene una longitud de 409 Km, diámetros de 12, 10 y 6 pulgadas y una capacidad 13,6 MMSCFD.

Por último, se encuentra el gasoducto de Coinogas S.A. con una longitud de 15 Km, diámetro de 6 pulgadas y una capacidad de 17 MMSCFD.

En la **Figura 37** se muestran los gasoductos anteriormente mencionados.

Figura 37. Gasoductos en el Piedemonte Llanero Colombiano.



Fuente: Ecopetrol S.A. [En línea]. Disponible en: http://www.ecopetrol.com.co/especiales/Mapa_gasoductos_campos_gas.pdf septiembre de 2017. Modificada por los autores.

Para los campos de interés, Floreña y Pauto, el gas producido tiene dos finalidades: la primera es la reinyección para mantener la presión del yacimiento. Para esto, se utiliza el 70% de la producción total de los campos. Del 30% restante, el 1.5% es enviado hacia Yopal usando el gasoducto de la empresa Coinogas S.A., donde su propósito principal es suplir las necesidades domésticas de la población local. El otro 8.5%, es enviado a la central termoeléctrica Termoyoapal S.A haciendo uso de un gasoducto privado. El gas restante (20%) está destinado para el desarrollo del presente proyecto.

De la capacidad de transporte del gasoducto de Coinogas S.A., anteriormente mencionada, Equion Energía Ltd, hace uso de 10 MMSCFD.

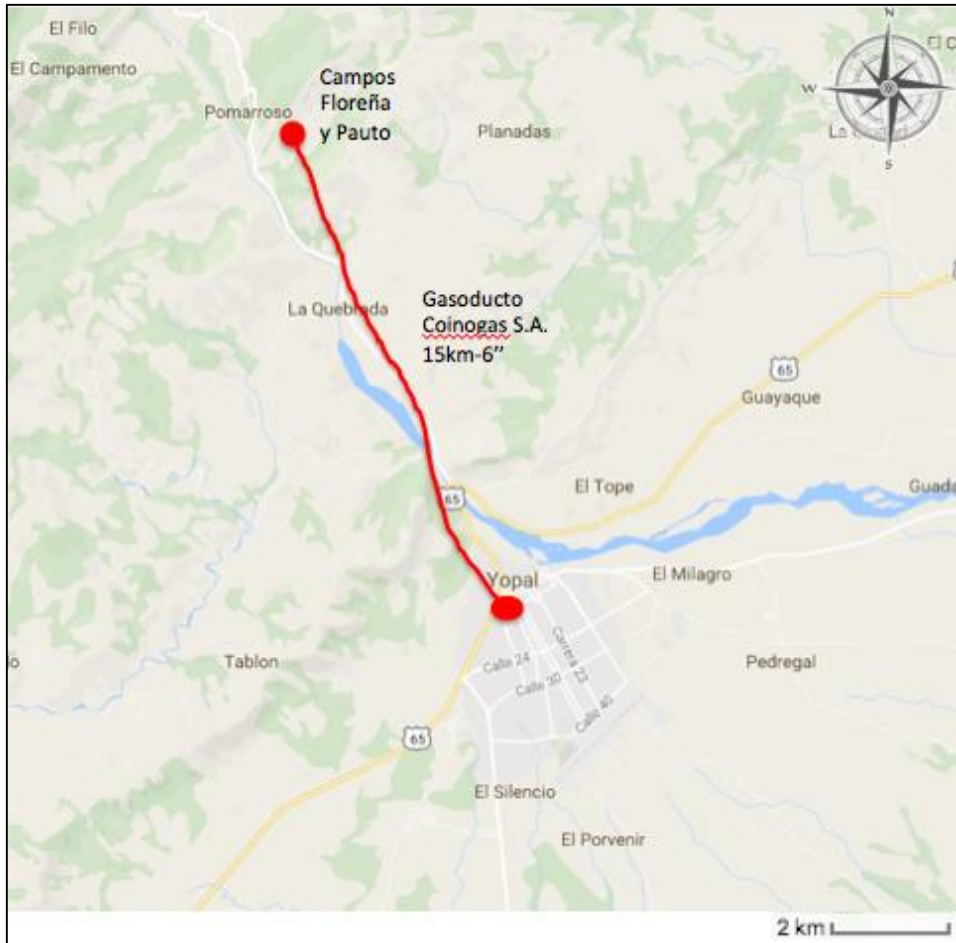
En las **Figuras 38 y 39** se muestran la ubicación del gasoducto en relación con la red nacional de gasoductos, y la red de distribución del gas desde los Campos Floreña y Pauto, respectivamente.

Figura 38. Ubicación del gasoducto de Coinogas S.A. con respecto a la red nacional de gasoductos.



Fuente: Transportadora de Gas Internacional [En línea]. Disponible en: <http://www.tgi.com.co/index.php/es/nuestra-operacion/mapa-red-nacional-de-gasoductos/gasoducto-morichal-yopal> . Consultado en: septiembre de 2017. Modificada por los autores.

Figura 39. Red de distribución del gas desde los Campos Floreña y Pauto.



Fuente: Google Maps. Modificado por los autores.

Los parámetros de calidad del gas natural entregado por el gasoducto de Coingos S.A. son los siguientes:

- Presión de entrega: 1200 Psia
- Temperatura máxima de entrega: 120° F
- Poder calorífico bruto: 950-1290 BTU/ft³
- Contenido de H₂S: Menos o igual a 3 ppm
- Contenido de CO₂: Entre 2-7%
- Contenido de N₂: Menor o igual a 3%
- Contenido de agua: Menor a 8,5 lbs/MPC

Otra forma de distribución de gas natural, son los gasoductos virtuales. Estos originan su funcionamiento en conceptos de diseño totalmente modulares, permitiendo que su montaje e instalación se haga de forma práctica, rápida y económica.

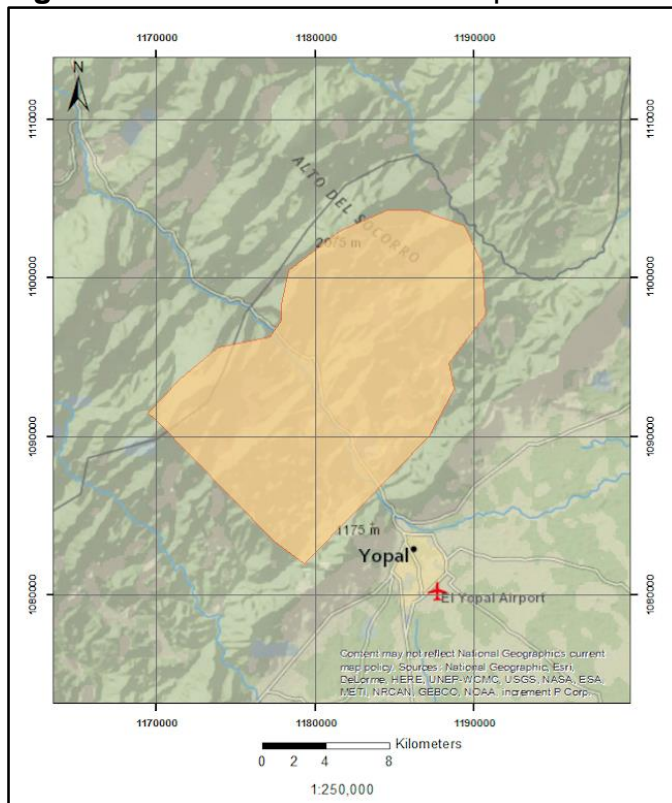
Nacen de la necesidad de llegar hasta lugares lejanos de la geografía nacional, donde resulta muy complicado y costoso construir un gasoducto terrestre de tubería convencional. De tal forma, este recurso permite que, por carretera y en vehículos adecuados para ello, se transporte el combustible.

Aunque en la zona del Piedemonte Llanero no sean necesarios para la distribución de gas natural, ya que la zona cuenta con gasoductos que suplen la demanda, estos sirven para la distribución de productos como el GLP y el butano, productos que se obtienen en el proyecto.

Para el transporte de GLP, se utilizan vehículos adecuados para mantener la presión y temperatura que requiere el componente con el fin de no pasar a estado gaseoso.

Los Campos Floreña y Pauto cuentan con vías terrestres que se conectan con la malla vial Colombiana. En la **Figura 40** se muestra la vía desde los Campos hasta el municipio de Yopal.

Figura 40. Vía terrestre a los Campos Floreña y Pauto.



Fuente: Mapa de tierras de la ANH. Modificada por los autores.

7. ANÁLISIS FINANCIERO

El gas natural, tal como lo utilizan los consumidores, es muy diferente del gas natural que se transporta desde el subsuelo hasta la cabeza del pozo. Aunque el procesamiento del gas natural es en muchos aspectos menos complicado que el procesamiento y el refinado del petróleo crudo, es igualmente necesario antes de su uso por los usuarios finales. Los Campos Floreña y Pauto, ubicados en el Piedemonte Llanero de Colombia, extraen 570 MMSCFD, donde el 8.5% del gas producido está siendo enviado una parte hacia el municipio de Yopal, en el mismo departamento del Casanare con dos finalidades principales; consumo doméstico e industrial y otra parte para la alimentación de para la central térmica Termoyopal S.A. El proyecto a realizar evalúa la posibilidad de procesar el gas extraído para lograr su comercialización.

Para evaluar la viabilidad financiera del fraccionamiento del gas natural producido en el Piedemonte Llanero de Colombia, desde el punto de vista de una empresa operadora, se hace uso de los indicadores financieros Valor Presente Neto (VPN) y Tasa Interna de Retorno (TIR). Se evaluarán los seis diseños de plantas de fraccionamiento realizados con el simulador **Aspen HYSYS®**, utilizando el dólar estadounidense (USD) como unidad monetaria de valor constante y una Tasa de Interés de Oportunidad (TIO) del 17% efectivo anual (EA) de la empresa Equion Energía Ltd. para un horizonte de tiempo de 10 años, con periodos anuales, realizando un análisis de costos de inversión, costos de operación e ingresos para cada diseño.

7.1 ANÁLISIS DE COSTOS DE INVERSIÓN (CAPEX)

Los costos que se deben tener en cuenta para la inversión, se determinan por el concepto CAPEX o costos de capital el cual se define como "la cantidad que se gasta para adquirir o mejorar los activos productivos, con el fin de aumentar la capacidad o eficiencia de una empresa".¹⁶

Para cada diseño que se evalúa en este proyecto, la inversión se hace en el periodo cero. En el análisis de inversión de cada diseño se tiene un costo definido como equipos nacionales, en los que se comprenden:

- Sistema contra incendio
- Sistema de detección (gas e incendios)
- Válvulas y tuberías
- Estación de carga
- Tanques de almacenamiento
- Sistemas de medición

¹⁶ ENCICLOPEDIA FINANCIERA. [En línea]. 2013 [Citado el 28 de Agosto de 2017] Disponible en <<<http://www.encyclopediainanciera.com/definición-capex.html>>>

- Sala de control

Adicionalmente, los siguientes equipos se establecen como equipos de apoyo:

- Instrumentación
- Generador de gas
- Generador de Backup (Diesel)
- Cromatógrafo

Además, se deben tener en cuenta los costos por transporte desde Cartagena hasta los campos de interés, junto con los costos por obras civiles. Todos los costos anteriormente mencionados se asumirán como constantes para todos los diseños establecidos en el proyecto, y se muestran en la **Tabla 7**.

Tabla 7. Costos por actividad.

DESCRIPCIÓN	USD
Costos de Transporte	93,000
Costos Equipos Nacionales	8,500,000
Costos Equipos de Apoyo	5,400,000
Obras Civiles	12,000,000
TOTAL	25,993,000

Fuente. Equion Energía Ltd.

7.1.1 Diseño 1. Se analizan los costos de inversión para el Diseño 1, el cual hace referencia al fraccionamiento de gas natural con equipo de enfriamiento Joule Thomson.

En la **Tabla 8** se presentan los costos del Diseño 1.

Tabla 8. Costos Diseño 1.

NOMBRE	EQUIPO	COSTO (USD)	COSTO NACIONALIZADO (USD)	WEIGHT (LBS)	WEIGHT (KG)	COSTO INSTALACIÓN (USD)	COSTOS TOTALES (USD)
Condenser De-Etanizadora	Condensador De-Etanizadora	851,900	1,150,065	191,000	86,636	1,279,182	2,429,247
Condenser De-Propanizadora	Condensador De-Propanizadora	425,000	573,750	92,000	41,730	616,150	1,189,900
E-100	Intercambiador 1	167,600	226,260	323,000	146,510	2,163,223	2,389,483
E-101	Intercambiador 2	94,500	127,575	245,000	111,130	1,640,835	1,768,410
Main De-Etanizadora	Torre De-Etanizadora	687,700	928,395	183,700	83,325	1,230,291	2,158,686
Main De-Propanizadora	Torre De-Propanizadora	672,500	907,875	178,700	81,057	1,196,805	2,104,680
Reboiler De-Eta	Rehervidor De-Etanizadora	851,900	1,150,065	191,000	86,636	1,279,182	2,429,247
Reboiler De-Pro	Rehervidor De-Propanizadora	425,000	573,750	92,000	41,730	616,150	1,189,900
V-100	Separador	126,000	170,100	23,600	10,705	158,056	328,156
VLV-100	Válvula de control 1	17,000	22,950	24,700	11,204	165,423	205,923
VLV-101	Válvula de control 2	17,000	22,950	24,700	11,204	165,423	188,373
VLV-102	Joule Thomson 1	30,000	40,500	24,700	11,204	165,423	188,373
VLV-103	Válvula de control 3	17,000	22,950	24,700	11,204	165,423	188,373
TOTAL		4,383,100	5,917,185	1,618,800	734,275	10,841,566	16,758,751

Fuente. Equion Energía Ltd. y Aspen HYSYS®.

Los costos de inversión del Diseño 1, sumando los totales de Costos nacionalizado, Costo Instalado, Costos constantes entre diseño y aplicando un porcentaje sugerido de seguridad denominado Unallocated Provision (UAP) de 35% sobre los costos por actividad y diseño, se muestran en la **Tabla 9**.

Tabla 9. Costos de inversión Diseño 1.

PERIODO (AÑO)	COSTOS POR ACTIVIDAD	COSTOS POR DISEÑO	UAP (35%)	USD
0	25,993,000	16,758,751	14,963,113	57,714,864

Fuente. Equion Energía Ltd. y Aspen HYSYS®.

7.1.2 Diseño 2. Se analizan los costos de inversión para el Diseño 2, el cual hace referencia al fraccionamiento de gas natural con equipo de enfriamiento Turbo-Expander.

En la **Tabla 10** se presentan los costos del Diseño 2.

Tabla 10. Costos Diseño 2.

NOMBRE	EQUIPO	COSTO (USD)	COSTO NACIONALIZADO (USD)	WEIGHT (LBS)	WEIGHT (KG)	COSTO INSTALACIÓN (USD)	COSTOS TOTALES (USD)
Condenser De-Etanizadora	Condensador De-Etanizadora	851,900	1,150,065	191,000	86,636	1,279,182	2,429,247
Condenser De-Propanizadora	Condensador De-Propanizadora	425,000	573,750	92,000	41,730	616,150	1,189,900
E-100	Intercambiador 1	167,600	226,260	323,000	146,510	2,163,223	2,389,483
E-101	Intercambiador 2	94,500	127,575	245,000	111,130	1,640,835	1,768,410
Main De-Etanizadora	Torre De-Etanizadora	687,700	928,395	183,700	83,325	1,230,291	2,158,686
Main De-Propanizadora	Torre De-Propanizadora	672,500	907,875	178,700	81,057	1,196,805	2,104,680
Reboiler De-Eta	Rehervidor De-Etanizadora	851,900	1,150,065	191,000	86,636	1,279,182	2,429,247
Reboiler De-Pro	Rehervidor De-Propanizadora	425,000	573,750	92,000	41,730	616,150	1,189,900
V-100	Separador	126,000	170,100	23,600	10,705	158,056	328,156
VLV-100	Válvula de control 1	17,000	22,950	12,400	5,625	83,046	105,996
VLV-101	Válvula de control 2	17,000	22,950	12,400	5,625	83,046	105,996
VLV-103	Válvula de control 3	17,000	22,950	12,400	5,625	83,046	105,996
Expander	Turbo-Expander	2,000,000	2,700,000	570,000	50,000	738,250	3,438,250
TOTAL		6,353,100	8,576,685	2,127,200	756,333	11,167,264	19,743,949

Fuente. Equion Energía Ltd. y Aspen HYSYS®.

Los costos de inversión del Diseño 2, sumando los totales de Costos nacionalizado, Costo Instalado, Costos constantes entre diseño y aplicando un porcentaje sugerido de seguridad denominado Unallocated Provision (UAP) de 35% sobre los costos por actividad y diseño se muestran en la **Tabla 11**.

Tabla 11. Costos de inversión Diseño 2.

PERIODO (AÑO)	COSTOS POR ACTIVIDAD	COSTOS POR DISEÑO	UAP (35%)	USD
0	25,993,000	19,743,949	16,007,932	61,744,881

Fuente. Equion Energía Ltd. y Aspen HYSYS®.

7.1.3 Diseño 3. Se analizan los costos de inversión para el Diseño 3, el cual hace referencia al fraccionamiento de gas natural con equipo de enfriamiento Chiller.

En la **Tabla 12** se presentan los costos del Diseño 3.

Tabla 12. Costos Diseño 3.

NOMBRE	EQUIPO	COSTO (USD)	COSTO NACIONALIZADO (USD)	WEIGHT (LBS)	WEIGHT (KG)	COSTO INSTALACIÓN (USD)	COSTOS TOTALES (USD)
Condenser De-Etanizadora	Condensador De-Etanizadora	851,900	1,150,065	191,000	86,636	1,279,182	2,429,247
Condenser De-Propanizadora	Condensador De-Propanizadora	425,000	573,750	92,000	41,730	616,150	1,189,900
E-100	Intercambiador 1	167,600	172,800	323,000	146,510	2,163,223	2,336,023
E-101	Intercambiador 2	94,500	116,100	245,000	111,130	1,640,835	1,756,935
Main De-Etanizadora	Torre De-Etanizadora	687,700	928,395	183,700	83,325	1,230,291	2,158,686
Main De-Propanizadora	Torre De-Propanizadora	672,500	907,875	178,700	81,057	1,196,805	2,104,680
Reboiler De-Eta	Rehervidor De-Etanizadora	851,900	1,150,065	191,000	86,636	1,279,182	2,429,247
Reboiler De-Pro	Rehervidor De-Propanizadora	425,000	573,750	92,000	41,730	616,150	1,189,900
V-100	Separador	126,000	170,100	23,600	10,705	158,056	328,156
VLV-100	Válvula de control 1	17,000	22,950	12,400	5,625	165,423	188,373
VLV-101	Válvula de control 1	17,000	22,950	12,400	5,625	165,423	188,373
JT	Joule Thomson 1	30,000	39,000	24,700	11,204	165,423	204,423
VLV-103	Válvula de control 3	17,000	22,950	12,400	5,625	165,423	188,373
Chiller	Chiller	2,800,000	3,780,000	300,000	136,078	2,009,186	5,789,186
TOTAL		7,183,100	9,630,750	1,881,900.00	853,614.77	12,850,752	22,481,502

Fuente. Equion Energía Ltd. y Aspen HYSYS®.

Los costos de inversión del Diseño 3, sumando los totales de Costos nacionalizado, Costo Instalado, Costos constantes entre diseño y aplicando un porcentaje sugerido de seguridad denominado Unallocated Provision (UAP) de 35% sobre los costos por actividad y diseño se muestran en la **Tabla 13**.

Tabla 13. Costos de inversión Diseño 3.

PERIODO (AÑO)	COSTOS POR ACTIVIDAD	COSTOS POR DISEÑO	UAP (35%)	USD
0	25,993,000	22,481,502	16,966,076	65,440,578

Fuente. Equion Energía Ltd. y Aspen HYSYS®.

7.1.4 Diseño 4. Se analizan los costos de inversión para el Diseño 4, el cual hace referencia al fraccionamiento de gas natural con equipo de enfriamiento Joule Thomson con reflujo.

En la **Tabla 14** se presentan los costos del Diseño 4.

Tabla 14. Costos Diseño 4.

NOMBRE	EQUIPO	COSTO (USD)	COSTO NACIONALIZADO (USD)	WEIGHT (LBS)	WEIGHT (KG)	COSTO INSTALACIÓN (USD)	COSTOS TOTALES (USD)
Condenser De-Etanizadora	Condensador De-Etanizadora	851,900	1,150,065	191,000	86,636	1,279,182	2,429,247
Condenser De-Propanizadora	Condensador De-Propanizadora	425,000	573,750	92,000	41,730	616,150	1,189,900
E-100	Intercambiador 1	167,600	226,260	323,000	146,510	2,163,223	2,389,483
E-101	Intercambiador 2	94,500	127,575	245,000	111,130	1,640,835	1,768,410
Main De-Etanizadora	Torre De-Etanizadora	687,700	928,395	183,700	83,325	1,230,291	2,158,686
Main De-Propanizadora	Torre De-Propanizadora	672,500	907,875	178,700	81,057	1,196,805	2,104,680
Reboiler De-Eta	Rehervidor De-Etanizadora	851,900	1,150,065	191,000	86,636	1,279,182	2,429,247
Reboiler De-Pro	Rehervidor De-Propanizadora	425,000	573,750	92,000	41,730	616,150	1,189,900
V-100	Separador	126,000	170,100	23,600	10,705	158,056	328,156
VLV-100	Válvula de control 1	30,000	40,500	24,700	11,204	165,423	205,923
VLV-101	Válvula de control 2	17,000	22,950	24,700	11,204	165,423	188,373
VLV-102	Joule Thomson 1	17,000	22,950	24,700	11,204	165,423	188,373
VLV-103	Válvula de control 3	17,000	22,950	24,700	11,204	165,423	188,373
Reflujo	Reflujo	90,000	121,500	22,000	9,979	147,340	268,840
TOTAL		4,473,100	6,038,685	1,640,800	744,254	10,988,907	17,027,592

Fuente. Equion Energía Ltd. y Aspen HYSYS®.

Los costos de inversión del Diseño 4, sumando los totales de Costos nacionalizado, Costo Instalado, Costos constantes entre diseño y aplicando un porcentaje sugerido de seguridad denominado Unallocated Provision (UAP) de 35% sobre los costos por actividad y diseño se muestran en la **Tabla 15**.

Tabla 15. Costos de inversión Diseño 4.

PERIODO (AÑO)	COSTOS POR ACTIVIDAD	COSTOS POR DISEÑO	UAP (35%)	USD
0	25,993,000	17,027,592	15,057,207	58,077,799

Fuente. Equion Energía Ltd. y Aspen HYSYS®.

7.1.5 Diseño 5. Se analizan los costos de inversión para el Diseño 5, el cual hace referencia al fraccionamiento de gas natural con equipo de enfriamiento Turbo-Expander con reflujo.

En la **Tabla 16** se presentan los costos del Diseño 5.

Tabla 16. Costos Diseño 5.

NOMBRE	EQUIPO	COSTO (USD)	COSTO NACIONALIZADO (USD)	WEIGHT (LBS)	WEIGHT (KG)	COSTO INSTALACIÓN (USD)	COSTOS TOTALES (USD)
Condenser De-Etanizadora	Condensador De-Etanizadora	851,900	1,150,065	191,000	86,636	1,279,182	2,429,247
Condenser De-Propanizadora	Condensador De-Propanizadora	425,000	573,750	92,000	41,730	616,150	1,189,900
E-100	Intercambiador 1	167,600	226,260	323,000	146,510	2,163,223	2,389,483
E-101	Intercambiador 2	94,500	127,575	245,000	111,130	1,640,835	1,768,410
Main De-Etanizadora	Torre De-Etanizadora	687,700	928,395	183,700	83,325	1,230,291	2,158,686
Main De-Propanizadora	Torre De-Propanizadora	672,500	907,875	178,700	81,057	1,196,805	2,104,680
Reboiler De-Eta	Rehervidor De-Etanizadora	851,900	1,150,065	191,000	86,636	1,279,182	2,429,247
Reboiler De-Pro	Rehervidor De-Propanizadora	425,000	573,750	92,000	41,730	616,150	1,189,900
V-100	Separador	126,000	170,100	23,600	10,705	158,056	328,156
VLV-100	Válvula de control 1	17,000	22,950	12,400	5,625	83,046	105,996
VLV-101	Válvula de control 2	17,000	22,950	12,400	5,625	83,046	105,996
VLV-103	Válvula de control 3	17,000	22,950	12,400	5,625	83,046	105,996
Expander	Turbo-Expander	2,000,000	2,700,000	570,000	50,000	738,250	3,438,250
Reflujo	Reflujo	90,000	121,500	22,000	9,979	147,340	268,840
TOTAL		6,443,100	8,698,185	2,149,200	766,312	11,314,604	20,012,789

Fuente. Equion Energía Ltd. y Aspen HYSYS®.

Los costos de inversión del Diseño 5, sumando los totales de Costos nacionalizado, Costo Instalado, Costos constantes entre diseño y aplicando un porcentaje sugerido de seguridad denominado Unallocated Provision (UAP) de 35% sobre los costos por actividad y diseño se muestran en la **Tabla 17**.

Tabla 17. Costos de inversión Diseño 5.

PERIODO (AÑO)	COSTOS POR ACTIVIDAD	COSTOS POR DISEÑO	UAP (35%)	USD
0	25,993,000	20,012,789	16,102,026	62,107,815

Fuente. Equion Energía Ltd. y Aspen HYSYS®.

7.1.6 Diseño 6. Se analizan los costos de inversión para el Diseño 6, el cual hace referencia al fraccionamiento de gas natural con equipo de enfriamiento Chiller con reflujo.

En la **Tabla 18** se presentan los costos del Diseño 6.

Tabla 18. Costos Diseño 6.

NOMBRE	EQUIPO	COSTO (USD)	COSTO NACIONAL-IZADO (USD)	WEIGHT (LBS)	WEIGHT (KG)	COSTO INSTALACIÓN (USD)	COSTOS TOTALES (USD)
Condenser De-Etanizadora	Condensador De-Etanizadora	851,900	1,150,065	191,000	86,636	1,279,182	2,429,247
Condenser De-Propanizadora	Condensador De-Propanizadora	425,000	573,750	92,000	41,730	616,150	1,189,900
E-100	Intercambiador 1	167,600	172,800	323,000	146,510	2,163,223	2,336,023
E-101	Intercambiador 2	94,500	116,100	245,000	111,130	1,640,835	1,756,935
Main De-Etanizadora	Torre De-Etanizadora	687,700	928,395	183,700	83,325	1,230,291	2,158,686
Main De-Propanizadora	Torre De-Propanizadora	672,500	907,875	178,700	81,057	1,196,805	2,104,680
Reboiler De-Eta	Rehervidor De-Etanizadora	851,900	1,150,065	191,000	86,636	1,279,182	2,429,247
Reboiler De-Pro	Rehervidor De-Propanizadora	425,000	573,750	92,000	41,730	616,150	1,189,900
V-100	Separador	126,000	170,100	23,600	10,705	158,056	328,156
VLV-100	Válvula de control 1	17,000	22,950	12,400	5,625	165,423	188,373
VLV-101	Válvula de control 1	17,000	22,950	12,400	5,625	165,423	188,373
JT	Joule Thomson 1	30,000	39,000	24,700	11,204	165,423	204,423
VLV-103	Válvula de control 3	17,000	22,950	12,400	5,625	165,423	188,373
Chiller	Chiller	2,800,000	3,780,000	300,000	136,078	2,009,186	5,789,186
Reflujo	Reflujo	90,000	121,500	22,000	9,979	147,340	268,840
TOTAL		7,273,100	9,752,250	1,903,900	863,593.77	12,998,092	22,750,342

Fuente. Equion Energía Ltd. y Aspen HYSYS®.

Los costos de inversión del Diseño 6, sumando los totales de Costos nacionalizado, Costo Instalado, Costos constantes entre diseño y aplicando un porcentaje sugerido de seguridad denominado Unallocated Provision (UAP) de 35% sobre los costos por actividad y diseño se muestran en la **Tabla 19**.

Tabla 19. Costos de inversión Diseño 6.

PERIODO (AÑO)	COSTOS POR ACTIVIDAD	COSTOS POR DISEÑO	UAP (35%)	USD
0	25,993,000	22,750,342	17,060,170	65,803,512

Fuente. Equion Energía Ltd. y Aspen HYSYS®.

7.2 ANÁLISIS DE COSTOS OPERACIONALES (OPEX)

Los costos operacionales, o OPEX, son los costos en los que incurre una empresa día a día, que incluyen costos por ventas, administración, mantenimiento, producción, salarios, publicidad, materia prima, entre otros. En resumen, todos los costos que una empresa requiere para operar¹⁷. Los costos de personal se ajustaron anualmente con el promedio del aumento del salario mínimo legal colombiano durante los últimos 10 años (5,462%). Mientras que los costos administrativos se aumentaron 5% de manera anual por sugerencia de Equion Energía Ltd.

Para evaluar los costos operacionales, los cambios que se dan entre cada diseño son los costos de mantenimiento y los costos de operación. Los costos de personal y administrativos se mantienen iguales para los seis diseños, como se muestra en la siguiente tabla:

Tabla 20. Costos constantes entre diseños

PERIODO (AÑO)	COSTOS DE PERSONAL	COSTOS ADMINISTRATIVOS	USD
1	1,176,353	2,400,000	3,576,353
2	1,240,605	2,520,000	3,760,605
3	1,308,367	2,646,000	3,954,367
4	1,379,830	2,778,300	4,158,130
5	1,455,196	2,917,215	4,372,411
6	1,534,679	3,063,076	4,597,755
7	1,618,503	3,216,230	4,834,733
8	1,706,906	3,377,041	5,083,947
9	1,800,137	3,545,893	5,346,030

¹⁷ BACA CURREa, Guillermo. Ingeniería económica, 8 ed. Bogotá: Fondo Educativo Panamericano, 2007, p. 197.

Continuación **Tabla 20.**

PERIODO (AÑO)	COSTOS DE PERSONAL	COSTOS ADMINISTRATIVOS	USD
10	1,898,461	3,723,188	5,621,648

Fuente. Equion Energía Ltd.

7.2.1 Diseño 1. Se analizan los costos de operación para el Diseño 1, el cual hace referencia al fraccionamiento de gas natural con equipo de enfriamiento Joule Thomson.

En la **Tabla 21** se presentan los costos de operación del Diseño 1.

Tabla 21. Costos de operación Diseño 1.

PERIODO (AÑO)	COSTOS DE MANTENIMIENTO	COSTOS OPERACIONALES	USD
1	26,400,000	6,000,000	32,400,000
2	27,720,000	6,300,000	34,020,000
3	29,106,000	6,615,000	35,721,000
4	30,561,300	6,945,750	37,507,050
5	32,089,365	7,293,038	39,382,403
6	33,693,833	7,657,689	41,351,523
7	35,378,525	8,040,574	43,419,099
8	37,147,451	8,442,603	45,590,054
9	39,004,824	8,864,733	47,869,556
10	40,955,065	9,307,969	50,263,034

Fuente. Equion Energía Ltd. y Aspen HYSYS®.

Los costos operacionales del Diseño 1, sumando los totales de Costos Constantes y Costos por Diseño, se muestra en la **Tabla 22.**

Tabla 22. Costos Operacionales Diseño 1.

PERIODO (AÑO)	COSTOS CONSTANTES	COSTOS POR DISEÑO	USD
1	3,576,353	32,400,000	35,976,353
2	3,760,605	34,020,000	37,780,605
3	3,954,367	35,721,000	39,675,367
4	4,158,130	37,507,050	41,665,180
5	4,372,411	39,382,403	43,754,814
6	4,597,755	41,351,523	45,949,278
7	4,834,733	43,419,099	48,253,832
8	5,083,947	45,590,054	50,674,001
9	5,346,030	47,869,556	53,215,587
10	5,621,648	50,263,034	55,884,683

Fuente. Equion Energía Ltd. y Aspen HYSYS®.

7.2.2 Diseño 2. Se analizan los costos de operación para el Diseño 2, el cual hace referencia al fraccionamiento de gas natural con equipo de enfriamiento Turbo-Expander.

En la **Tabla 23** se presentan los costos de operación del Diseño 2.

Tabla 23. Costos de operación Diseño 2.

PERIODO (AÑO)	COSTOS DE MANTENIMIENTO	COSTOS OPERACIONALES	USD
1	28,800,000	7,200,000	36,000,000
2	30,240,000	7,560,000	37,800,000
3	31,752,000	7,938,000	39,690,000
4	33,339,600	8,334,900	41,674,500
5	35,006,580	8,751,645	43,758,225
6	36,756,909	9,189,227	45,946,136
7	38,594,754	9,648,689	48,243,443
8	40,524,492	10,131,123	50,655,615
9	42,550,717	10,637,679	53,188,396
10	44,678,253	11,169,563	55,847,816

Fuente. Equion Energía Ltd. y Aspen HYSYS®.

Los costos operacionales del Diseño 2, sumando los totales de Costos Constantes y Costos por diseño, se muestra en la **Tabla 24**.

Tabla 24. Costos Operacionales Diseño 2.

PERIODO (AÑO)	COSTOS CONSTANTES	COSTOS POR DISEÑO	USD
1	3,576,353	36,000,000	39,576,353
2	3,760,605	37,800,000	41,560,605
3	3,954,367	39,690,000	43,644,367
4	4,158,130	41,674,500	45,832,630
5	4,372,411	43,758,225	48,130,636
6	4,597,755	45,946,136	50,543,891
7	4,834,733	48,243,443	53,078,176
8	5,083,947	50,655,615	55,739,562
9	5,346,030	53,188,396	58,534,426
10	5,621,648	55,847,816	61,469,464

Fuente. Equion Energía Ltd. y Aspen HYSYS®.

7.2.3 Diseño 3. Se analizan los costos de operación para el Diseño 3, el cual hace referencia al fraccionamiento de gas natural con equipo de enfriamiento Chiller.

En la **Tabla 25** se presentan los costos de operación del Diseño 3.

Tabla 25. Costos de operación Diseño 3.

PERIODO (AÑO)	COSTOS DE MANTENIMIENTO	COSTOS OPERACIONALES	USD
1	27,600,000	6,600,000	34,200,000
2	28,980,000	6,930,000	35,910,000
3	30,429,000	7,276,500	37,705,500
4	31,950,450	7,640,325	39,590,775
5	33,547,973	8,022,341	41,570,314
6	35,225,371	8,423,458	43,648,829
7	36,986,640	8,844,631	45,831,271
8	38,835,972	9,286,863	48,122,834
9	40,777,770	9,751,206	50,528,976
10	42,816,659	10,238,766	53,055,425

Fuente. Equion Energía Ltd. y Aspen HYSYS®.

Los costos operacionales del Diseño 3, sumando los totales de Costos Constantes y Costos por diseño, se muestra en la **Tabla 26**.

Tabla 26. Costos Operacionales Diseño 3.

PERIODO (AÑO)	COSTOS CONSTANTES	COSTOS POR DISEÑO	USD
1	3,576,353	34,200,000	37,776,353
2	3,760,605	35,910,000	39,670,605
3	3,954,367	37,705,500	41,659,867
4	4,158,130	39,590,775	43,748,905
5	4,372,411	41,570,314	45,942,725
6	4,597,755	43,648,829	48,246,584
7	4,834,733	45,831,271	50,666,004
8	5,083,947	48,122,834	53,206,781
9	5,346,030	50,528,976	55,875,006
10	5,621,648	53,055,425	58,677,073

Fuente. Equion Energía Ltd. y Aspen HYSYS®.

7.2.4 Diseño 4. Se analizan los costos de operación para el Diseño 4, el cual hace referencia al fraccionamiento de gas natural con equipo de enfriamiento Joule Thomson con reflujo.

En la **Tabla 27** se presentan los costos de operación del Diseño 4.

Tabla 27. Costos de operación Diseño 4.

PERIODO (AÑO)	COSTOS DE MANTENIMIENTO	COSTOS OPERACIONALES	USD
1	26,400,000	6,000,000	32,400,000
2	27,720,000	6,300,000	34,020,000
3	29,106,000	6,615,000	35,721,000
4	30,561,300	6,945,750	37,507,050
5	32,089,365	7,293,038	39,382,403
6	33,693,833	7,657,689	41,351,523
7	35,378,525	8,040,574	43,419,099
8	37,147,451	8,442,603	45,590,054
9	39,004,824	8,864,733	47,869,556
10	40,955,065	9,307,969	50,263,034

Fuente. Equion Energía Ltd. y Aspen HYSYS®.

Los costos operacionales del Diseño 4, sumando los totales de Costos Constantes y Costos por diseño, se muestra en la **Tabla 28**.

Tabla 28. Costos Operacionales Diseño 4.

PERIODO (AÑO)	COSTOS CONSTANTES	COSTOS POR DISEÑO	USD
1	3,576,353	32,400,000	35,976,353
2	3,760,605	34,020,000	37,780,605
3	3,954,367	35,721,000	39,675,367
4	4,158,130	37,507,050	41,665,180
5	4,372,411	39,382,403	43,754,814
6	4,597,755	41,351,523	45,949,278
7	4,834,733	43,419,099	48,253,832
8	5,083,947	45,590,054	50,674,001
9	5,346,030	47,869,556	53,215,587
10	5,621,648	50,263,034	55,884,683

Fuente. Equion Energía Ltd. y Aspen HYSYS®.

7.2.5 Diseño 5. Se analizan los costos de operación para el Diseño 5, el cual hace referencia al fraccionamiento de gas natural con equipo de enfriamiento Turbo-Expander con reflujo.

En la **Tabla 29** se presentan los costos de operación del Diseño 5.

Tabla 29. Costos de operación Diseño 5.

PERIODO (AÑO)	COSTOS DE MANTENIMIENTO	COSTOS OPERACIONALES	USD
1	28,800,000	7,200,000	36,000,000
2	30,240,000	7,560,000	37,800,000
3	31,752,000	7,938,000	39,690,000
4	33,339,600	8,334,900	41,674,500
5	35,006,580	8,751,645	43,758,225
6	36,756,909	9,189,227	45,946,136
7	38,594,754	9,648,689	48,243,443
8	40,524,492	10,131,123	50,655,615
9	42,550,717	10,637,679	53,188,396
10	44,678,253	11,169,563	55,847,816

Fuente. Equion Energía Ltd. y Aspen HYSYS®.

Los costos operacionales del Diseño 5, sumando los totales de Costos Constantes y Costos por diseño, se muestra en la **Tabla 30**.

Tabla 30. Costos Operacionales Diseño 5.

PERIODO (AÑO)	COSTOS CONSTANTES	COSTOS POR DISEÑO	USD
1	3,576,353	36,000,000	39,576,353
2	3,760,605	37,800,000	41,560,605
3	3,954,367	39,690,000	43,644,367
4	4,158,130	41,674,500	45,832,630
5	4,372,411	43,758,225	48,130,636
6	4,597,755	45,946,136	50,543,891
7	4,834,733	48,243,443	53,078,176
8	5,083,947	50,655,615	55,739,562
9	5,346,030	53,188,396	58,534,426
10	5,621,648	55,847,816	61,469,464

Fuente. Equion Energía Ltd. y Aspen HYSYS®.

7.2.6 Diseño 6. Se analizan los costos de operación para el Diseño 6, el cual hace referencia al fraccionamiento de gas natural con equipo de enfriamiento Chiller con reflujo.

En la **Tabla 31** se presentan los costos de operación del Diseño 6.

Tabla 31. Costos de operación Diseño 6.

PERIODO (AÑO)	COSTOS DE MANTENIMIENTO	COSTOS OPERACIONALES	USD
1	27,600,000	6,600,000	34,200,000

Continuación **Tabla 31.**

PERIODO (AÑO)	COSTOS DE MANTENIMIENTO	COSTOS OPERACIONALES	USD
2	28,980,000	6,930,000	35,910,000
3	30,429,000	7,276,500	37,705,500
4	31,950,450	7,640,325	39,590,775
5	33,547,973	8,022,341	41,570,314
6	35,225,371	8,423,458	43,648,829
7	36,986,640	8,844,631	45,831,271
8	38,835,972	9,286,863	48,122,834
9	40,777,770	9,751,206	50,528,976
10	42,816,659	10,238,766	53,055,425

Fuente. Equion Energía Ltd. y Aspen HYSYS®.

Los costos operacionales del Diseño 6, sumando los totales de Costos Constantes y Costos por diseño, se muestra en la **Tabla 32.**

Tabla 32. Costos Operacionales Diseño 6.

PERIODO (AÑO)	COSTOS CONSTANTES	COSTOS POR DISEÑO	USD
1	3,576,353	34,200,000	37,776,353
2	3,760,605	35,910,000	39,670,605
3	3,954,367	37,705,500	41,659,867
4	4,158,130	39,590,775	43,748,905
5	4,372,411	41,570,314	45,942,725
6	4,597,755	43,648,829	48,246,584
7	4,834,733	45,831,271	50,666,004
8	5,083,947	48,122,834	53,206,781
9	5,346,030	50,528,976	55,875,006
10	5,621,648	53,055,425	58,677,073

Fuente. Equion Energía Ltd. y Aspen HYSYS®.

7.3 ANÁLISIS DE INGRESOS

Los ingresos que el proyecto genera, provienen de la venta de los componentes fraccionados del gas natural, los cuales son GLP y C₄⁺. En la **Tabla 32** Se muestran los precios de GLP y C₄⁺ por Barril esperados para cada año. Éstos precios se ajustaron anualmente haciendo uso del promedio de los últimos 10 años del Índice de Precios del Consumidor (IPC), estableciéndose en 4.12%.

Para efectos del análisis financiero, la producción se toma constante a través de los periodos de evaluación.

Para el cálculo de los ingresos por venta de sub-productos del gas natural, se utiliza la siguiente **Ecuación 3**:

Ecuación 3. Cálculo de ingresos por venta de sub-productos del gas natural.

$$\text{Ingresos para el periodo } n = (\text{bbl } GLP_n * P \text{ } GLP_n) + (\text{bbl } C_4^+_n * P \text{ } C_4^+_n)$$

Donde:

n : número del periodo a evaluar

$\text{bbl } GLP_n$: Barriles de GLP producidos en el periodo n

$\text{bbl } C_4^+_n$: Barriles de C_4^+ producidos en el periodo n

$P \text{ } GLP_n$: Precio estimado del GLP para el periodo n

$P \text{ } C_4^+_n$: Precio estimado para el C_4^+ para el periodo n

Tabla 33. Precio GLP y C_4^+ estimados.

PERIODO (AÑO)	PRECIO GLP (bbl)	PRECIO C_4^+ (bbl)
1	12.25	21.56
2	12.75	22.45
3	13.28	23.37
4	13.83	24.34
5	14.40	25.34
6	14.99	26.38
7	15.61	27.47
8	16.25	28.60
9	16.92	29.78
10	17.62	31.01

Fuente. UPME.

7.3.1 Análisis de ingresos Diseño 1. En la **Tabla 34** se muestra las ganancias esperadas para cada año del Diseño 1.

Tabla 34. Ingresos Diseño 1.

PERIODO (AÑO)	GLP (bbl)	C_4^+ (bbl)	USD
1	1,233,700	2,187,445	62,274,139
2	1,233,700	2,187,445	64,839,834
3	1,233,700	2,187,445	67,511,235
4	1,233,700	2,187,445	70,292,698
5	1,233,700	2,187,445	73,188,757
6	1,233,700	2,187,445	76,204,134

Continuación **Tabla 34.**

PERIODO (AÑO)	GLP (bbl)	C₄⁺ (bbl)	USD
7	1,233,700	2,187,445	79,343,744
8	1,233,700	2,187,445	82,612,706
9	1,233,700	2,187,445	86,016,350
10	1,233,700	2,187,445	89,560,223

Fuente. UPME y Aspen HYSYS®.

7.3.2 Análisis de ingresos Diseño 2. En la **Tabla 35** se muestra las ganancias esperadas para cada año del Diseño 2.

Tabla 35. Ingresos Diseño 2.

PERIODO (AÑO)	GLP (bbl)	C₄⁺ (bbl)	USD
1	1,376,415	2,049,475	61,047,765
2	1,376,415	2,049,475	63,562,933
3	1,376,415	2,049,475	66,181,725
4	1,376,415	2,049,475	68,908,413
5	1,376,415	2,049,475	71,747,439
6	1,376,415	2,049,475	74,703,434
7	1,376,415	2,049,475	77,781,215
8	1,376,415	2,049,475	80,985,801
9	1,376,415	2,049,475	84,322,416
10	1,376,415	2,049,475	87,796,500

Fuente. UPME y Aspen HYSYS®.

7.3.3 Análisis de ingresos Diseño 3. En la **Tabla 36** se muestra las ganancias esperadas para cada año del Diseño 3.

Tabla 36. Ingresos Diseño 3.

PERIODO (AÑO)	GLP (bbl)	C₄⁺ (bbl)	USD
1	1,233,700	2,187,445	62,274,139
2	1,233,700	2,187,445	64,839,834
3	1,233,700	2,187,445	67,511,235
4	1,233,700	2,187,445	70,292,698
5	1,233,700	2,187,445	73,188,757
6	1,233,700	2,187,445	76,204,134
7	1,233,700	2,187,445	79,343,744
8	1,233,700	2,187,445	82,612,706
9	1,233,700	2,187,445	86,016,350

Continuación **Tabla 36.**

PERIODO (AÑO)	GLP (bbl)	C ₄ ⁺ (bbl)	USD
10	1,233,700	2,187,445	89,560,223

Fuente. UPME y Aspen HYSYS®.

7.3.4 Análisis de ingresos Diseño 4. En la **Tabla 37** se muestra las ganancias esperadas para cada año del Diseño 4.

Tabla 37. Ingresos Diseño 4.

PERIODO (AÑO)	GLP (bbl)	C ₄ ⁺ (bbl)	USD
1	1,233,700	2,187,445	62,274,139
2	1,233,700	2,187,445	64,839,834
3	1,233,700	2,187,445	67,511,235
4	1,233,700	2,187,445	70,292,698
5	1,233,700	2,187,445	73,188,757
6	1,233,700	2,187,445	76,204,134
7	1,233,700	2,187,445	79,343,744
8	1,233,700	2,187,445	82,612,706
9	1,233,700	2,187,445	86,016,350
10	1,233,700	2,187,445	89,560,223

Fuente. UPME y Aspen HYSYS®.

7.3.5 Análisis de ingresos Diseño 5. En la **Tabla 38** se muestra las ganancias esperadas para cada año del Diseño 5.

Tabla 38. Ingresos Diseño 5.

PERIODO (AÑO)	GLP (bbl)	C ₄ ⁺ (bbl)	USD
1	1,376,415	2,049,475	61,047,765
2	1,376,415	2,049,475	63,562,933
3	1,376,415	2,049,475	66,181,725
4	1,376,415	2,049,475	68,908,413
5	1,376,415	2,049,475	71,747,439
6	1,376,415	2,049,475	74,703,434
7	1,376,415	2,049,475	77,781,215
8	1,376,415	2,049,475	80,985,801
9	1,376,415	2,049,475	84,322,416
10	1,376,415	2,049,475	87,796,500

Fuente. UPME y Aspen HYSYS®.

7.3.6 Análisis de ingresos Diseño 6. En la **Tabla 39** se muestra las ganancias esperadas para cada año del Diseño 6.

Tabla 39. Ingresos Diseño 6.

PERIODO (AÑO)	GLP (bbl)	C₄⁺ (bbl)	USD
1	1,234,065	2,187,080	62,270,741
2	1,234,065	2,187,080	64,836,296
3	1,234,065	2,187,080	67,507,551
4	1,234,065	2,187,080	70,288,862
5	1,234,065	2,187,080	73,184,763
6	1,234,065	2,187,080	76,199,975
7	1,234,065	2,187,080	79,339,414
8	1,234,065	2,187,080	82,608,198
9	1,234,065	2,187,080	86,011,656
10	1,234,065	2,187,080	89,555,336

Fuente. UPME y Aspen HYSYS®.

7.4 EVALUACIÓN FINANCIERA

La presente sección busca evaluar la viabilidad financiera para el diseño de las facilidades de superficie para el fraccionamiento del gas natural mediante los indicadores financieros Valor Presente Neto (VPN) y Tasa Interna de Retorno (TIR).

7.4.1 Valor Presente Neto (VPN). Este indicador financiero es comúnmente utilizado, gracias a que facilita la toma de decisión al momento de evaluar la rentabilidad de un proyecto. El indicador se basa en poner “en pesos de hoy tanto los ingresos futuros como los egresos futuros”¹⁸.

Para hallar el Valor Presente Neto, se utiliza la **Ecuación 4**.

Ecuación 4. Valor Presente Neto (VPN).

$$VPN_{(i)} = \sum_{n=1}^n F_n (1+i)^{-n} = F_0 + F_1 (1+i)^{-1} + F_2 (1+i)^{-2} + \dots + F_n (1+i)^{-n}$$

Fuente: BACA CURREA, Guillermo. Ingeniería económica, Bogotá, D.C., 2000, p. 197.

Donde:

VPN corresponde al Valor Presente Neto.

F₀ corresponde al costo inversión inicial.

F_n corresponde al flujo de caja del periodo n.

i corresponde a la Tasa de Interés de Oportunidad.

¹⁸ BACA CURREA, Guillermo. Ingeniería económica, 8 ed. Bogotá: Fondo Educativo Panamericano, 2007, p. 197.

n corresponde al número de periodos.

Si el resultado de la **Ecuación 4** es mayor a cero, indica que el proyecto es atractivo para el inversionista porque le ofrece una ganancia extraordinaria adicional a la Tasa de Interés de oportunidad (TIO), si es igual a cero, el proyecto es indiferente financieramente para el inversionista, y si es un resultado menor a cero, indica que el proyecto no cumple las expectativas del inversionista.

7.4.2 Flujo de caja. El flujo de caja hace referencia a las salidas y entradas netas de dinero que tiene una empresa o proyecto en un período determinado. A continuación se muestran los flujos de caja del proyecto para los seis diseños diferentes.

7.4.2.1 Flujo de caja Diseño 1. A continuación, las **Figuras 41** y **42** muestran los flujos de cajas convencionales y netos el Diseño 1, respectivamente.

Figura 41. Flujo de caja convencional para el Diseño 1.

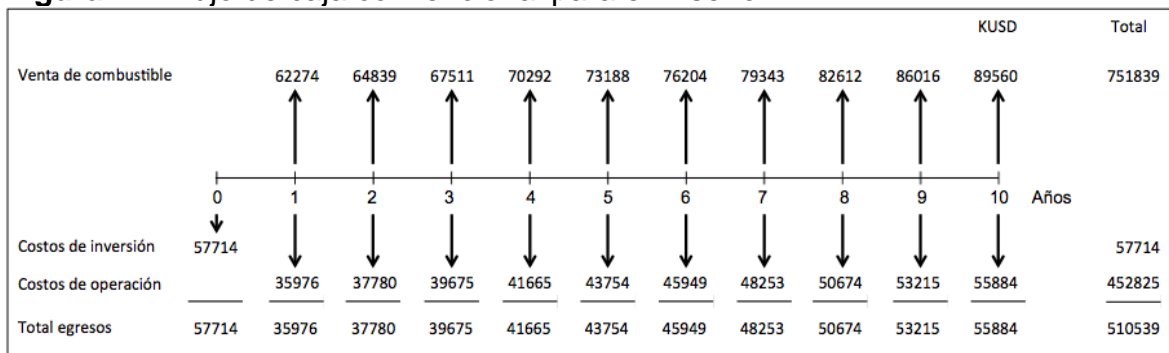
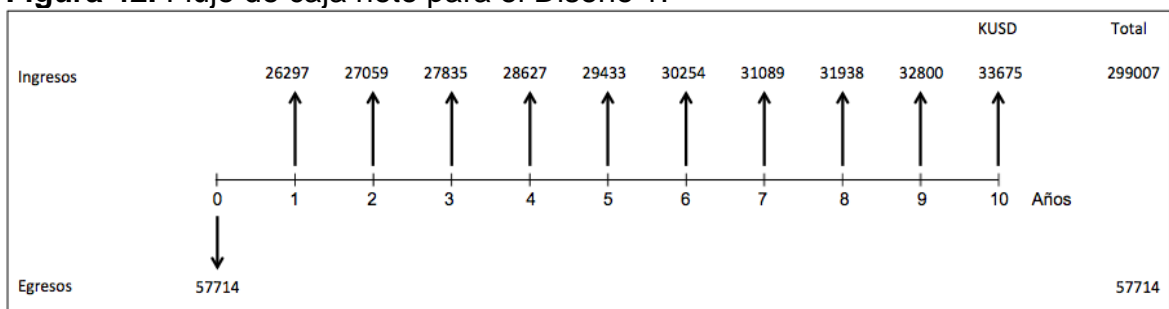


Figura 42. Flujo de caja neto para el Diseño 1.



Luego de realizar los flujos de caja para el Diseño 1, se procede a evaluar el indicador financiero Valor Presente Neto (VPN) con los datos obtenidos anteriormente. Para esto se debe usar la **Ecuación 4**.

VPN diseño 1

$$\begin{aligned} \text{VPN}(0.17) = & -57,714,864 + 26,297,786(1+0.17)^{-1} + 27,059,229(1+0.17)^{-2} \\ & + 27,835,868(1+0.17)^{-3} + 28,627,518(1+0.17)^{-4} + 29,433,943(1+0.17)^{-5} \\ & + 30,254,856(1+0.17)^{-6} + 31,089,912(1+0.17)^{-7} + 31,938,706(1+0.17)^{-8} \\ & + 32,800,763(1+0.17)^{-9} + 33,675,541(1+0.17)^{-10} \end{aligned}$$

$$\text{VPN}(0.17) = 76,849,837$$

7.4.2.2 Flujo de caja Diseño 2. Las Figuras 43 y 44 muestran los flujos de caja convencional y neto para el Diseño 2, respectivamente.

Figura 43. Flujo de caja convencional para el Diseño 2.

	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	Total
Venta de combustible		61047	63562	66181	68908	71747	74703	77781	80985	84322	87796	737032
Costos de inversión	61744											61744
Costos de operación		39576	41560	43644	45832	48130	50543	53078	55739	58534	61469	498105
Total egresos	61744	39576	41560	43644	45832	48130	50543	53078	55739	58534	61469	559849

Figura 44. Flujo de caja neto para el Diseño 2.

	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	Total
Ingresos		21471	22002	22537	23075	23616	24159	24703	25246	25787	26327	238923
Egresos	61744											61744

VPN Diseño 2

$$\begin{aligned} \text{VPN}(0.17) = & -61,744,881 + 21,471,412(1+0.17)^{-1} + 22,002,327(1+0.17)^{-2} \\ & + 22,537,358(1+0.17)^{-3} + 23,075,783(1+0.17)^{-4} + 23,616,803(1+0.17)^{-5} \\ & + 24,159,542(1+0.17)^{-6} + 24,703,039(1+0.17)^{-7} + 25,246,239(1+0.17)^{-8} \\ & + 25,787,990(1+0.17)^{-9} + 26,327,036(1+0.17)^{-10} \end{aligned}$$

$$\text{VPN}(0.17) = 46,430,540$$

7.4.2.3 Flujo de caja Diseño 3. A continuación, las Figuras 45 y 46 muestran los flujos de caja del Diseño 3.

Figura 45. Flujo de caja convencional para el Diseño 3.

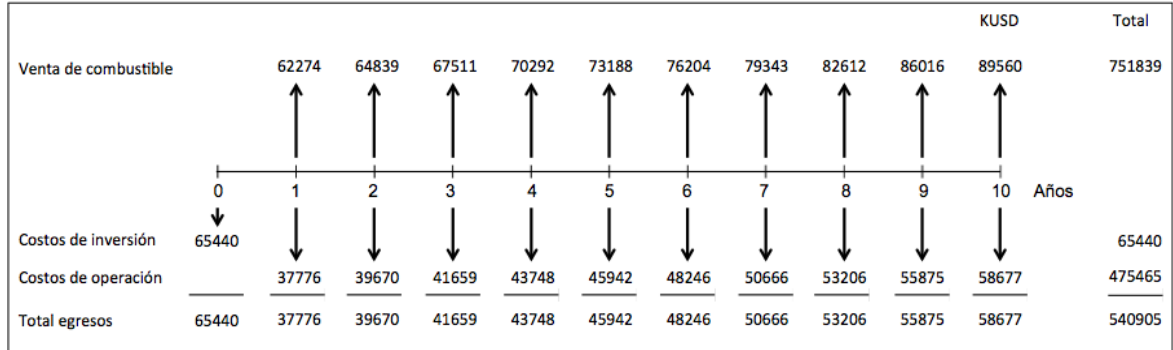
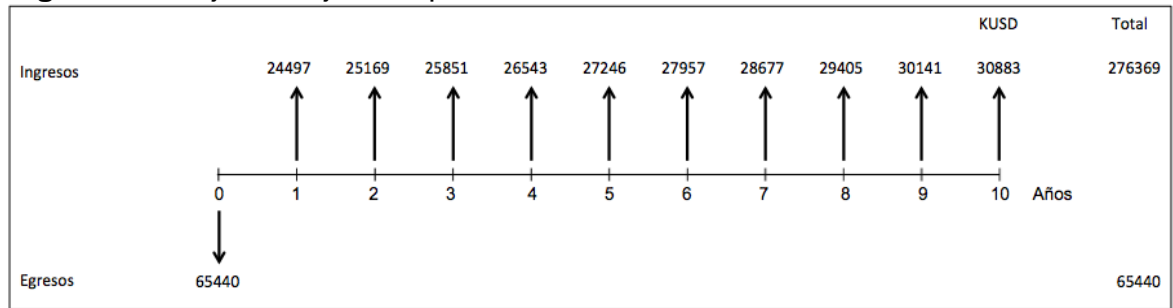


Figura 46. Flujo de caja neto para el Diseño 3.



VPN Diseño 3

$$\begin{aligned}
 VPN(0.17) = & -65,440,578 + 24,497,786(1+0.17)^{-1} + 25,169,229(1+0.17)^{-2} \\
 & + 25,851,368(1+0.17)^{-3} + 26,543,793(1+0.17)^{-4} + 27,246,032(1+0.17)^{-5} \\
 & + 27,557,549(1+0.17)^{-6} + 28,677,740(1+0.17)^{-7} + 29,405,925(1+0.17)^{-8} \\
 & + 30,141,343(1+0.17)^{-9} + 30,883,150(1+0.17)^{-10}
 \end{aligned}$$

$$VPN(0.17) = 59,207,188$$

7.4.2.4 Flujo de caja Diseño 4. Acá se encuentran plasmados los flujos de caja convencional y neto, en las **Figuras 47** y **48**, respectivamente, para el Diseño 4.

Figura 47. Flujo de caja convencional para el Diseño 4.

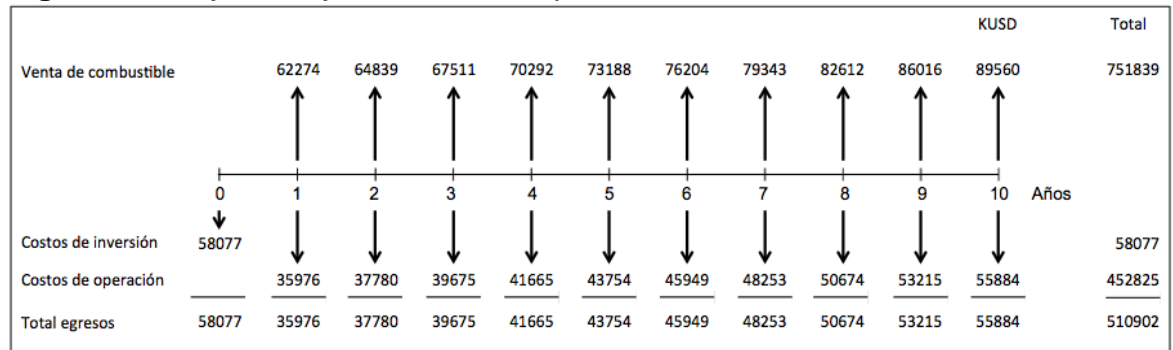
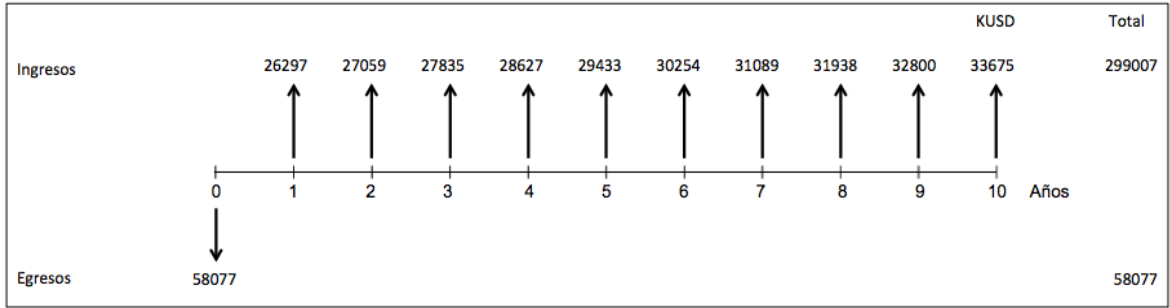


Figura 48. Flujo de caja neto para el Diseño 4.



VPN Diseño 4

$$\begin{aligned}
 VPN(0.17) = & -58,077,799 + 26,297,786(1+0.17)^{-1} + 27,059,229(1+0.17)^{-2} \\
 & + 27,835,868(1+0.17)^{-3} + 28,627,518(1+0.17)^{-4} + 29,433,943(1+0.17)^{-5} \\
 & + 30,254,856(1+0.17)^{-6} + 31,089,912(1+0.17)^{-7} + 31,938,706(1+0.17)^{-8} \\
 & + 32,800,763(1+0.17)^{-9} + 33,675,541(1+0.17)^{-10}
 \end{aligned}$$

VPN(0.17)=76,486,903

7.4.2.5 Flujo de caja Diseño 5. Las Figuras 49 y 50 muestran los flujos de caja pertenecientes al Diseño 5.

Figura 49. Flujo de caja convencional para el Diseño 5.

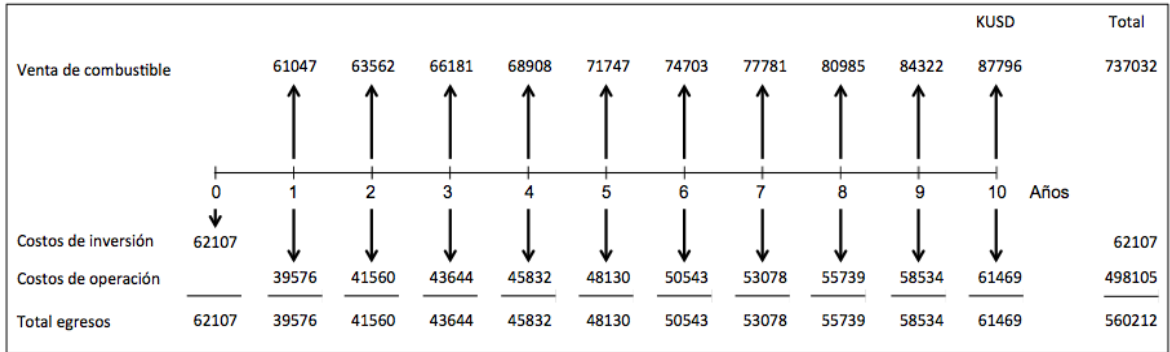
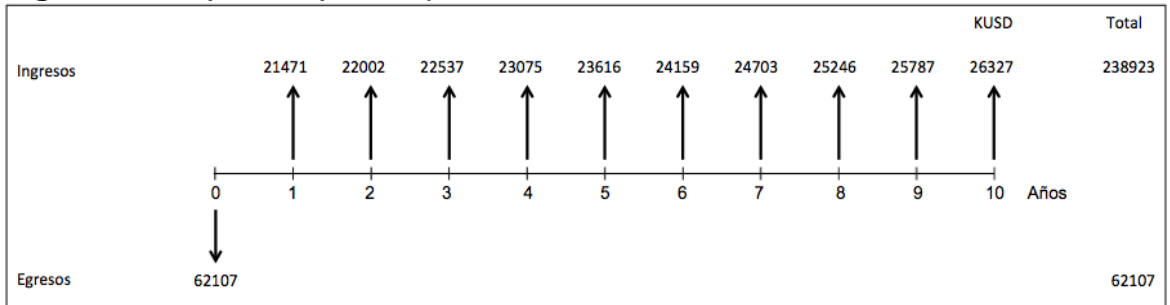


Figura 50. Flujo de caja neto para el Diseño 5.



VPN Diseño 5

$$\begin{aligned} \text{VPN}(0.17) = & -62,107,815 + 21,471,412(1+0.17)^{-1} + 22,002,327(1+0.17)^{-2} \\ & + 22,537,358(1+0.17)^{-3} + 23,075,783(1+0.17)^{-4} + 23,616,803(1+0.17)^{-5} \\ & + 24,159,542(1+0.17)^{-6} + 24,703,039(1+0.17)^{-7} + 25,246,239(1+0.17)^{-8} \\ & + 25,787,990(1+0.17)^{-9} + 26,327.036(1+0.17)^{-10} \end{aligned}$$

$$\text{VPN}(0.17) = 46,067,606$$

7.4.2.6 Flujo de caja Diseño 6. Los flujos de caja correspondientes al Diseño 6 se muestran en las Figuras 51 y 52.

Figura 51. Flujo de caja convencional para el Diseño 6.

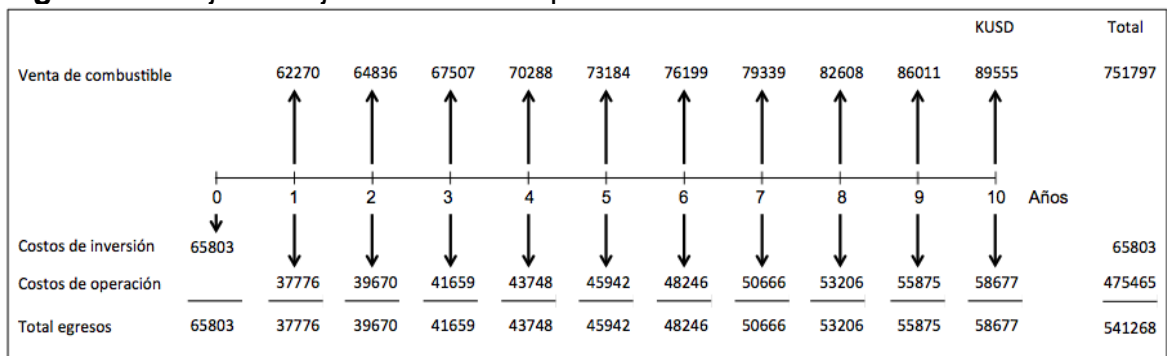
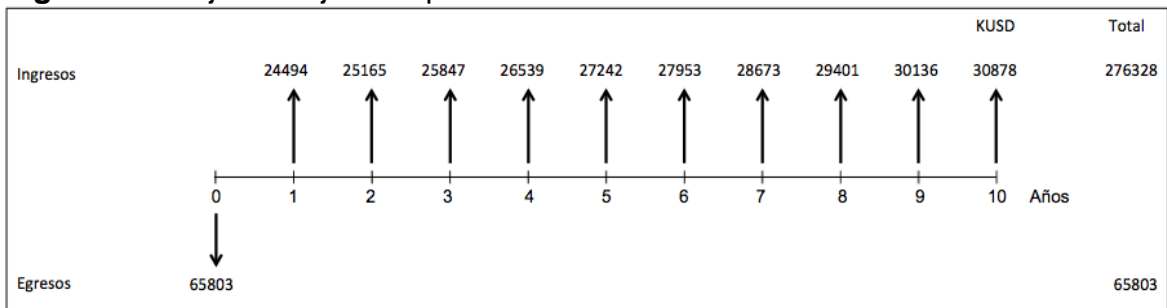


Figura 52. Flujo de caja neto para el Diseño 6.



VPN Diseño 6

$$\begin{aligned} \text{VPN}(0.17) = & -65,803,512 + 24,494,388(1+0.17)^{-1} + 25,165,690(1+0.17)^{-2} \\ & + 25,847,684(1+0.17)^{-3} + 26,539,557(1+0.17)^{-4} + 27,242,038(1+0.17)^{-5} \\ & + 27,953,391(1+0.17)^{-6} + 28,673,411(1+0.17)^{-7} + 29,401,417(1+0.17)^{-8} \\ & + 30,136,650(1+0.17)^{-9} + 30,878,263(1+0.17)^{-10} \end{aligned}$$

$$\text{VPN}(0.17) = 58,826,090$$

En la **Tabla 40** se muestran resumidos los resultados del análisis financiero según el punto de vista del Valor Presente Neto para los seis diseños.

Tabla 40. Resumen del Valor Presente Neto.

Diseño	Valor Presente Neto (VPN) (USD)
1	76,849,837
2	46,430,540
3	59,207,188
4	76,486,903
5	46,067,606
6	58,826,090

7.4.3 Tasa Interna de Retorno (TIR). Otro indicador financiero comúnmente utilizado es la Tasa Interna de Retorno, definido como “la tasa a la cual son descontados los flujos de caja de forma tal que los ingresos y los egresos sean iguales”¹⁹.

Con base en la anterior definición, se utiliza la ecuación del Valor Presente Neto, igualándolo a cero, de forma como se expresa en la **Ecuación 5**.

Ecuación 5. Tasa Interna de Retorno (TIR).

$$VPN(i) = F_0 + \sum_{n=1}^{\eta} \frac{F}{(1+i)^n} = 0 = TIR$$

Fuente: BACA CURREA, Guillermo. Ingeniería económica, Bogotá, D.C., 2000, p. 237. Modificada por los autores.

Donde:

VPN = Valor Presente Neto.

F = Flujo efectivo neto del periodo t.

F₀ = Inversión inicial.

i = Tasa de Interés de Oportunidad (TIO).

η = Número de periodos.

TIR = Tasa Interna de Retorno.

La Tasa Interna de Retorno (TIR) calculada con la ecuación anterior, es comparada con la Tasa de Interés de Oportunidad (TIO) de manera que: si TIR < TIO la rentabilidad del proyecto no es atractiva para el inversionista, si TIR = TIO, el

¹⁹ BACA CURREA, Guillermo. Ingeniería económica, 8 ed. Bogotá: Fondo Educativo Panamericano, 2007, p. 237.

proyecto es indiferente financieramente para el inversionista, y si $TIR > TIO$ es atractivo para el inversionista invertir en el proyecto, pues le ofrece una rentabilidad mayor a la esperada.

A continuación, se calcula la Tasa Interna de Retorno (TIR) para los seis diseños, basándose en la información de los flujos de caja usados para calcular el Valor Presento Neto (VPN).

TIR Diseño 1

$$\begin{aligned} VPN(i) = & -57,714,864 + 26,297,786(1+i)^{-1} + 27,059,229(1+i)^{-2} \\ & + 27,835,868(1+i)^{-3} + 28,627,518(1+i)^{-4} + 29,433,943(1+i)^{-5} \\ & + 30,254,856(1+i)^{-6} + 31,089,912(1+i)^{-7} + 31,938,706(1+i)^{-8} \\ & + 32,800,763(1+i)^{-9} + 33,675,541(1+i)^{-10} = 0 \end{aligned}$$

$$VPN(0.4715) = 0$$

TIR Diseño 2

$$\begin{aligned} VPN(i) = & -61,744,881 + 21,471,412(1+i)^{-1} + 22,002,327(1+i)^{-2} \\ & + 22,537,358(1+i)^{-3} + 23,075,783(1+i)^{-4} + 23,616,803(1+i)^{-5} \\ & + 24,159,542(1+i)^{-6} + 24,703,039(1+i)^{-7} + 25,246,239(1+i)^{-8} \\ & + 25,787,990(1+i)^{-9} + 26,327,036(1+i)^{-10} = 0 \end{aligned}$$

$$VPN(0.3497) = 0$$

TIR Diseño 3

$$\begin{aligned} VPN(i) = & -65,440,578 + 24,497,786(1+i)^{-1} + 25,169,229(1+i)^{-2} \\ & + 25,851,368(1+i)^{-3} + 26,543,793(1+i)^{-4} + 27,246,032(1+i)^{-5} \\ & + 27,557,549(1+i)^{-6} + 28,677,740(1+i)^{-7} + 29,405,925(1+i)^{-8} \\ & + 30,141,343(1+i)^{-9} + 30,883,150(1+i)^{-10} = 0 \end{aligned}$$

$$VPN(0.3820) = 0$$

TIR Diseño 4

$$\begin{aligned} VPN(i) = & -58,077,799 + 26,297,786(1+i)^{-1} + 27,059,229(1+i)^{-2} \\ & + 27,835,868(1+i)^{-3} + 28,627,518(1+i)^{-4} + 29,433,943(1+i)^{-5} \\ & + 30,254,856(1+i)^{-6} + 31,089,912(1+i)^{-7} + 31,938,706(1+i)^{-8} \\ & + 32,800,763(1+i)^{-9} + 33,675,541(1+i)^{-10} = 0 \end{aligned}$$

$$VPN(0.4685) = 0$$

TIR Diseño 5

$$\begin{aligned} \text{VPN}(i) = & -62,107,815 + 21,471,412(1+i)^{-1} + 22,002,327(1+i)^{-2} \\ & + 22,537,358(1+i)^{-3} + 23,075,783(1+i)^{-4} + 23,616,803(1+i)^{-5} \\ & + 24,159,542(1+i)^{-6} + 24,703,039(1+i)^{-7} + 25,246,239(1+i)^{-8} \\ & + 25,787,990(1+i)^{-9} + 26,327.036(1+i)^{-10} = 0 \end{aligned}$$

$$\text{VPN}(0.3474) = 0$$

TIR Diseño 6

$$\begin{aligned} \text{VPN}(i) = & -65,803,512 + 24,494,388(1+i)^{-1} + 25,165,690(1+i)^{-2} \\ & + 25,847,684(1+i)^{-3} + 26,539,557(1+i)^{-4} + 27,242,038(1+i)^{-5} \\ & + 27,953,391(1+i)^{-6} + 28,673,411(1+i)^{-7} + 29,401,417(1+i)^{-8} \\ & + 30,136,650(1+i)^{-9} + 30,878,263(1+i)^{-10} = 0 \end{aligned}$$

$$\text{VPN}(0.3797) = 0$$

La **Tabla 41** muestra resumidos los resultados obtenidos para la evaluación financiera bajo el punto de vista de la Tasa Interna de Retorno (TIR).

Tabla 41. Resumen de la Tasa Interna de Retorno.

Diseño	Tasa Interna de Retorno (TIR) (%)
1	47.15
2	34.97
3	38.20
4	46.85
5	34.74
6	37.96

7.4.4 Conclusión del análisis financiero. A continuación se muestran las conclusiones financieras para cada uno de los indicadores financieros evaluados.

7.4.4.1 Punto de vista del Valor Presente Neto (VPN). Todos los diseños (Diseño Jules-Thomson, Diseño Turbo-expander, Diseño Chiller, Diseño Jules-Thomson con reciclo, Diseño Turbo-expander con reciclo y Diseño Chiller con reciclo) son atractivos para Equion Energía Ltd. durante los próximos 10 años, pues ofrecen una ganancia extraordinaria adicional a la Tasa de Interés de Oportunidad (TIO), siendo la mejor opción para la compañía el Diseño Joule Thomson porque le representa la mayor ganancia extraordinaria (USD 76'849,837)

7.4.4.2 Punto de vista de la Tasa Interna de Retorno (TIR). Todos los diseños (Diseño Jule-Thomson, Diseño Turbo-expander, Diseño Chiller, Diseño Jule-

Thomson con reciclo, Diseño Turbo-expander con reciclo y Diseño Chiller con reciclo) son atractivos para Equion Energía Ltd. durante los próximos 10 años, pues ofrecen una rentabilidad mayor a la Tasa de Interés de Oportunidad (TIO) establecida por la empresa, siendo el Diseño 1 (Joule Thomson) el que ofrece la mayor rentabilidad con una TIR=47.15% anual.

8. CONCLUSIONES

- Los esfuerzos por mantener la presión de fondo en los Campos Floreña y Pauto, dan pie para suponer una producción constante durante los periodos a evaluar en el proyecto (10 años).
- Mediante la descripción de la caracterización del gas natural extraído en los Campos Floreña y Pauto, se establece que es un gas rico en compuestos pesados (C₄⁺), contando con un 9,16% de dichos compuestos.
- Se estableció que los dos procesos esenciales para el fraccionamiento del gas natural son el enfriamiento y la destilación fraccionada mediante torres de fraccionamiento.
- Se evidenció durante la realización del proyecto la necesidad de conocer la fundamentación teórica descrita en el numeral 3, pues se estableció como la base para el desarrollo de los seis diseños presentados en el proyecto.
- Se realizó el diseño conceptual de la planta de fraccionamiento del gas natural producido en los Campos Floreña y Pauto, llegando a seis propuestas de planta que se establecen como funcionales en la teoría.
- Se validaron en el software **Aspen HYSYS®** los seis diseños desarrollados, obteniendo resultados cualitativos y cuantitativos acerca de la producción de compuestos Propanos (C₃) (5,179 MMSCFD) y los compuestos Butanos y más pesados (C₄⁺) (7,289 MMSCFD).
- La infraestructura presente en la zona de los Campos Floreña y Pauto es suficiente para la distribución de los productos obtenidos (5,179 MMSCFD de C₃+ y 7,289 MMSCFD de C₄+). Sin embargo, las condiciones de distribución que presenta el gas no son las requeridas por la CREG.
- Se evaluó la viabilidad financiera de cada uno de los seis diseños desarrollados durante el proyecto, concluyendo que todos presentan atractivo financiero para la empresa Equion Energía Ltd. Sin embargo, el diseño más atractivo para la empresa fue el diseño 1 (Diseño Jules-Thomson), pues los indicadores financieros Valor Presente Neto (VPN) y Tasa Interna de Retorno (TIR), obtenidos por dicho diseño se establecieron como los que presentan un mayor beneficio a la empresa, con un valor de USD 76'849,837 y 47.15% anual, respectivamente.

9. RECOMENDACIONES

- Realizar el estudio financiero para las sensibilidades de presiones descritas para el equipo De-etanizador. Esto debido a la variación de producción que se encontró cuando se realizaron sensibilidades a 350 y 300 Psia en la torre De-etanizadora de los 6 diseños.
- Realizar sensibilidades de presiones para el equipo De-propanizador, junto con sus respectivas evaluaciones financieras, ya que la producción puede presentar variaciones, de la misma manera que las presentó para el equipo De-etanizador.
- Desarrollar el estudio de ingeniería al detalle para los diseños propuestos en este proyecto. Esto permitirá realizar estimaciones financieras con menos incertidumbre.
- Adicionar un equipo De-butanizador a los procesos, con el fin de obtener compuestos C₄ de alta pureza, y compuestos Pentanos y más pesados (C₅⁺) por separado.
- Efectuar un estudio de mercado detallado para la venta de los productos recuperados del gas natural, para encontrar clientes potenciales y disminuir la incertidumbre del análisis financiero.
- Realizar la evaluación técnico-financiera de los procesos requeridos para acondicionar el gas, que está siendo enviado desde los Campos Floreña y Pauto a diferentes destinos, a los requerimientos establecidos por la CREG.

BIBLIOGRAFÍA

AGENCIA NACIONAL DE HIDROCARBUROS. Mapas de tierras ANH-Contratos Petroleros. Bogotá, D.C [En línea]. Disponible en:<<<http://www.inascol.com/ANH/>>>

Aspen HYSYS. [En línea]. Disponible en:<<<http://www.aspentech.com/products/aspen-hysys/>... Mayo 12, 2017>>

BACA CURREA, Guillermo. Ingeniería económica, 8 ed. Bogotá: Fondo Educativo Panamericano, 2007.

BARRERO, Darío. Colombian Sedimentary Basins Bogotá: ANH, 2007.

BEGGS, H. Dale. Gas production operations. Tulsa: OGCI Publications Oil & Gas Consultants International Inc. 1991. ISBN- 0-930972-06-6

BP, Energy Charting Tool. Consultado el 28 de Octubre de 2016. [En línea]. Disponible en:<<http://tools.bp.com/energy-charting-tool.aspx#/st/natural_gas/dt/reserves/unit/TCM/region/NOA/SCA/EU/MIE/AFR/AP/view/area/>>

BP, Natural Gas Production. Consultado el 28 de Octubre de 2016. [En línea]. Disponible en:<<<http://www.bp.com/en/global/corporate/energy-economics/statistical-review-of-world-energy/natural-gas/natural-gas-production.html>>>

BP, Natural Gas Reserves. Consultado el 28 de Octubre de 2016. [En línea]. Disponible en:<<<http://www.bp.com/en/global/corporate/energy-economics/statistical-review-of-world-energy/natural-gas/natural-gas-reserves.html>>>

CAMPBELL, John “Gas Conditioning and Processing”. 1992.

CARLSON, Eric C. Don't Gamble With Physical Properties For Simulations. Chemical Engineering Progress, Octubre, 1996, p. 36.

COYLE, David; DURR, Charles y SHAH, Pankaj. LNG: A Proven Stranded Gas Monetization Option, Colorado. Society of Petroleum Engineers, 2003.

DANE, Información estratégica. [En línea]. Disponible en:<<<http://www.dane.gov.co/index.php/estadisticas-por-tema/precios-y-costos/indice-de-precios-al-consumidor-ipc>>>

DENNEY, Dennis. Gas-to-Liquid Update. Society of Petroleum Engineers 2006.

DESOUKY, S.M.; MACARY, S.. Natural Gas Liquids and LNG Production from Crudes and Wet Gases, Texas. Society of Petroleum Engineers, 2002.

ESPECIFICACIONES DE CALIDAD DEL GAS NATURAL EN EL PUNTO DE ENTRADA DEL SISTEMA DE TRANSPORTE. CREG, 2007.

FAJARDO, A; ROJAS, L.E y CRISTANCHO, J. Definición del modelo estratigráfico en el intervalo Cretáceo Superior a Mioceno Medio en la cuenca Llanos Orientales y Piedemonte Llanero, citado por SARMIENTO, Luis Fernando. Petroleum Geology Of Colombia. Volumen 9. Medellín: ANH, 2011.

FAN, Li.; HARRIS, Billy H.; KAMATH, Jairam. “Revisión de los yacimientos de gas condensado”. [En línea]. Disponible en: <<https://www.slb.com/~/media/Files/resources/oilfield_review/spanish06/spr06/p16_29.pdf>>

FORMIATTI, S.; SALAH, M.. Integrated GAS-LNG Projects, Ravenna. Eni E&P Division, 2009.

G.P.S.A. Engineering Data Book, 2004.

INSTITUTO COLOMBIANO DE NORMAS TÉCNICAS Y CERTIFICACIÓN. Documentación. Presentación de tesis, trabajos de grado y otros trabajos de investigación. NTC 1486.Sexta actualización. Bogotá D.C.2008.

INSTITUTO COLOMBIANO DE NORMAS TÉCNICAS Y CERTIFICACIÓN. Referencias bibliograficas. Contenido, forma y estructura. NTC 5613. Segunda actualización. Bogotá D.C.2008.

INSTITUTO COLOMBIANO DE NORMAS TÉCNICAS Y CERTIFICACIÓN. Referencias documentales para fuentes de informacion electronicas. NTC 4490. Bogotá D.C. 1998.

KIDNAY, Arthur J.; PARISH, William R. Fundamentals of Natural Gas Processing. Taylor and Francis Group. Boca Ratón, 2006.

L.A. Turbine. [En línea]. Disponible en: <<http://www.laturbine.com/wp-content/uploads/2017/12/LAT_ARES_Postcard_new-1.pdf>>

L’AIR LIQUIDE S.A. “Propane”. [En línea]. Disponible en: <<<https://encyclopedia.airliquide.com/propane>>>

MARTÍNEZ, Marcías. Ingeniería de Gas: Principios y Aplicaciones. Maracaibo: Ingenieros Consultores y Asociados C, 1994. ISBN-980-07-1676-9.

MESA, A.G. Diagenesis and reservoir quality of the Guadalupe, Barco and Mirador Formations (Campanian to Eocene), Llanos Basin, Colombia, citado por SARMIENTO, Luis Fernando. Petroleum Geology Of Colombia. Volumen 9. Medellín: ANH, 2011.

NOTESTEIN, F; HUBMAN, C y BOWLER, J. Geology of the Barco Concession, citado por DE PORTA, J. Léxico Estratigráfico de Colombia, 4da parte. Bogotá: Ingeominas, 2001.

PANKA, Scorr D.; GENTRY, Mark C.; LEGER, Ann T.; BOWEN, Ron R.; NELSON, Eric D.. Pressurized LNG: A New Technology for Gas Commercialization, Texas. ExxonMobil Upstream Research Company, 2005.

RACEFN. Glosario de Geología. [En línea]. Disponible en: <http://www.ugr.es/~agcasco/personal/rac_geologia/rac.htm#A>

Salario Mínimo Mensual 2017 en Colombia. [En línea]. Disponible en: <<<http://www.salariominimocolombia.net/2017>>>

SARMIENTO, Luis Fernando. Petroleum Geology Of Colombia. Volumen 9. Medellín: ANH, 2011.

Transportadora de Gas Internacional [En línea]. Disponible en: <http://www.tgi.com.co/index.php/es/nuestra-operacion/mapa-red-nacional-de-gasoductos/gasoducto-morichal-yopal> . Consultado en: septiembre de 2017. Modificada por los autores.

UPME “CADENA DEL GAS LICUADO DEL PETRÓLEO (GLP)”. [En línea]. Disponible en: <<http://www1.upme.gov.co/Hidrocarburos/publicaciones/Cadena_GLP_2017_30032017.pdf>>

WANKAT, Phillip C. Ingeniería de procesos de separación. Prentice Hall, 2008.

ANEXOS

ANEXO A
DISEÑO 1 JOULE THOMSON


ANEXO B
DISEÑO 2 TURBO-EXPANDER

ANEXO C
DISEÑO 3 CHILLER

ANEXO D
DISEÑO 4 JOULE THOMSON CON REFLUJO

ANEXO E
DISEÑO 5 TURBO-EXPANDER CON REFLUJO

ANEXO F
DISEÑO 6 CHILLER CON REFLUJO

 Fundación Universidad de América	FUNDACIÓN UNIVERSIDAD DE AMÉRICA	Código:
	PROCESO: GESTIÓN DE BIBLIOTECA	Versión 0
	Autorización para Publicación en el Repositorio Digital Institucional – Lumieres	Julio - 2016


AUTORIZACIÓN PARA PUBLICACIÓN EN EL REPOSITORIO DIGITAL INSTITUCIONAL LUMIERES

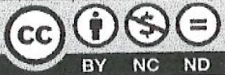


Nosotros Santiago Melani Gonzáles y Luis Felipe Santamaría Ariza en calidad de titulares de la obra **EVALUACIÓN TÉCNICO-FINANCIERA DEL FRACCIONAMIENTO DEL GAS NATURAL PRODUCIDO EN EL PIEDEMONTE LLANERO DE COLOMBIA**, elaborada en el año 2017, autorizamos al **Sistema de Bibliotecas de la Fundación Universidad América** para que incluya una copia, indexe y divulgue en el Repositorio Digital Institucional – Lumieres, la obra mencionada con el fin de facilitar los procesos de visibilidad e impacto de la misma, conforme a los derechos patrimoniales que nos corresponden y que incluyen: la reproducción, comunicación pública, distribución al público, transformación, en conformidad con la normatividad vigente sobre derechos de autor y derechos conexos (Ley 23 de 1982, Ley 44 de 1993, Decisión Andina 351 de 1993, entre otras).

Al respecto como Autores manifestamos conocer que:

- La autorización es de carácter no exclusiva y limitada, esto implica que la licencia tiene una vigencia, que no es perpetua y que el autor puede publicar o difundir su obra en cualquier otro medio, así como llevar a cabo cualquier tipo de acción sobre el documento.
- La autorización tendrá una vigencia de cinco años a partir del momento de la inclusión de la obra en el repositorio, prorrogable indefinidamente por el tiempo de duración de los derechos patrimoniales del autor y podrá darse por terminada una vez el autor lo manifieste por escrito a la institución, con la salvedad de que la obra es difundida globalmente y cosechada por diferentes buscadores y/o repositorios en Internet, lo que no garantiza que la obra pueda ser retirada de manera inmediata de otros sistemas de información en los que se haya indexado, diferentes al Repositorio Digital Institucional – Lumieres de la Fundación Universidad América.
- La autorización de publicación comprende el formato original de la obra y todos los demás que se requiera, para su publicación en el repositorio. Igualmente, la autorización permite a la institución el cambio de soporte de la obra con fines de preservación (impreso, electrónico, digital, Internet, intranet, o cualquier otro formato conocido o por conocer).
- La autorización es gratuita y se renuncia a recibir cualquier remuneración por los usos de la obra, de acuerdo con la licencia establecida en esta autorización.
- Al firmar esta autorización, se manifiesta que la obra es original y no existe en ella ninguna violación a los derechos de autor de terceros. En caso de que el trabajo haya sido financiado por terceros, el o los autores asumen la responsabilidad del cumplimiento de los acuerdos establecidos sobre los derechos patrimoniales de la obra.
- Frente a cualquier reclamación por terceros, el o los autores serán los responsables. En ningún caso la responsabilidad será asumida por la Fundación Universidad de América.
- Con la autorización, la Universidad puede difundir la obra en índices, buscadores y otros sistemas de información que favorezcan su visibilidad.

Conforme a las condiciones anteriormente expuestas, como autores establecemos las siguientes condiciones de uso de nuestra obra de acuerdo con la **licencia Creative Commons** que se señala a continuación:

 Fundación Universidad de América	FUNDACIÓN UNIVERSIDAD DE AMÉRICA	Código:
	PROCESO: GESTIÓN DE BIBLIOTECA	Versión 0
	Autorización para Publicación en el Repositorio Digital Institucional – Lumieres	Julio - 2016

	Atribución- no comercial- sin derivar: permite distribuir, sin fines comerciales, sin obras derivadas, con reconocimiento del autor.	<input checked="" type="checkbox"/>
	Atribución – no comercial: permite distribuir, crear obras derivadas, sin fines comerciales con reconocimiento del autor.	<input type="checkbox"/>
	Atribución – no comercial – compartir igual: permite distribuir, modificar, crear obras derivadas, sin fines económicos, siempre y cuando las obras derivadas estén licenciadas de la misma forma.	<input type="checkbox"/>

Licencias completas: http://co.creativecommons.org/?page_id=13

Siempre y cuando se haga alusión de alguna parte o nota del trabajo, se debe tener en cuenta la correspondiente citación bibliográfica para darle crédito al trabajo y a sus autores.

De igual forma como autores autorizamos la consulta de los medios físicos del presente trabajo de grado así:

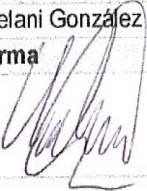
AUTORIZAMOS	SI	NO
La consulta física (sólo en las instalaciones de la Biblioteca) del CD-ROM y/o Impreso	x	
La reproducción por cualquier formato conocido o por conocer para efectos de preservación	x	

Información Confidencial: este Trabajo de Grado contiene información privilegiada, estratégica o secreta o se ha pedido su confidencialidad por parte del tercero, sobre quien se desarrolló la investigación. En caso afirmativo expresamente indicaremos, en carta adjunta, tal situación con el fin de que se respete la restricción de acceso.	SI	NO
		x

Para constancia se firma el presente documento en Bogotá, a los 29 días del mes de enero del año 2018.

LOS AUTORES:

Autor 1

Nombres	Apellidos
Santiago	Melani González
Documento de identificación No	Firma
1026289972	

Autor 2

Nombres	Apellidos
Luis Felipe	Santamaria Ariza
Documento de identificación No	Firma
1019089302	