

**DETERMINACIÓN DEL POTENCIAL DE PRODUCCIÓN DE LÍQUIDOS
ESTABILIZADOS A PARTIR DE LA CORRIENTE DE GAS DE VENTAS
BOOSTING, EPF-FLOREÑA**

**JORGE EDUARDO CELIS VARGAS
LEONARDO RODRIGUEZ COLMENARES**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BUCARAMANGA**

2013

**DETERMINACIÓN DEL POTENCIAL DE PRODUCCIÓN DE LÍQUIDOS
ESTABILIZADOS A PARTIR DE LA CORRIENTE DE GAS DE VENTAS
BOOSTING, EPF-FLOREÑA**

**JORGE EDUARDO CELIS VARGAS
LEONARDO RODRIGUEZ COLMENARES**

**Trabajo de Grado presentado como requisito para optar al título de
Ingeniero. De Petróleos.**

Director de proyecto

**ING. MANUEL CABARCAS SIMANCAS
Líder del Área de Procesos e Ingeniería
Docente UIS**

Co-director

**ING. JAVIER ALFONSO GARCÍA
Operation Team Leader Recetor & Piedemonte
Equion Energy**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BUCARAMANGA**

2013

NOTA ACLARATORIA

El presente trabajo de tesis de grado titulado: **DETERMINACIÓN DEL POTENCIAL DE PRODUCCIÓN DE LÍQUIDOS ESTABILIZADOS A PARTIR DE LA CORRIENTE DE GAS DE VENTAS BOOSTING, EPF-FLOREÑA**, forma parte de los proyectos de investigación que la compañía operadora, EQUION ENERGY LTDA, adelanta dentro del contrato de asociación Piedemonte. Fue dirigido y financiado parcialmente por EQUION ENERGY.

Por tanto, los derechos de autor son propiedad del estudiante, de la Universidad Industrial de Santander y de Equion Energy y los resultados obtenidos podrán ser transferidos a la sociedad colombiana en actividades sin ánimo de lucro.

DEDICATORIA

A Dios

A mi familia

A quienes creen en mí y me apoyan de manera incondicional

Leonardo Rodríguez Colmenares

DEDICATORIA

A Jorge Enrique Celis quien con un costoso y doloroso sacrificio, en el momento más difícil de nuestra vida, me dio la motivación necesaria para culminar esta meta. Por ser mi ejemplo de superación y fuerza interior. Por enseñarme a vivir y gozar la vida. Por su confianza y amistad incondicional. Por ser el padre que soñé.

A Alba Vargas Márquez, quien con su sufrido esfuerzo y gran amor, me dio la oportunidad de convertir mis sueños realidad, mi inspiración para recibir cada mañana con felicidad.

A Eder Enrique Celis por ser mi hermano, por hacerme parte de su vida, brindarme su apoyo y alegría que lo caracteriza.

A Viviana por darme apoyo durante esta etapa que hoy culmina.

A mis amigos y familiares que por no nombrarlas no significa que no estén presentes en mi memoria.

Jorge Eduardo Celis Vargas

AGRADECIMIENTOS

Los autores expresan sus agradecimientos:

A **Dios** por brindarnos salud, sabiduría y entendimiento. Virtudes, que nos han permitido desarrollar y sacar adelante este proyecto.

A la **Universidad Industrial de Santander** por acogernos en su tan honorable claustro y formarnos como profesionales íntegros y aptos para competir la gran industria energética global.

A **Javier Alfonso García**, Superintendente de operaciones Piedemonte & Recetor-Equion Energy, por su colaboración y ayuda incondicional.

A **Manuel Cabarcas Simancas**, Docente Planta y Líder del Área de Procesos e Ingeniería- UIS, Director de proyecto de grado, por su orientación y apoyo durante todo el proyecto.

A **Helmer Alfonso** y **Jesús Torres**, Ingenieros de Producción-Equion Energy, por su disposición y colaboración.

A **Mauricio Morales, Hernando** y **Royer**, Supervisores de Operaciones-Floreña, por su apoyo y contribución.

A **Equion Energy** y a todo el **Equipo de Operaciones de Piedemonte** como: “El Viejo Kike”, “Caballo”, “Juancho”, “Pelele”, “Chorrito”, “Lucho”, Wilson, Nelson, Fabián, Wilson, “Fresquitico”, Helio, Camilo, Correa, entre otros, por su ayuda y disposición.

A todas aquellas personas que en medio de toda la investigación nos ofrecieron su colaboración y ayuda participando en el desarrollo de la misma.

TABLA DE CONTENIDO

	pág.
INTRODUCCIÓN	19
1. DESCRIPCIÓN DEL CAMPO	22
1.1. INFORMACIÓN GENERAL DEL CAMPO	22
1.2. FILOSOFÍA DE OPERACIÓN EPF-FLOREÑA	23
1.3. POTENCIAL DE PRODUCCIÓN DE CONDENSADOS A PARTIR DEL GAS BOOSTING	25
2. RECUPERACIÓN DE LÍQUIDOS A PARTIR DEL GAS NATURAL	28
2.1. TECNOLOGIAS COMERCIALES	28
2.1.1. Refrigeración Mecánica O Externa.	29
2.1.2. Expansión Joule-Thompson.	31
2.1.3. Refrigeración Criogénica (Turbo-Expander).	32
2.1.4. Separación Supersónica (Twister).	33
2.2. ESTABILIZACIÓN DE CONDENSADOS	35
2.2.1. Vaporización Flash.	36
2.2.2. Estabilización Por Fraccionamiento.	37
2.2.2.1. Torre de Estabilización Sin Reflujo	37
2.2.2.2. Torre de Estabilización con Reflujo.	38
3. OPTIMIZACIÓN DEL SISTEMA DE GAS BOOSTING.	39
3.1. SELECCIÓN DE LA TECNOLOGIA Y UBICACIÓN DE LA PLANTA DE RECOBRO DE NGLs	40
3.1.1. Etapa 1: Revisión Y Análisis Bibliográfico.	41
3.1.2. Etapa 2: Definición De Variables Operacionales	41
3.1.3. Etapa 3: Matriz De Selección.	42
4. SIMULACIÓN	47

4.1. PARÁMETROS DE LA SIMULACIÓN	47
4.2. INFORMACIÓN TERMODINÁMICA DE LAS CORRIENTES INVOLUCRADAS EN EL PROCESO	48
4.3. CONSIDERACIONES	49
4.4. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	51
5. RESULTADOS Y ANÁLISIS	53
5.1. ANÁLISIS DE RESULTADOS	57
6. ANÁLISIS FINANCIERO	59
6.1. ESTIMACIÓN DE LA INVERSIÓN EN ACTIVOS FIJOS, (CAPEX).	59
6.2. ESTIMACIÓN DE LOS COSTOS OPERACIONALES	60
6.2.1. Estimación de los Costos Asociados a la Mano De Obra (Col).	61
6.2.2. Estimación de los Costos Por Requerimientos del Proceso (U).	61
6.2.3. Estimación de los Costos de la Materia Prima (RM	64
6.3. EVALUACIÓN DE LA RENTABILIDAD DEL PROYECTO	65
7. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	67
BIBLIOGRAFÍA	69
ANEXO	72

LISTA DE TABLAS

	pág.
Tabla 1. Condiciones meteorológicas y del sitio	22
Tabla 2. Caracterización de los fluidos de alimentación a las facilidades.	23
Tabla 3. Especificaciones de productos, EPF-Floreña	24
Tabla 4. Bases de diseño, composición-Gas Boosting.	27
Tabla 5. Cuadro comparativo entre métodos de recuperación de condensado.	42
Tabla 6. Matriz de selección para la Alternativa “A”, succión de los compresores boosting.	45
Tabla 7. Matriz de selección para la Alternativa “B”, descarga de los compresores boosting.	46
Tabla 8. Requerimientos del diseño propuesto.	53
Tabla 9. Balances de materia y energía del proceso.	54
Tabla 10. Determinación del CAPEX	62
Tabla 11. Determinación del OPEX	64
Tabla 12. Rentabilidad del Proyecto	65

LISTA DE FIGURAS

	pág.
Figura 1. Diagrama de bloques, operaciones EPF-Floreña	25
Figura 2. Envolvente de fases del gas boosting, EPF-Floreña.	26
Figura 3. Comportamiento termodinámico del gas tratado y no tratado.	28
Figura 4. Esquema, Refrigeración Mecánica	29
Figura 5-a. Ciclo de refrigeración por compresión de vapor, Diagrama LOG P vs H.	30
Figura 5-b. Ciclo de refrigeración por compresión de vapor, Diagrama T vs S.	31
Figura 6. Esquema, Expansión Joule-Thompson.	32
Figura 7. Esquema, Refrigeración criogénica.	33
Figura 8. Esquema, Separación Supersónica.	34
Figura 9. Comportamiento termodinámico de las tecnologías de recobro de NGLs, Diagrama P vs T.	35
Figura 10. Comportamiento termodinámico de las tecnologías de recobro de NGLs, Diagrama Log P vs H.	35
Figura 11. Esquema de Estabilización por Vaporización Flash.	36
Figura 12. Esquema de Estabilización por Fraccionamiento.	37
Figura 13. Esquema de opciones de proceso.	40
Figura 14. Esquema, operación actual del sistema de gas boosting.	49
Figura 15. Diseño propuesto para la planta de recuperación de condensado estabilizado.	52
Figura 16. Recobro de la Inversión, Pay Back del proyecto.	66

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
Anexo A. Estimación de la Temperatura Óptima de Operación de Separador Frio.	72
Anexo B. Dimensionamiento de los Equipos Presentes en el Proceso.	77
Anexo C. Estimación de la Inversión en Activos Fijos, (CAPEX)	80

ABREVIATURAS

Notación	Descripción
BMC:	Bare module cost, método empleado para estimar costos.
BWPD:	Barriles de agua por día.
BO:	Barriles de petróleo crudo.
BOPD:	Barriles de petróleo crudo por día.
BPD:	Barriles por día.
PDF:	Diagrama de Flujo del Proceso.
H:	Entalpía.
Chiller:	Equipo industrial, intercambiador de calor.
EG:	Etilenglicol.
EPF:	Facilidades de producción Temprana, en inglés Early Production Facility
GPM:	Galones de líquido de un compuesto i contenidos en 1000 ft ³ de GN.
GLP:	Gas licuado de petróleo.
GN:	Gas Natural
C5+:	Gasolina Natural o Condensado.
HC:	Hidrocarburo (s).
NGLs:	Líquidos del gas natural.
TIR:	Tasa interna de retorno.
TIO:	Tasa de interés de oportunidad.
HHV:	Poder calorífico del GN, en inglés Higher Heating Value.

RESUMEN

TITULO: DETERMINACIÓN DEL POTENCIAL DE PRODUCCIÓN DE LÍQUIDOS ESTABILIZADOS A PARTIR DE LA CORRIENTE DE GAS DE VENTAS BOOSTING, EPF-FLOREÑA*

AUTORES: CELIS VARGAS, Jorge Eduardo, y, RODRIGUEZ COLMENARES, Leonardo**

PALABRAS CLAVES: Evaluación Financiera, Estabilización de condensados, Gas Natural, Líquidos del gas natural, Optimización, Simulación.

DESCRIPCIÓN: El recobro de hidrocarburos (HC) líquidos a partir del gas natural (GN) puede ir desde un simple control de punto de rocío hasta procesos criogénicos, como la extracción de etano. Sin embargo, la implementación de un proceso u otro depende principalmente de los productos que se desean recobrar y de las especificaciones contractuales de poder calorífico (HHV, Higher Heating Value) fijadas para GN.⁴

Este trabajo describe el procedimiento utilizado, por Equion Energía Ltda y la Universidad industrial de Santander, para evaluar la viabilidad de una planta que permita el recobro de Gasolina Natural (C5+), a partir de una corriente de GN de 60 MMscfd que en la actualidad se envía como gas boosting y sin especificaciones de HHV, desde las facilidades de producción del campo Floreña hacia las facilidades del campo Cupiagua.

Existen diversos diseños de procesos que permiten el recobro de HC líquidos, sin embargo, se analizan técnica y económicamente las cuatro tecnologías comerciales más desarrolladas en la industria. Utilizando una metodología comparativa, y después de una extensa revisión de las opciones de proceso, un esquema ampliamente aceptado, a base de Refrigeración Mecánica, fue simulado con el software-Hysys y elegido como la configuración óptima para cumplir con los objetivos del proyecto. El escenario económico se evalúa en términos del valor presente Neto (VPN), y de la tasa interna de retorno (TIR), con precios para el GN y el crudo de US\$ 4.22/GJ y US\$ 60/BO, respectivamente. La implementación del proyecto permitirá recuperar y comercializar condensados estabilizados, reducir las emisiones generadas por las quemas del GN y ahorrar valiosos recursos energéticos.

* Trabajo de Grado.

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas, Escuela de Ingeniería de Petróleos. Director: Ing. CABARCAS SIMANCAS, Manuel. Co-director: Ing. GARCÍA, Javier Alfonso

ABSTRACT

TITLE: DETERMINATION OF PRODUCTION POTENTIAL OF STABILIZED LIQUID FROM CURRENT GAS SALES BOOSTING, EPF-Florena *

AUTHOR: CELIS VARGAS, Jorge Eduardo, y, RODRIGUEZ COLMENARES, Leonardo **

KEYWORDS: Financial Evaluation, Stabilization of condensates, natural gas, natural gas liquids, Optimization, Simulation.

DESCRIPTION: The recovery of hydrocarbons liquids (HC) from natural gas (NG) can range from a simple dew point control to cryogenic processes such as the extraction of ethane. However, the implementation of a process or another depends mainly on the products you want to recover and the contractual specifications of calorific value (HHV, Higher Heating Value) set for NG.

This paper describes the procedure used by Equion Energy Ltd and the Universidad industrial de Santander, to assess the feasibility of make a plant that would let the recovery of natural gasoline (C5 +), from a current NG 60 MMscfd which currently is sent as gas boosting without HHV specifications; from Floreña field's production facilities to Cupiagua field's facilities.

There are a great variety designs of processes that enable the recovery of liquids HC, however, the purpose of this paper is to analyze technically and economically the four most commercial technologies developed in the industry. Using a comparative methodology, and after an extensive review of the processing options, a widely accepted scheme, based on mechanical refrigeration, was simulated with the software-Hysys and chosen as the optimal configuration to meet project objectives. The economic scenario is evaluated in terms of the net present value (NPV), and the internal return rate (IRR), considering a price for NG and oil of \$ 4.22/GJ and \$ 60/BO respectively. It is expected with the implementation of this project we could recover stabilized condensates and so market them, reduce emissions from the burning of NG and save valuable energy resources

* Work of degree.

** Faculty of Physical-Chemistry Engineering. Petroleum Engineering School. Director: Eng. CABARCAS SIMANCAS, Manuel. . Co-Director: Eng. GARCÍA, Javier Alfonso

INTRODUCCIÓN

El gas natural continua ganando competitividad como fuente de energía y su producción representa un papel muy importante para la matriz energética del país, pues la exigente demanda de este HC, que sigue creciendo, ha logrado incrementar la oferta dos veces y media desde 1991. Según Boris Villa⁸, gerente de Gas de Ecopetrol en 2011, Colombia posee más de 4 tera pies cúbicos (TPC) de reservas probadas y por lo menos 2 TPC adicionales en reservas probables, sin contar el potencial que tiene para ser explorado y desarrollado. Esto garantiza que el país estará completamente abastecido con GN hasta 2019, si no se logran más descubrimientos. Sin embargo, el agotamiento de las reservas, tanto de crudo como de gas, sumado a una creciente ética ambiental, exige un desarrollo más responsable de los recursos de hidrocarburos.

Para hacer frente a estos problemas, las compañías operadoras están indagando e implementando estrategias que permitan optimizar sus procesos y así mejorar la recuperación de petróleo crudo. Sus investigaciones se han centrado en maximizar la recuperación de líquidos a partir del gas natural, lo que adicionalmente conlleva a una reducción significativa de las quemas.

El GN está compuesto por una mezcla de diversos HC y algunas “impurezas”, no obstante, éste contiene en mayor proporción metano y etano. El acondicionamiento del GN para ventas incluye muchas operaciones, aunque se procesa principalmente para eliminar los HC más pesados contenidos en él como: etano, propano, butanos y condensado (C5+). Estos componentes son separados de la corriente de GN como líquidos y por ende comúnmente son llamados “líquidos del gas natural” (NGLs). El recobro de componentes NGLs se realiza esencialmente por dos razones, para control de punto de rocío o para ser

comercializados, ya que normalmente los NGLs tienen mayor valor comercial como productos separados, que como parte de la corriente de GN¹¹. El punto de rocío de hidrocarburo y agua es controlado esencialmente para garantizar la seguridad de las operaciones, evitar la obstrucción de tuberías por formación de hidratos, la formación de una fase líquida durante el transporte, corrosión y, cumplir con las especificaciones contractuales del gas de venta.

En la cuenca de los llanos orientales, dentro de la cual se halla un gran porcentaje de las reservas de HC del país, se encuentra ubicado el campo Floreña. Este produce un crudo volátil, con una cantidad significativa de gas. Por estas características especiales la oportunidad de extracción de NGLs a partir del gas natural es buena, particularmente, GLP y gasolina natural. En casos como éste, recobrar estos productos líquidos, resulta de gran importancia, pues la eficiencia del proceso aumenta así como las utilidades. Sin embargo, la selección de un sistema que cumpla con todos los requerimientos para un proceso de recobro de NGLs al más bajo costo no es una labor fácil, se requiere de un gran conocimiento y familiaridad con los sistemas disponibles en el mercado.

Con la última planta de absorción con aceite pobre construida hace 30 años aproximadamente, el ingeniero de procesos debe considerar solo cuatro tecnologías de recobro de NGLs: Turbo-expander, Refrigeración Mecánica, Expansión Joule Thomson y Twister, sin embargo entre más de 1600 plantas de procesamiento de GN mostradas en Oil & Gas Journal's Worldwide Gas Plant Survey, cerca del 80% usan refrigeración Mecánica o Turbo-expander⁵. La tecnología twister, que aún se encuentra en desarrollo, es bastante promisoria.

Para una sabia decisión al seleccionar una tecnología, primero se debe fijar la temperatura mínima a la cual debe ser enfriada la corriente de proceso para obtener el producto deseado. Generalmente se prefiere el sistema que proporciona el nivel más bajo de enfriamiento para la corriente. Por supuesto, otros criterios son relevantes y se deben tener muy en claro, dentro de éstos están

las características de producción del yacimiento, geografía, especificaciones del cliente y las condiciones del mercado.

Por las razones expuestas anteriormente, Equion Energía Ltda en conjunto con la Universidad Industrial de Santander, evalúan la viabilidad técnica, económica y termodinámica de una planta que permita el recobro de NGLs, particularmente C5+, a partir de una corriente de GN de 60 MMscfd que en la actualidad se envía como gas boosting y sin especificaciones de HHV, desde las facilidades de producción del campo Floreña hacia las instalaciones del campo Cupiagua.

1. DESCRIPCIÓN DEL CAMPO

1.1. INFORMACIÓN GENERAL DEL CAMPO

La Facilidad de Producción Temprana ó EPF (Early Production Facility)-Floreña está ubicada en el departamento de Casanare-Colombia, aproximadamente a 330 km al nordeste de Bogotá, en el corregimiento de “El Morro” jurisdicción del municipio “El Yopal”. Estas facilidad hace parte de la tercera fase del Proyecto Piedemonte, el cual ha permitido el desarrollo de los campos de Floreña y Pauto, yacimientos de aceite volátil ligeramente parafínico y de gas condensado, respectivamente. El EPF fue puesto en marcha en el año 2001 por la British Petroleum-Colombia, compañía que fue adquirida por Equion Energía en el 2011.

Tabla 1. Condiciones meteorológicas y del sitio

Ítem	Valor
Elevación	1886.5 ft sobre el nivel del mar
Presión barométrica	13.78 Psia
Temperatura ambiente	59 °F (Min) 104 °F (Max)
Lluvia	Promedio anual: 79 - 180 in Máximo/ 24 h: 11 in
Humedad relativa	60% (Min) 90% (Max)
Temporada húmeda	Abril a Noviembre
Viento	Velocidad promedio: 15 - 20 mph Dirección del viento: SW
Sismicidad	NSR-10 Alto riesgo sísmico

Fuente: Equion Energy

La producción de estos campos, proveniente de 10 pozos, es aproximadamente de 30.000 BOPD, 180 MMscfd y de 3.000 BWPD, pero solo 19.000 BOPD son

procesados en el EPF-Floreña, los 11.000 BOPD restantes son desviados por una línea troncal hacia la facilidad de Cupiagua.

Los pronósticos de producción en Piedemonte son buenos y en concordancia con la evolución de los campos ya mencionados, Equion Energía tiene la intención de una ampliación en Floreña, para el 2013, que permitirá aumentar la capacidad de procesamiento de fluidos en el EPF a 50.000 BOPD, 620 MMscfd de gas y 9.000 BWPD.

1.2. FILOSOFÍA DE OPERACIÓN EPF-FLOREÑA

En la **Tabla 2** se suministra la caracterización de los fluidos de alimentación al EPF-Floreña. El procesamiento de éstos se logra cuando el flujo proveniente del yacimiento ingresa al separador de alta presión (AP), que opera como un estabilizador de flujo (Slug Catcher), aproximadamente a 560 psig y 145°F. El gas separado en este equipo se envía al cabezal de gas boosting y a las unidades de deshidratación.

Tabla 2. Caracterización de los fluidos de alimentación a las facilidades.

Propiedades del aceite @ 600°psi/150°F		Propiedades del gas @ 600°psi/150°F	
Propiedad	Valor	Propiedad	Valor
Densidad	44.6 lb / ft ³	Peso molecular	21.2
Viscosidad	0.5 cp	Densidad	2.2 lb / ft ³
		Viscosidad	0.014 cp
		Cp / Cv	1.36
		Factor Z	0.91

Fuente: Equion Energy

El gas deshidratado se comprime para ser inyectado al yacimiento a una presión entre 5300-5450 psig. Por otra parte, la corriente de gas de ventas boosting ingresa a un scrubber de AP antes de ser dividida proporcionalmente entre dos compresores recíprocos de dos etapas cuya succión opera normalmente a una temperatura de 107 F y presión de 520 a 590 psig, la presión de descarga puede estar entre 900 a 2100 psig de acuerdo al escenario de operación y producción. Por último, el gas boosting es direccionado junto con el agua de producción a la facilidad de “Cupiagua” por medio de la línea troncal “YB”, que adicionalmente recibe la producción de piedemonte que no se procesa en el EPF-Floreña, así como los fluidos producidos en el área norte de Cupiagua. En la **Tabla 3** se muestran las especificaciones de venta para los principales productos obtenidos en el EPF.

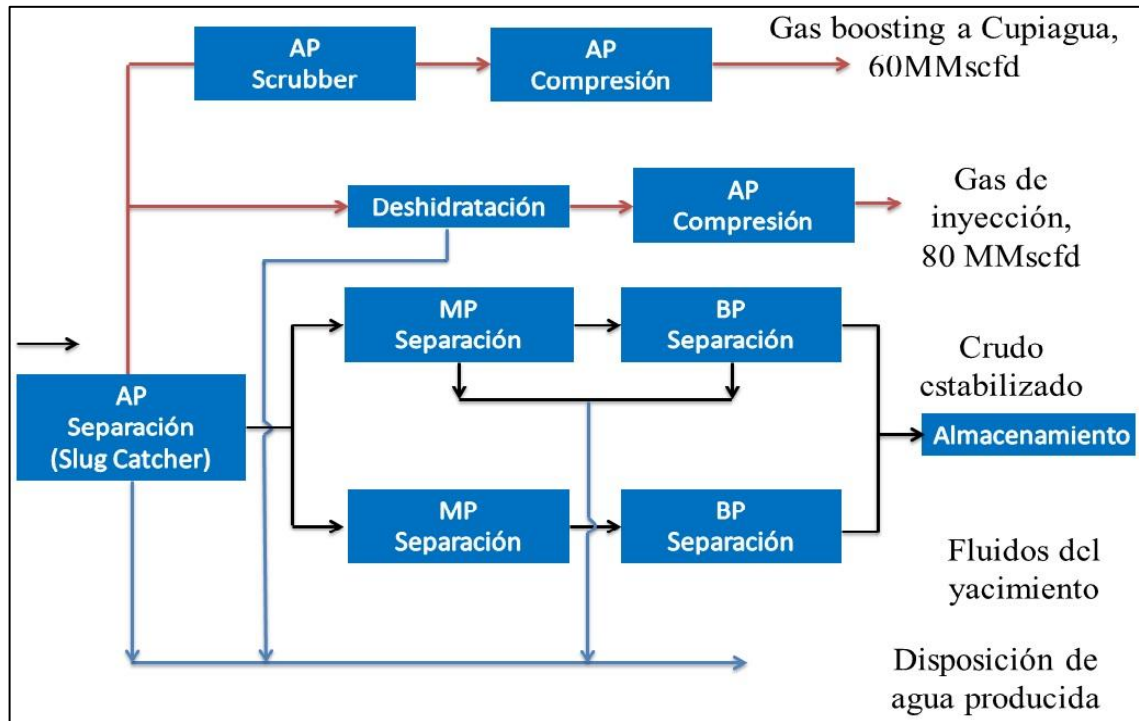
Tabla 3. Especificaciones de productos, EPF-Floreña

Especificaciones del crudo estabilizado en el tanque de almacenamiento	
Parámetro	Especificación
BSW	< 0,5
Presión de vapor (TVP)	14,1 Psia at 105 °F
Especificaciones del gas boosting	
Parámetro	Especificaciones
Presión en los límites de la facilidad	2000 - 2080 Psig
Temperatura en los límites de la facilidad	110 - 145 °F

Fuente: Equion Energy

El crudo es direccionado hacia dos trenes de separación, en donde pasa a una etapa de separación de media presión (MP) a 150 psig y 160°F y posteriormente a una etapa de separación a baja presión (BP) 10 psig y 120°F. Un diagrama de flujo simplificado de las operaciones se muestra en la **Figura 1**.

Figura 1. Diagrama de bloques, operaciones EPF-Floreña



Fuente: Autores

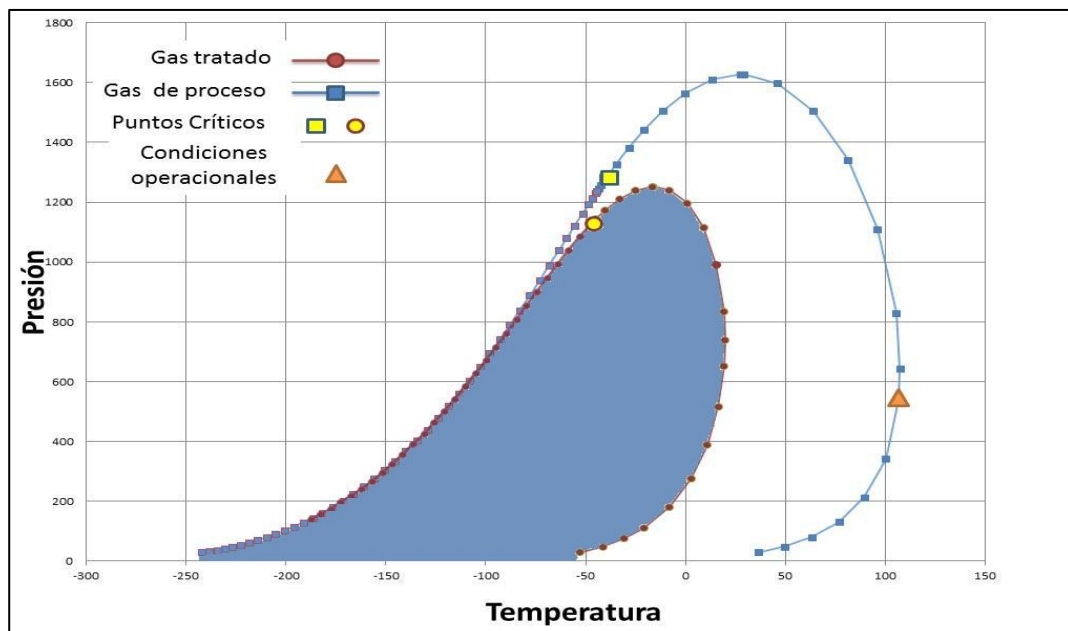
1.3. POTENCIAL DE PRODUCCIÓN DE CONDENSADOS A PARTIR DEL GAS BOOSTING

Desde el punto de vista termodinámico es posible evaluar el recobro de NGLs a partir de la corriente de 60 MMscfd de gas boosting con las tecnologías mencionadas previamente, pues teóricamente las condiciones actuales de operación de los compresores lo permiten, ver **Figura 2**. Igualmente, de la **Tabla 4**, donde se muestra claramente la composición de este gas, se puede determinar que el potencial de generar condensados a partir de esta corriente de GN es grande, porque puede ser considerada como un “gas rico” que no debe cumplir con especificaciones de HHV para su envío. En primera instancia, lo anterior provocó el interés de Equion por la recuperación y comercialización de los NGLs, particularmente gasolina natural.

Subsecuente, la producción sostenible de gas en Piedemonte, que garantiza el proyecto de expansión, recalca la importancia de recobrar los valiosos productos líquidos contenidos en el gas, si se tiene en cuenta que el precio de los NGLs generalmente se toma como un porcentaje del precio del petróleo crudo. Valores comunes, según las condiciones del mercado, pueden ser: propano, 55%; butanos; 75% pentanos y más pesados, 95%.¹⁰

Por último, las quemas generadas por el EPF, que se relacionan directamente con la operación del sistema de gas boosting y el gas asociado al crudo, podrían ser reducidas si los NGLs son extraídos del gas.

Figura 2. Envoltante de fases del gas boosting, EPF-Floreña.



Fuente: Autores

Al analizar detenidamente las oportunidades de mejoramiento que ofrece el sistema de gas boosting, hemos propuesto determinar la viabilidad técnica y económica de una planta de procesamiento de gas natural en el EPF-Floreña, estableciendo el tipo de tecnologías aplicables, los criterios para el cálculo de la

rentabilidad del proyecto y cumpliendo con los objetivos fijados y deseados por Equion Energía.

En consecuencia, se debe desarrollar un diseño que se acople a las condiciones de operación de la planta, maximice el recobro de condensados y entregue el gas residual como gas de ventas boosting sin afectar la operación actual. Además, los condensados deben ser estabilizados y cumplir con las especificaciones fijadas en la **tabla 3**, para poder ser comercializados como diluyentes en proyectos de producción de crudos pesados en la cuenca de los Llanos Orientales o ser mezclados y comercializados con el crudo.

Tabla 4. Bases de diseño, composición-Gas Boosting.

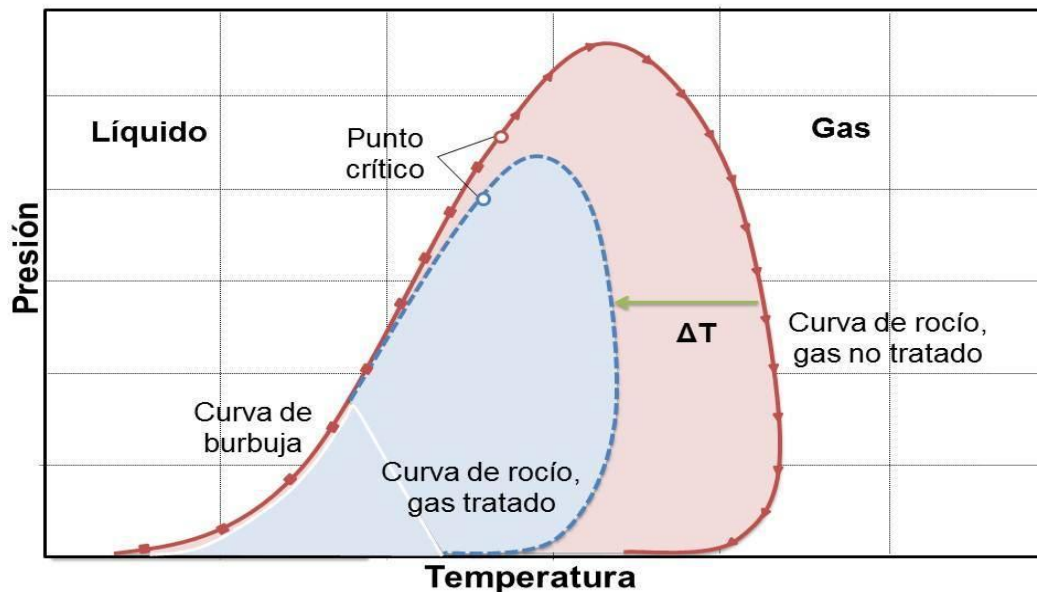
GAS BOOSTING SUCCIÓN											
Flujo				60 MMscfd		Presión		556 Psig			
Composición								Temperatura		107 ° F	
Componente		Mol %	Peso %	Componente		Mol %	Peso %				
CO ₂	Dióxido de Carbón	2.93	6.23	iC ₅	i-Pentano	0.39	1.35				
N ₂	Nitrógeno	0.52	0.71	nC ₅	n-Pentano	0.23	0.81				
C ₁	Metano	81.23	62.93	C ₆	Hexanos	0.24	0.99				
C ₂	Etano	8.37	12.16	C ₇	Heptanos	0.18	0.88				
C ₃	Propano	3.7	7.87	C ₈	Octanos	0.09	0.51				
iC ₄	i-Butano	0.88	2.48	C ₉	Nonano	0.02	0.11				
nC ₄	n-Butano	0.98	2.75	H ₂ O	Agua	0.23	0.2				

Fuente: Equion Energy

2. RECUPERACIÓN DE LÍQUIDOS A PARTIR DEL GAS NATURAL

En general, las tecnologías de recobro de NGLs se basan en la caída de temperatura de una corriente de GN para lograr la condensación de los HC más pesados. Como consecuencia de ésta variación de temperatura, se observará un cambio en la línea de puntos de rocío del envolvente de fases, ver **Figura 3**.

Figura 3. Comportamiento termodinámico del gas tratado y no tratado.



Fuente: Autores

2.1. TECNOLOGIAS COMERCIALES

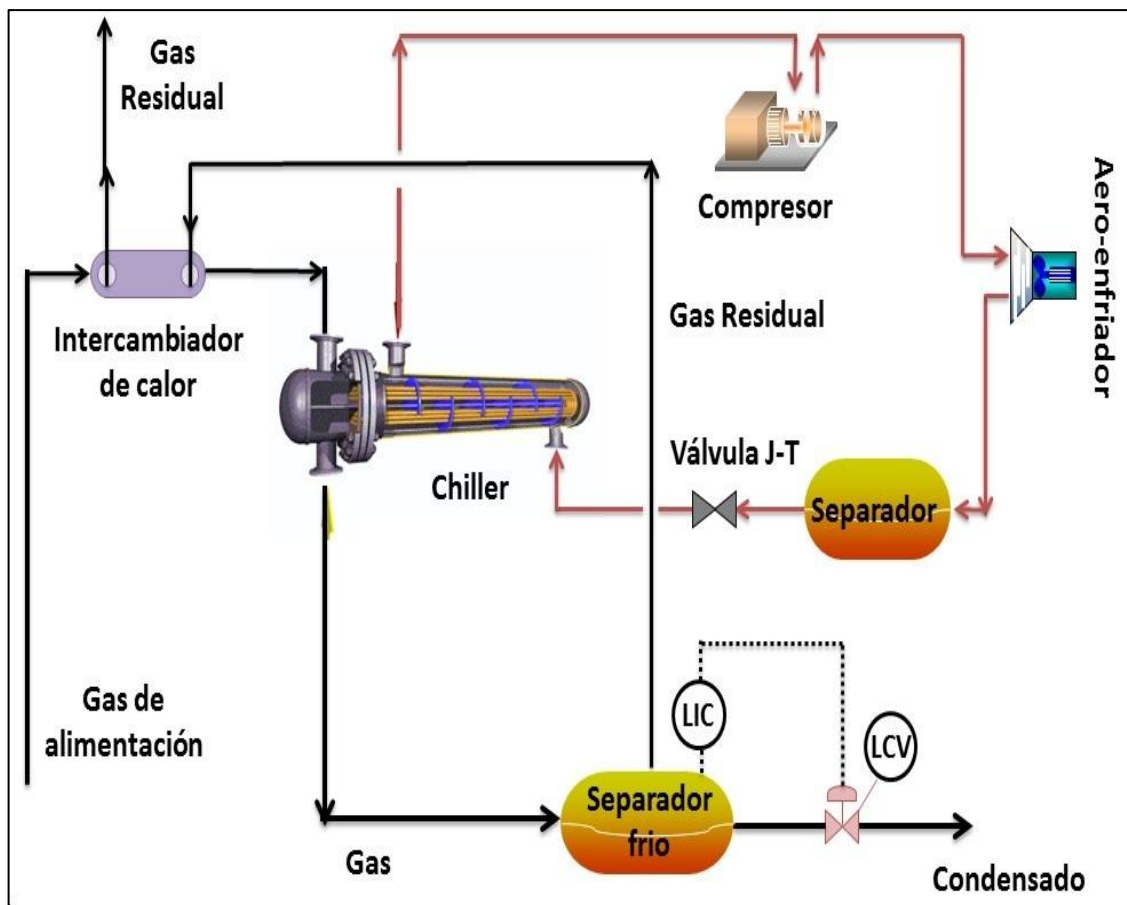
Las tecnologías comerciales más eficientes y desarrolladas son:

- Refrigeración Mecánica o Externa.
- Refrigeración Criogénica (Turbo-Expander).
- Expansión Joule-Thompson.

- Separación supersónica (Twister).

2.1.1. Refrigeración Mecánica O Externa. En la **Figura 4** se muestra un diagrama general del proceso. La refrigeración mecánica se logra por un “ciclo de refrigeración por compresión de vapor” y se lleva a cabo en un intercambiador de calor (Chiller), donde se emplea un refrigerante, usualmente propano, que se evapora y condensa durante el ciclo. ⁶

Figura 4. Esquema, Refrigeración Mecánica



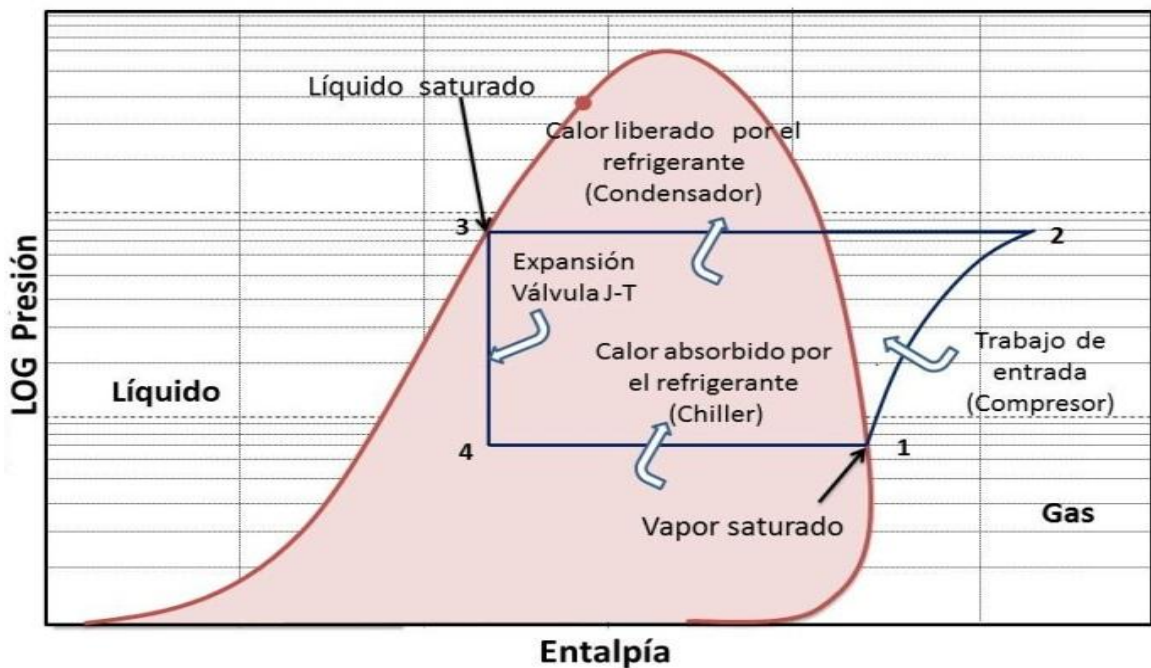
Fuente: Autores

Termodinámicamente en éste ciclo, ver **Figura 5-a y 5b**, el refrigerante entra al compresor como vapor saturado, estado 1, y se comprime isentrópicamente hasta

la presión de operación del condensador. Posteriormente el refrigerante entra al condensador como vapor sobrecalentado, estado 2, y sale de éste como líquido saturado, estado 3. Seguidamente el refrigerante se estrangula isoentálpicamente en una válvula Joule Thompson (J-T) hasta la presión de operación del Chiller. El refrigerante entra al Chiller como líquido sobresaturado de baja calidad, estado 4, y se evapora por intercambio de calor con la corriente de gas de proceso. El refrigerante sale del Chiller como vapor saturado y vuelve a entrar al compresor completando el ciclo. ³

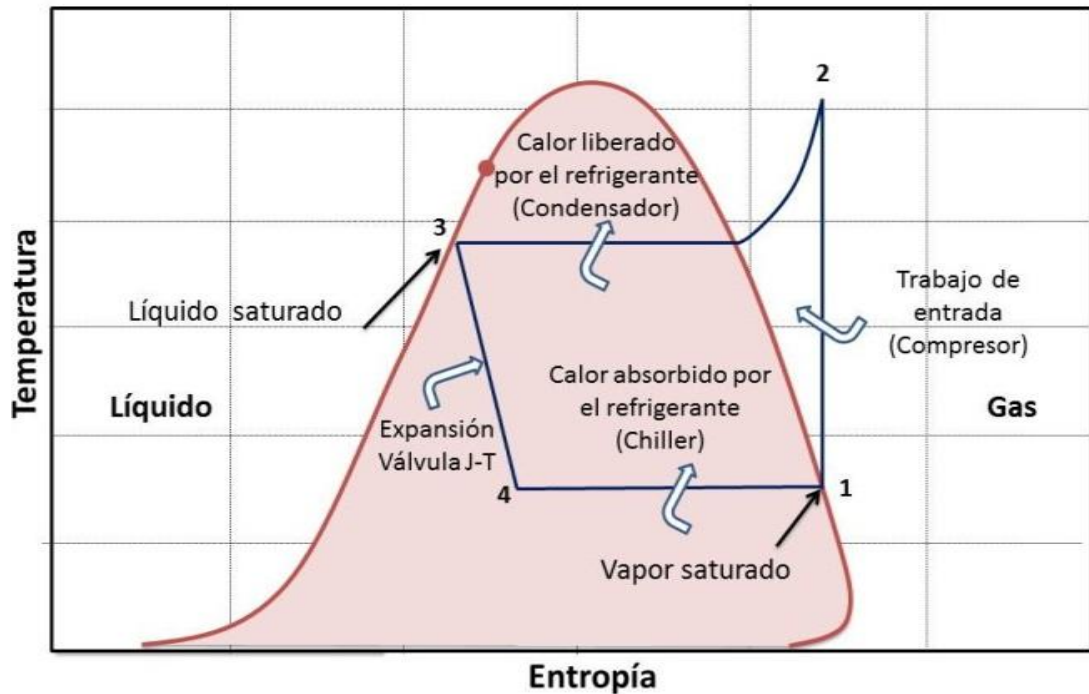
La pérdida de presión de la corriente de gas durante el enfriamiento en el chiller es mínima, aproximadamente de 5 a 10 psi, siendo ésto una ventaja considerable en algunos casos.

Figura 5-a. Ciclo de refrigeración por compresión de vapor, Diagrama LOG P vs H.



Fuente: Autores

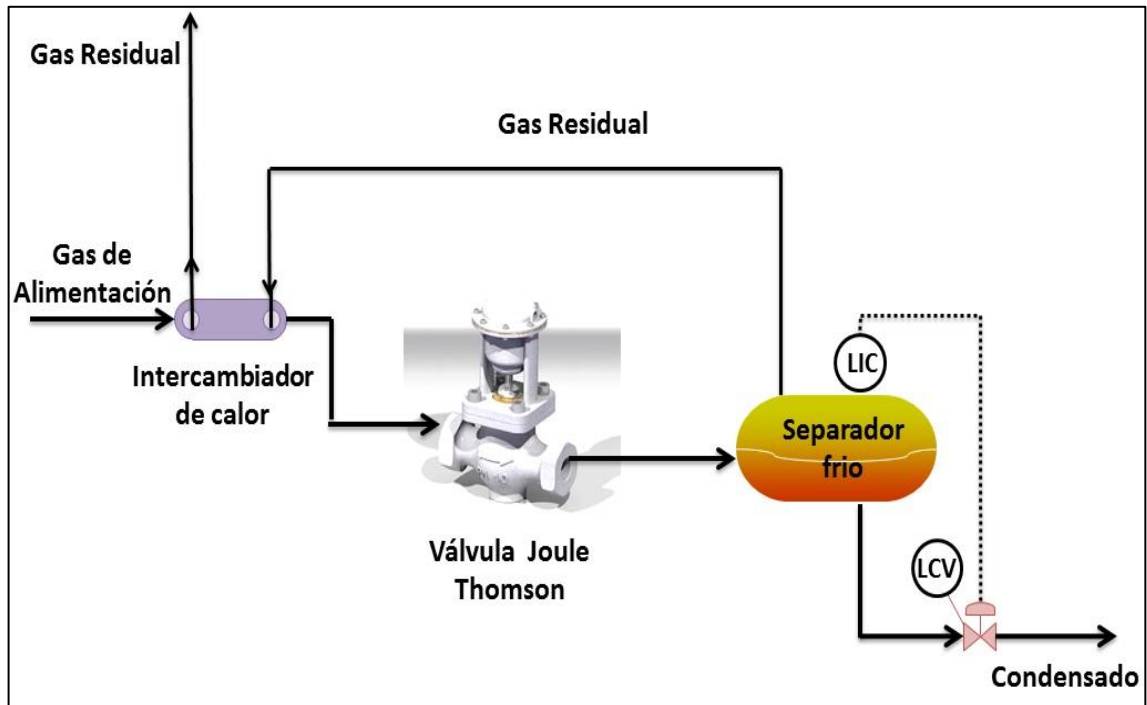
Figura 5-b. Ciclo de refrigeración por compresión de vapor, Diagrama T vs S.



Fuente: Autores

2.1.2. Expansión Joule-Thompson. La **Figura 6** muestra esquemáticamente un ejemplo de recuperación de condensados por expansión Joule-Thompson (J-T). En esta tecnología se logra un enfriamiento del fluido cuando este se expande, a entalpía constante, de una presión elevada a una menor, a través de una válvula J-T. Esta expansión provoca la separación de los condensados que son removidos aguas abajo en un separador frío. El condensado comúnmente es estabilizado y el gas residual tiene un punto de rocío igual a la temperatura y presión del separador frío y debe recomprimirse para alcanzar la presión requerida para su transporte. ⁴

Figura 6. Esquema, Expansión Joule-Thomson.



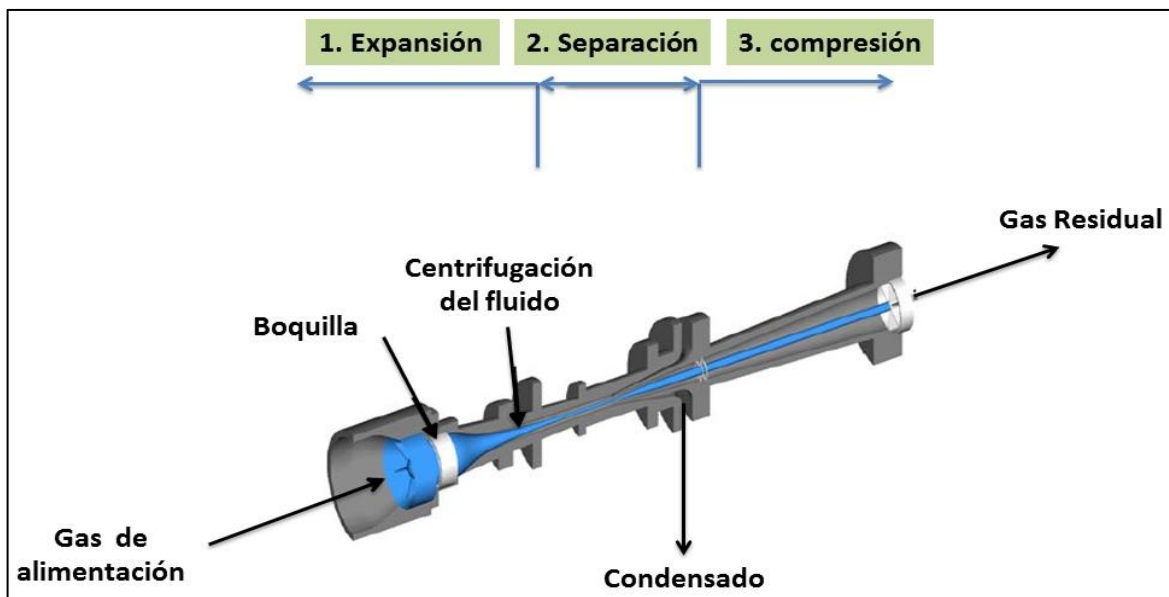
Fuente: Autores

2.1.3. Refrigeración Criogénica (Turbo-Expander). En este proceso, el gas pasa a través de una turbina de expansión para generar el enfriamiento, ver **Figura 7**. Termodinámicamente la expansión del gas genera potencia, reduciendo de esta manera la entalpía del gas. En la **Figura 10** se observa que la disminución de entalpía provoca una mayor caída de presión, en comparación con las válvulas de expansión, con lo que se alcanzan menores temperaturas, y por lo tanto, una mayor recuperación de líquidos. Por otra parte la potencia generada se aprovecha eficientemente en un compresor para llevar el gas a las condiciones deseadas para venta.⁷

- II. **El separador ciclónico:** centrifuga el fluido, causando un efecto de remolino que origina la separación y remoción de condensados del gas.
- III. **Sección de compresión:** el gas pasa a través de un difusor para recuperar la pérdida de presión.

Cuando el agua está presente en el gas natural que va a ser procesado por refrigeración, la formación de hidratos se evita con la deshidratación del gas o la inyección de un inhibidor.¹⁰ Sin embargo, el corto tiempo de residencia del fluido dentro del tubo del Twister, previene problemas de formación de hidratos, lo que elimina el uso de productos químicos y sistemas de regeneración de estos.¹⁴

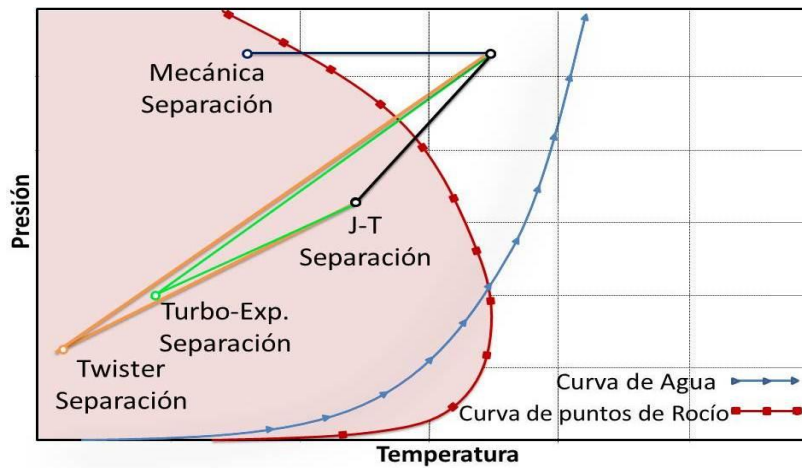
Figura 8. Esquema, Separación Supersónica.



Fuente: OKIMOTO, Fred, SIBANI, Salim, Lander, M. Twister supersonic gas conditioning process. En: SPE 87262.

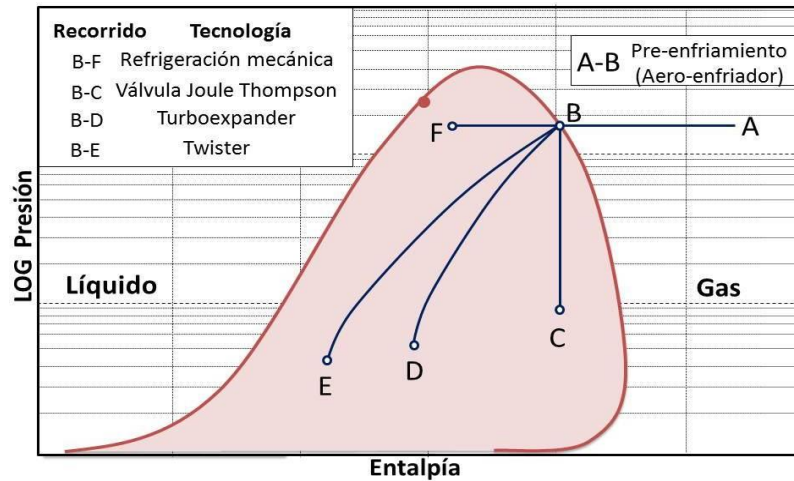
Una comparación termodinámica, entre los métodos de recuperación de condensado se presenta en la **Figura 9** y **Figura 10**.

Figura 9. Comportamiento termodinámico de las tecnologías de recobro de NGLs, Diagrama P vs T.



Fuente: Autores

Figura 10. Comportamiento termodinámico de las tecnologías de recobro de NGLs, Diagrama Log P vs H.



Fuente: Autores

2.2. ESTABILIZACIÓN DE CONDENSADOS

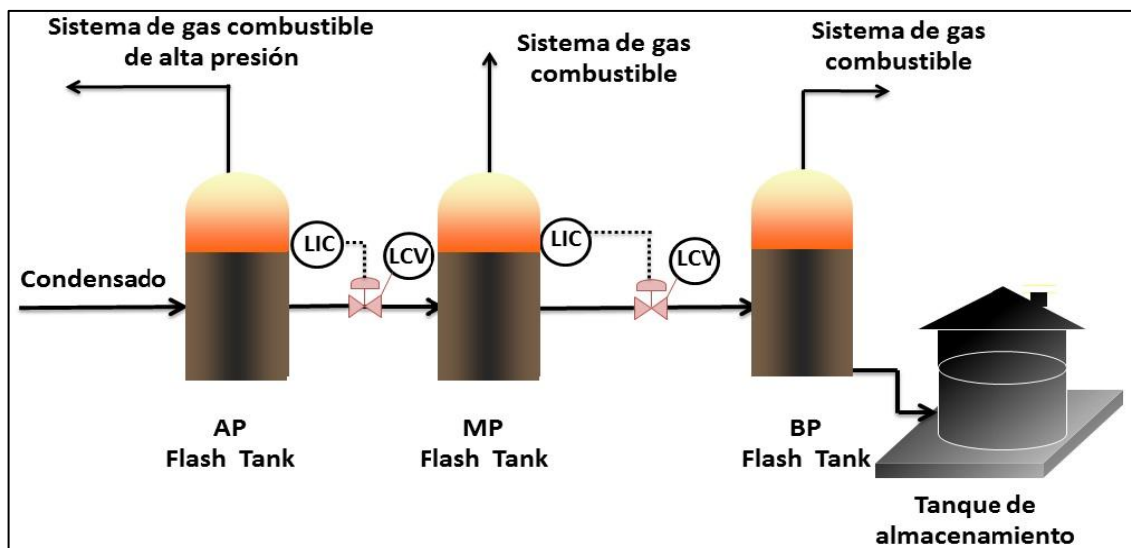
El proceso que aumenta la cantidad de componentes intermedios (C3 a C5) y componentes pesados (C 6+) en el condensado, es llamado "estabilización de condensados". El objetivo de este proceso es reducir la presión de vapor del

hidrocarburo con el fin de obtener un líquido capaz de ser almacenado o transportado de una forma segura.¹ Por lo general, la estabilización del condensado se realiza a través de vaporización flash o por fraccionamiento.

2.2.1. Vaporización Flash. La estabilización por vaporización flash es una operación simple que emplea dos o tres flash tanks a diferentes presiones, en los cuales se produce una evaporación de los componentes más livianos del condensado por una súbita disminución en la presión (flashing).

En la **Figura 11**, se puede observar el proceso de estabilización. Inicialmente el condensado ingresa a un flash tank de alta presión (AP), libera grandes cantidades de componentes livianos que son removidos. Seguidamente el condensado se vuelve a flashear, pero esta vez a menor presión. El proceso se repite hasta la menor presión posible de separación, lo que garantiza que no habrá liberación de gas en el tanque de almacenamiento. Entre mayor sea el número de etapas de evaporación, mayor será la eficiencia del proceso.¹¹

Figura 11. Esquema de Estabilización por Vaporización Flash.

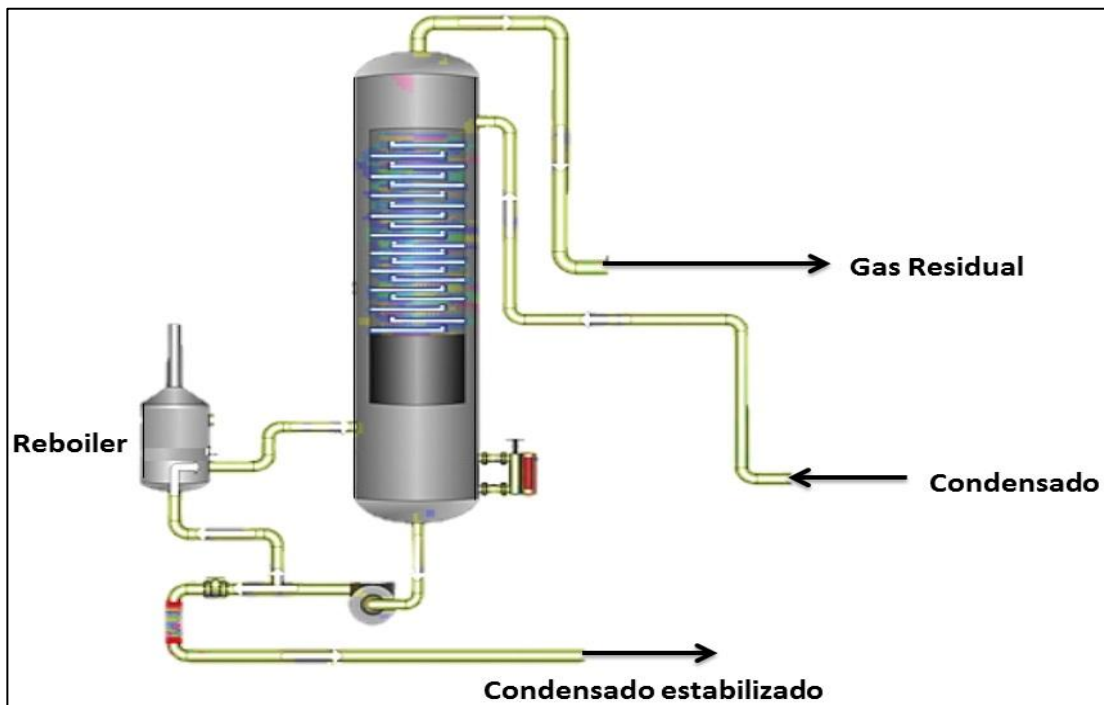


Fuente: Autores

2.2.2. Estabilización Por Fraccionamiento. Por el contrario a la estabilización flash, la estabilización del condensado se lleva a cabo solo en una columna o torre de destilación. Las columnas estabilizadoras son principalmente de dos tipos, con y sin reflujo.

2.2.2.1. Torre de Estabilización Sin Reflujo: Como se muestra en la **figura 12**, el condensado sin estabilizar, entra a la torre fraccionadora en donde el líquido cae a través de la columna. En el fondo de la torre una cantidad de líquido es circulada a través de un rehervidor para producir vapor que sube a través de la torre y entra en contacto con el líquido. El vapor se enriquece de los componentes volátiles del líquido, mientras que el líquido que circula a contracorriente arrastra los componentes más pesados del vapor. El gas se retira por la cima de la torre y generalmente se consume dentro de la planta. Mientras que el líquido estabilizado se lleva a los tanques de almacenamiento.¹

Figura 12. Esquema de Estabilización por Fraccionamiento.



Fuente: Internet

2.2.2.2. Torre de Estabilización con Reflujo. Las Torres de estabilización con reflujo, son similares a las de estabilización convencional, su diferencia radica en que parte de gas de la cima es condensado y recirculado a la torre, esto se hace para mejorar la eficiencia de transferencia de masa entre gas y líquido, lo que permite que se recuperen más componentes intermedios. Sin embargo, requiere más equipos para instalar y operar que una convencional.

3. OPTIMIZACIÓN DEL SISTEMA DE GAS BOOSTING.

La optimización y “mejoramiento continuo” de procesos, cada día toma más importancia en la industria del petróleo, debido a que la reducción de costos de operación de los campos, que se logra con ésta metodología, conlleva a mayores utilidades para la compañía.

Partiendo de la necesidad planteada por la superintendencia de operaciones del Campo Floreña (Equion Energy) de encontrar una alternativa de optimización para el sistema de gas boosting, en el proceso existente, se elabora un estudio conceptual de una planta de recobro de NGLs en el EPF-Floreña con el propósito de determinar el potencial termodinámico real, que la corriente de 60 MMscfd de gas boosting del campo ofrece para tal fin.

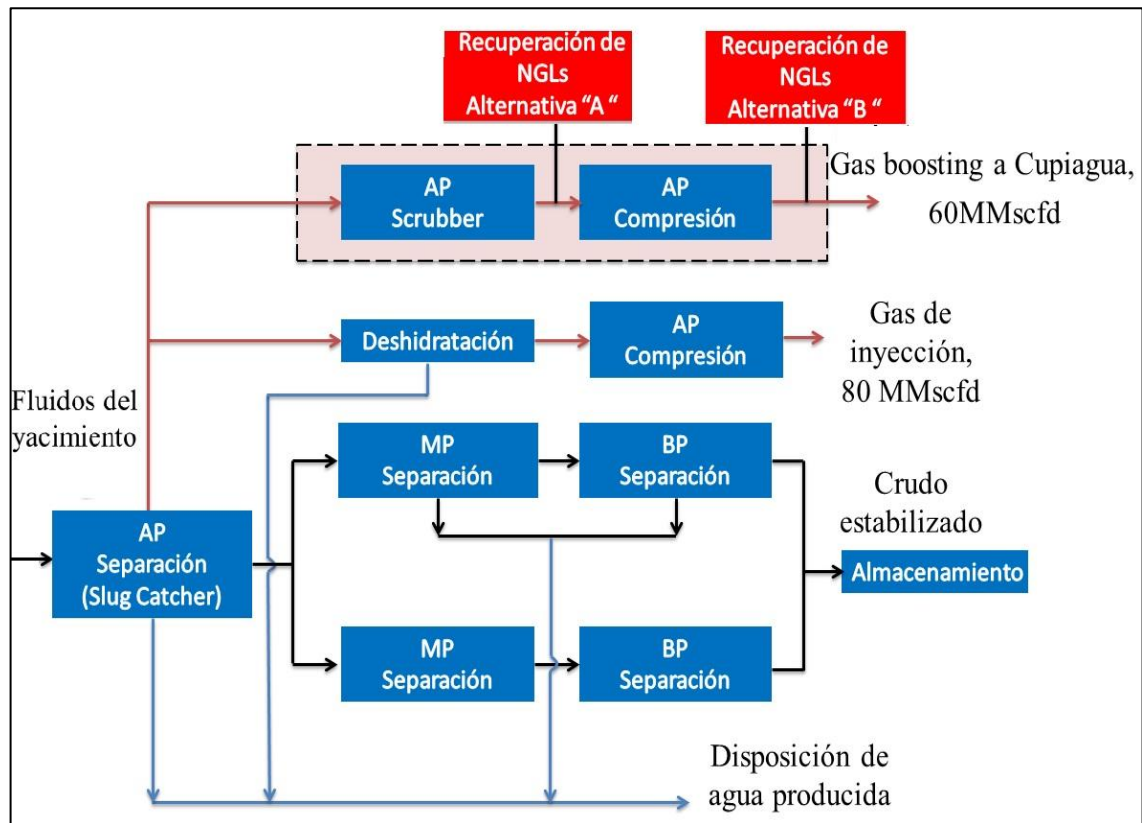
Para evaluar las posibles opciones termodinámicas y tecnológicas de recobro de NGLs se hace énfasis en el recobro de C5+, de manera tal, que se de una alternativa para que la producción del campo aumente y finalmente quede elaborado un diseño base para establecer la factibilidad de su implementación.

Luego de solicitar la información termodinámica necesaria del campo, al equipo de operaciones, se procede con base en ella, a elaborar una matriz de selección, con el fin de determinar la ubicación, la tecnología y la configuración más eficiente y económica de la planta.

Para ello se evalúan las siguientes opciones, con las cuatro tecnologías previamente descritas:

- Recobro de NGLs a partir de la corriente de 60 MMscfd, a la succión de los compresores boosting (Alternativa "A", ver **Figura 13**).
- Recobro de NGLs a partir de la corriente de 60 MMscfd, a la descarga de los compresores boosting (Alternativa "B", ver **Figura 13**).

Figura 13. Esquema de opciones de proceso.



Fuente: Autores

3.1. SELECCIÓN DE LA TECNOLOGIA Y UBICACIÓN DE LA PLANTA DE RECOBRO DE NGLs

La metodología que se utilizó para evaluar las tecnologías de recobro de NGLs y determinar la ubicación de la planta fue de tipo comparativa y comprendió las siguientes etapas:

Etapa 1: Revisión y análisis bibliográfico de las tecnologías comerciales más eficientes y desarrolladas de recuperación de NGLs.

Etapa 2: Definición de las características del gas de proceso y variables operacionales recomendables para la aplicación de cada tecnología de recobro de NGLs.

Etapa 3: Construcción de una matriz de evaluación para la selección de la tecnología más conveniente.

3.1.1. Etapa 1: Revisión Y Análisis Bibliográfico. Esta primera etapa tuvo como objetivo recopilar toda la información posible sobre tecnologías comerciales usadas para la recuperación de NGLs, desde experiencias con plantas puestas en marcha hasta investigaciones científicas realizadas con cada una de ellas. Lo anterior permitió definir posteriormente las condiciones operacionales adecuadas para implementar cada una de éstas, (**ver sección 2.**)

3.1.2. Etapa 2: Definición De Variables Operacionales. Diversos autores han reportado algunas propiedades del fluido a tratar y factores operacionales favorables para la aplicación de cada método de recobro de NGLs. Dichas tecnologías han sido desarrolladas por compañías que ofrecen soluciones para el procesamiento de gas y han determinado su aplicabilidad en diversas condiciones.

De acuerdo con la información presentada en textos académicos y a las experiencias conocidas de plantas de recobro de NGLs implementadas en campos alrededor del mundo, se puede sugerir un rango de valores óptimos para las variables de operación del proceso y características del gas a tratar que hacen probable la implementación de cada tecnología de recobro. Estos rangos se

muestran en la **Tabla 5**. La información acerca de las variables del proceso en el EPF-Floreña se obtuvo gracias a información suministrada por Equion Energy.

3.1.3. Etapa 3: Matriz De Selección. Con base en la información presentada en la **Tabla 5**, se construyó una matriz de selección para definir cuantitativamente la aplicabilidad de los métodos de recobro de NGLs en sistema de gas boosting, contemplando las dos posibilidades de ubicación de la planta, la **Alternativa “A”** y **Alternativa “B”**; dicho en otras palabras succión y descarga de los compresores boosting. Lo anterior con el fin de ahorrar tiempo y esfuerzo en la realización de cálculos y corridas de simulación innecesarias.

Tabla 5. Cuadro comparativo entre métodos de recuperación de condensado.

	Refrigeración Mecánica o Externa	Expansión Joule- Thompson	Refrigeración Criogénica	Separación supersónica
Caudal normal de operación, MMSm³/d (MMscfd)	1-5.714 (35-200) _[10]	0.057-5.714 (2-200) _[12-10]	1.714-5.714 (60-200) _[11]	1.57-5 (55-175) _[9]
Eficiencia isentrópica, %	No aplica	No aplica	75-85 _[6]	90 _[9]
Presión de entrada al proceso, KPa (Psia)	Menor a la presión Cricondenbárica del gas de alimentación. [9]	> 6894.757 (1000) _[5]	> 3447.378 (500) _[3]	Rango de operación normal > 9997.398 (1450) _[9]
% de recuperación de la presión en la corriente de gas tratado	No aplica	0	55-75 _[2]	70-80 _[6]
Aplicación principal	Recuperación de propano y Control de punto de rocío por H-C	Control de punto de rocío por (H-C)	Recuperación de etano y más pesados	Recobro de NGLs _[9]
Composición de gas recomendada GPM (C₂₊)	> 3 _[1]	> 3 _[1]	> 2.5 _[1]	> 2.5 _[9]

	Refrigeración Mecánica o Externa	Expansión Joule-Thompson	Refrigeración Criogénica	Separación supersónica
Disminución de la temperatura en la corriente de gas	Depende del tipo de refrigerante a ser utilizado Propano 233.15 K (-40°F). [4]	Depende principalmente de la disminución en la presión.[1] Temperatura normal de procesamiento 247 K. (-15°F)[13]	Depende de la disminución en la presión y del trabajo realizado por el gas Generalmente alcanza temperaturas de 172K (-150 F) .[1]	La transformación de la presión en energía cinética (velocidad supersónica) permite la disminución en la temperatura [7] La disminución en la temperatura es mayor que en la refrigeración criogénica. [7]
CAPEX	Bajo[14]	Bajo[15]	Alto[14]	Alto[15]
OPEX	Bajo[14]	Bajo[15]	Alto[14]	Bajo[15]
Seguridad y confianza del proceso	Amplia[16]	Amplia[15]	Amplia[5]	Limitada[15]
Operación relacionada al proceso	Inyección de glicol para inhibir la formación de hidratos. [1]	Inyección de glicol para inhibir la formación de hidratos.[1]	Es necesario deshidratar el gas de alimentación para inhibir la formación de hidratos.[1]	No necesita utilizar productos químicos ni sistemas de regeneración asociados a estos para la prevención de hidratos. [6]

Fuente: 1.Mokhatab, S., Poe, W. A. & Speight, J. G. (2006). Handbook of natural gas transmission and processing. 2.Kidnay, A.J. & Parrish, W.R (2006). Fundamentals of natural gas processing. 3.D. N. Ewan, J. B. Lawrence, C. L. Rambo, & R. R. Tonne (1975). Why Cryogenic Processing (Investigating the Feasibility of a Cryogenic Turbo-Expander Plant). 4.Campbell, J.M.es. (1984). Gas conditioning and processing. (Volume 2). 5.GPSA,(2004). 6.Okimoto,T., Sibani, S., & Lander,M. (2000).Twister supersonic gas conditioning process. 9th Abu Dhabi International Petroleum Exhibition and Conference held in Abu Dhabi, U.A.E. SPE 87262. 7.Schinkelshoek, P. & Epsom, H. (2008). Supersonic gas conditioning-commercialization of twister™ technology, 87th Annual Convention Grapevine, Texas, USA. 8.Jibrin, A., & Ghasem G. (2010). 9.www.twisterbv.com_ 10.www.valerus-co.com. 11.www.exterran.com. 12.www.c-a-m.com. 13.www.dewpointcontrol.com. 14.Huebel, R. & Malsam, M. (2012). New NGL recovery process provides viable alternative. 15. Machado, P. , Monteiro, J. , Medeiros, J. , Epsom, H. & Araujo, O. (2012). Supersonic separation in onshore natural gas dew point plant. 16.Foglietta, J. Dew point Turboexpander.

Los rangos de las variables relevantes para cada tecnología mostrada en la **Tabla 5**, representan los parámetros de operación normal para las plantas de recuperación de NGLs alrededor del mundo.

Estos rangos se han utilizado jerárquicamente para determinar el valor del puntaje de referencia para cada tecnología dentro de la matriz de selección. Se asumió que un valor total ponderado mayor al puntaje de referencia, 775 puntos, da la posibilidad de aplicar el proceso. Para obtener este valor ponderado, se estableció que los factores operacionales que más afectan el costo de instalación de cada tecnología, deben cumplir con todos los requerimientos de la planta (100% del peso estadístico en la matriz).

En las **Tablas 6 y 7** se muestran las matrices de selección que permiten determinar la aplicabilidad de cada tecnología, para las dos alternativas contempladas.

Tabla 6. Matriz de selección para la Alternativa “A”, succión de los compresores boosting.

Factor (Parámetro a evaluar)	Condiciones de operación y/o requerimientos del sistema	Ponderación, Peso estadístico	Puntaje máximo del factor	Puntaje del criterio			Puntaje de referencia	Refrigeración Mecánica o Externa	Expansión Joule- Thompson	Refrigeración Criogénica (Turboexpander)	Separación supersónica (Twister)
				Cumple con las Condiciones de operación y/o requerimientos del sistema							
				Si	No pero se puede adaptar y/o cumple pero no idealmente	No					
Componentes que se desean recuperar	C ₅₊	0.2	200	200	100	0	100	200	200	100	200
Presión a la entrada del proceso KPa (Psia)	3826.6 (555)	0.2	200	200	100	0	200	200	100	200	100
Presión a la salida del proceso KPa (Psia)	3516.3 (510)	0.2	200	200	100	0	200	200	100	100	100
Composición del Gas GPM (C₂₊)	4.77	0.1	100	100	50	0	100	100	100	100	100
Caudal MMSm³/d (MMscfd)	1.71(60)	0.1	100	100	50	0	50	100	100	100	100
Operaciones relacionadas al proceso	Necesidad de tratamiento para agua asociada	0.1	100	100	50	0	50	50	50	50	100
Espacio requerido	Espacio limitado	0.05	50	50	25	0	25	25	50	25	50
Seguridad y confianza del sistema	Necesidad de un proceso seguro y confiable	0.05	50	50	25	0	50	50	50	50	25
TOTAL		1	1000	-	-	-	775	925	750	725	775

Fuente: Autores

Tabla 7. Matriz de selección para la Alternativa “B”, descarga de los compresores boosting.

Factor (Parámetro a evaluar)	Condiciones de operación y/o requerimientos del sistema	Ponderación, Peso estadístico	Puntaje máximo de factor	Puntaje criterio			Puntaje de referencia	Refrigeración Mecánica o Externa	Expansión Joule- Thompson	Refrigeración Criogénica (Turboexpander)	Separación supersónica
				Cumple con las Condiciones de operación y/o requerimientos del sistema							
				Si	No pero se puede adaptar y/o cumple pero no idealmente	No					
Componentes que se desean recuperar	C ₅₊	0.2	200	200	100	0	100	200	200	100	200
Presión a la entrada del proceso KPa (Psia)	13444.8 (1950)	0.2	200	200	100	0	200	100	100	200	200
Presión a la salida del proceso KPa (Psia)	13100 (1900)	0.2	200	200	100	0	200	200	100	100	100
Composición del Gas GPM (C₂₊)	4.77	0.1	100	100	50	0	100	100	100	100	100
Caudal MMSm³/d (MMscfd)	2(70)	0.1	100	100	50	0	50	100	100	100	100
Operaciones relacionadas al proceso	Necesidad de tratamiento para agua asociada	0.1	100	100	50	0	50	50	50	50	100
Espacio requerido	Espacio limitado	0.05	50	50	25	0	25	25	50	25	50
Seguridad y confianza del proceso	Necesidad de un proceso seguro y confiable	0.05	50	50	25	0	50	50	50	50	25
TOTAL		1	1000	-	-	-	775	825	750	725	875

Fuente: Autores

4. SIMULACIÓN

4.1. PARÁMETROS DE LA SIMULACIÓN

Basados en el estudio previo de extracción de líquidos a partir del GN y partiendo de los resultados obtenidos en las **Tablas 6 y 7**, es evidente que para las condiciones de operación existentes en el EPF-Floreña, la posible aplicación de tecnologías de recobro de NGLs se reduce a dos tecnologías: refrigeración mecánica para la **Alternativa “A”** y separación supersónica para la **Alternativa “B”**.

Sin embargo, la tecnología Twister cumple con el puntaje estrictamente necesario para ser aplicada pero obtiene un valor mucho menor que la tecnología de Refrigeración Mecánica, lo que representa un riesgo elevado para los objetivos del proyecto, si ésta fuese implementada. Adicionalmente, se debe tener en cuenta que es una tecnología relativamente nueva y por ende se encuentra en desarrollo. Sumado a lo anterior, es claro que el desarrollo del proyecto no debe afectar la operación actual del sistema de gas boosting y la presión final del proceso debe estar dentro de las especificaciones descritas en la **Tabla 3** (2000-2080 Psig). Sin embargo, la restauración de presión que se puede lograr a través del difusor del Twister es solo del 70%.

Por todo lo anterior, la tecnología de separación supersónica es descartada en conjunto con la **Alternativa “B”**.

4.2. INFORMACIÓN TERMODINÁMICA DE LAS CORRIENTES INVOLUCRADAS EN EL PROCESO

Se solicitó información termodinámica detallada de las corrientes involucradas en el proceso para realizar un análisis termodinámico de la operación y con el poder determinar una configuración adecuada para la tecnología de Refrigeración Mecánica, mediante la cual se optimice el recobro de NGLs y sus requerimientos energéticos.

La información suministrada por los ingenieros de la planta es la que se presenta a continuación:

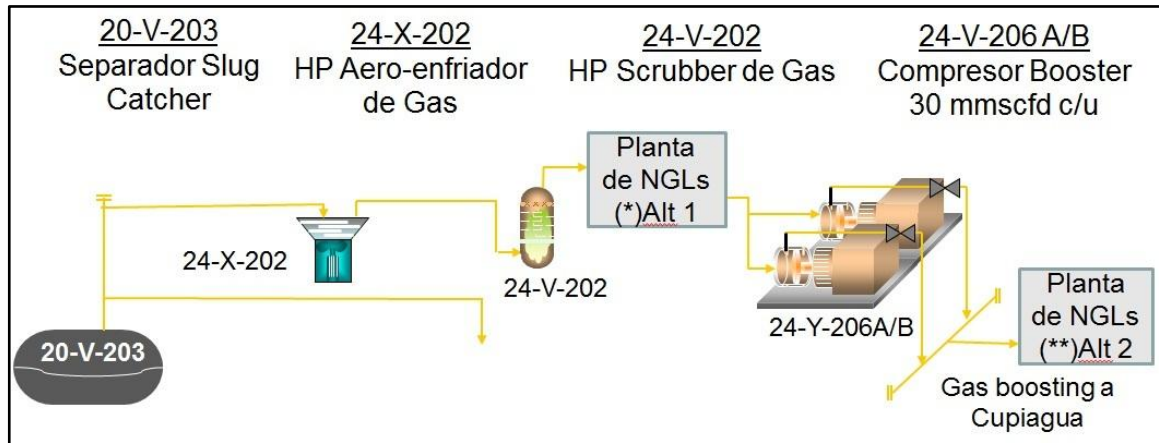
- Condiciones de Operación del separador de alta presión (Slug Catcher):
 - Presión de Operación: 558 psig
 - Temperatura de Operación: 145 °F

- Condiciones de Operación del Scrubber **24-V-202**:
 - Temperatura de Operación: 107 °F
 - Presión de Operación: 555 psig

- Condiciones de Operación de los Compresores de gas boosting **24-Y-206 A/B**:
 - Temperatura de Succión: 107 °F
 - Presión de Succión: 554 psig
 - Temperatura de Descarga: 145 °F
 - Presión de Descarga: 1902 psi

Para un mayor entendimiento de la información anterior, se suministra el diagrama de flujo del proceso específico en la **Figura 14**.

Figura 14. Esquema, operación actual del sistema de gas boosting.



Fuente: Equion Energy

4.3. CONSIDERACIONES

Se utilizó el simulador de procesos Aspen-Hysys para evaluar la viabilidad técnica de la planta de recuperación de NGLs. El esquema, de refrigeración mecánica, escogido para la simulación es ampliamente usado en la industria y es sugerido por la GPSA⁴.

Para el desarrollo de la simulación se tomaron en cuenta los siguientes criterios o consideraciones de diseño:

- Debido a que la cromatografía, base seca, suministrada por Equion Energy fue tomada en la succión del scrubber 24-V-202, es necesario simular el comportamiento de la vasija para realizar un ajuste de las variables operacionales. Adicionalmente, para la simulación es ineludible considerar el contenido de agua en la corriente de GN, por lo tanto el agua debe incluirse como un componente en la mezcla gaseosa y se debe determinar la cantidad de agua necesaria para saturar dicha corriente.

- Para predecir las condiciones de formación de hidratos en el proceso, se hace uso de la utilidad “Hydrate Formation” con la cual se calcula el punto incipiente de formación de sólidos. Los modelos predictivos de esta utilidad están basados en principios fundamentales de la termodinámica y usan ecuaciones de estado, con las cuales las propiedades son generadas con base en cálculos de condiciones de equilibrio. Estos modelos predictivos pueden ser aplicados para diferentes composiciones de gases a condiciones extremas de operación, obteniéndose un grado alto de confiabilidad con respecto a los cálculos que se pueden esperar mediante expresiones empíricas o cartas.

Una vez han sido determinadas las condiciones de formación de hidratos de gas, es necesario adicionar etilenglicol (EG) para evitar su formación. La cantidad, concentración y las condiciones operacionales del EG se calcularon de acuerdo a lo estipulado por la GPSA⁴ y manuales técnicos del simulador.

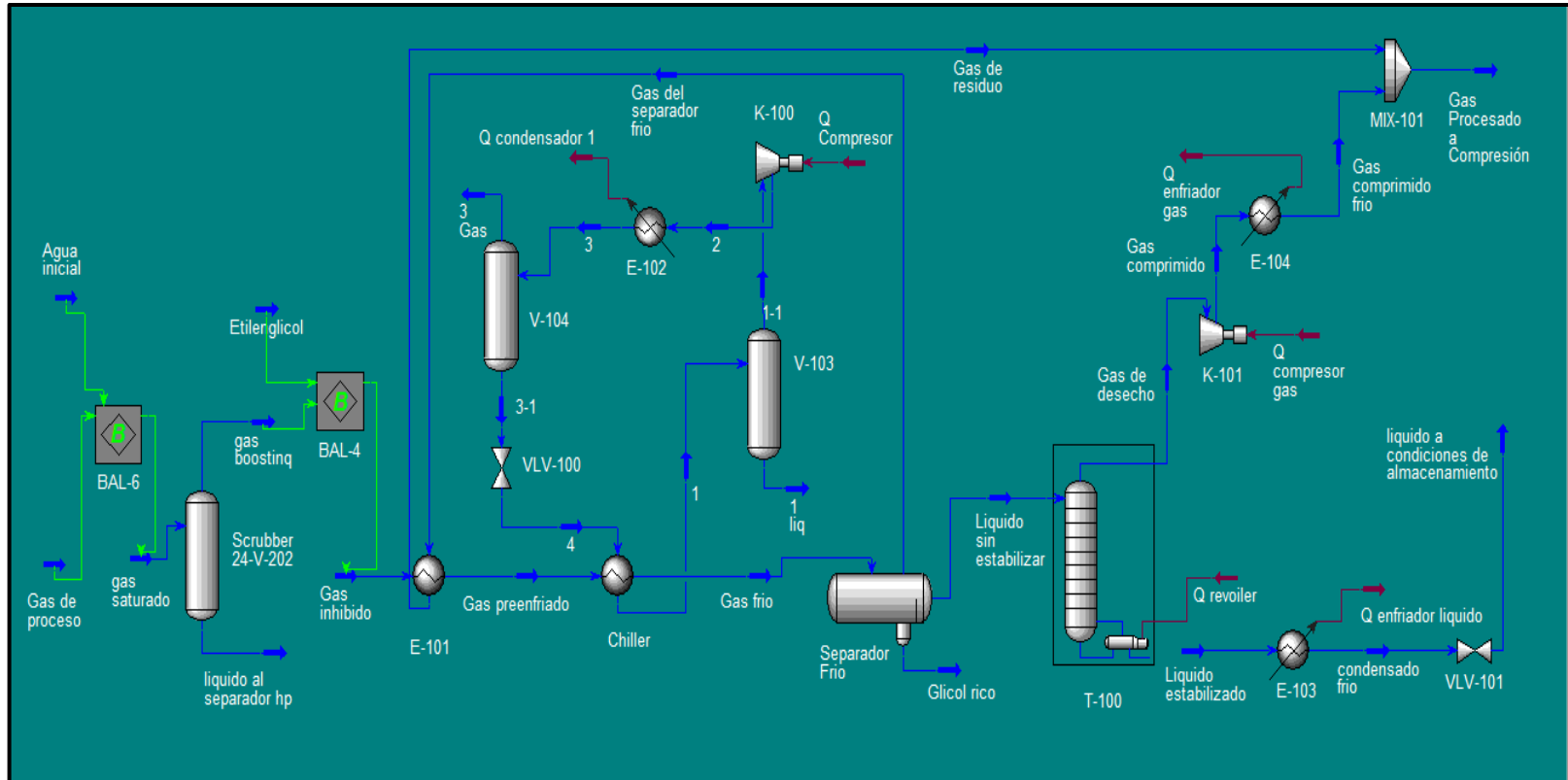
- La Temperatura de operación del separador frío se determinó con base en la metodología propuesta por L. LAWTON y C. HAYES.⁹ Esta metodología consiste en determinar la temperatura a la cual se logra retirar la mayor cantidad de C5+ (objetivo) minimizando la cantidad de potencia requerida por el compresor y el enfriador, en el ciclo de refrigeración por compresión de vapor. Una explicación detallada del método, así como las figuras y tablas realizadas para la selección de la temperatura de operación del separador frío, se presentan en el **Anexo A**.
- Se asumió que las pérdidas de presión en los intercambiadores de calor fueran de 10 Psi, este valor es sugerido por la GPSA⁴ y J. CAMPBELL².
- La presión de vapor verdadera del condensado estabilizado debe ser menor a 14.1 para cumplir con las especificaciones a nivel nacional de la gasolina natural.

- La presión de operación del estabilizador de condensado sin reflujo, depende de la composición y condiciones operacionales de la corriente de alimentación. La presión de operación óptima del estabilizador de condensado se determinó por medio de la metodología propuesta por J CAMPBELL².

4.4. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

En la figura **Figura 15** se muestra el PDF de la simulación realizada. Para inhibir la formación de hidratos en el gas de proceso se inyectan 130 gal/h de etilenglicol (83 % en peso) aguas abajo del scrubber 24-V-202. La corriente de gas inhibido entra al intercambiador de calor gas/gas E-101, en donde el fluido es enfriado por el intercambio de calor con el gas residual del separador frío, seguidamente el gas pasa a través del chiller, donde su temperatura se reduce hasta -3°F. Los hidrocarburos líquidos y la emulsión agua-etilenglicol (EG) que se producen por el enfriamiento del gas, se precipitan al fondo del separador donde se remueven. El etilenglicol rico tiene que ser regenerado mientras que el condensado se estabiliza en la torre de estabilización T-100, la cual opera a una presión de 115 Psia. El gas residual proveniente de la parte superior del separador frío, luego de pasar por el intercambiador de gas/gas E-101, se mezcla con el gas de deshecho re-comprimido procedente de la torre de estabilización. El líquido estabilizado tiene que llevarse a condiciones de almacenamiento por lo que se reduce su temperatura y presión a través del intercambiador de calor gas/líquido E-103 y la válvula VLV-101 respectivamente.

Figura 15. Diseño propuesto para la planta de recuperación de condensado estabilizado.



Fuente: GPSA⁴

5. RESULTADOS Y ANÁLISIS

Los balances de materia y energía se desarrollaron con el simulador de procesos Aspen-Hysys. Los resultados obtenidos con la simulación, se presentan en las **Tablas 8 y 9**. Estas muestran el flujo, la composición, presión y temperatura de las corrientes de materia, así como las condiciones de operación y energía requerida por los equipos presentes en el proceso.

Tabla 8. Requerimientos del diseño propuesto.

Intercambiadores de calor					
Nombre del Equipo	E-101	Chiller	E-102	E-103	E-104
Presión de operación [Psia]	565.7	555.7	265.6	115	545.7
Duty	6.90E+06	3.55E+06	7.17E+06	5.39E+05	4.35E+05
Compresores					
Nombre del Equipo	K-100	K-101			
Duty [KW]	1061	175.3			
Potencia [HP]	1424	235.1			
Válvulas					
Nombre del Equipo	VLV-100	VLV-101			
Flujo molar [MMscfd]	9.55	0.617			
delta de presión [Psi]	231	90.3			
Torres					
Nombre del Equipo	T-100				
Diámetro [ft]	2.6				
Longitud [ft]	32.8				
orientación	Vertical				
Presión de operación [Psia]	115				
Numero de Platos	17				
Duty Reboiler [BTU/h]	805.16				
Separadores					
Nombre del Equipo	Separador Frio				
Presión de operación [Psia]	545.7				
Temperatura de operación [° F]	-3				
Diámetro [ft]	5				
Longitud [ft]	27.5				
volumen	539.9625				
orientación	Horizontal				

Tabla 9. Balances de materia y energía del proceso.

Corriente	Gas de proceso	Agua inicial	Gas saturado	liquido al separador hp	Gas Boosting	Etilenglicol	Gas inhibido
vapor fracción	0.929	0	0.929	0	1	0	0.994
Temperatura [°F]	107	107	107	106.73	106.73	110	107
Presión [Psia]	570.7	565.7	570.7	565.7	565.7	565.7	565.7
Flujo Molar [MMscfd]	64.5700	0.1431	64.7131	4.5689	60.1442	0.2638	60.4080
Flujo Másico [lb/h]	1.76E+05	2.83E+02	1.76E+05	3.91E+04	1.37E+05	1.27E+03	1.38E+05
Flujo Volumétrico [bbl/d]	30858	19.42	30877.33	4209.57	26667.76	79.80	26747.55
Composición [Molar]							
Dióxido de Carbón	2.81E-02	0.00E+00	2.80E-02	1.10E-02	2.93E-02	0.00E+00	2.92E-02
Nitrógeno	4.90E-03	0.00E+00	4.89E-03	3.57E-04	5.23E-03	0.00E+00	5.21E-03
Metano	7.67E-01	0.00E+00	7.65E-01	1.46E-01	8.12E-01	0.00E+00	8.09E-01
Etano	8.22E-02	0.00E+00	8.20E-02	5.94E-02	8.37E-02	0.00E+00	8.34E-02
Propano	3.96E-02	0.00E+00	3.95E-02	7.28E-02	3.70E-02	0.00E+00	3.68E-02
i-Butano	1.08E-02	0.00E+00	1.08E-02	3.63E-02	8.84E-03	0.00E+00	8.80E-03
n-Butano	1.29E-02	0.00E+00	1.29E-02	5.32E-02	9.81E-03	0.00E+00	9.76E-03
i-Pentano	6.70E-03	0.00E+00	6.69E-03	4.37E-02	3.87E-03	0.00E+00	3.86E-03
n-Pentano	4.50E-03	0.00E+00	4.49E-03	3.30E-02	2.33E-03	0.00E+00	2.31E-03
Hexano	8.20E-03	0.00E+00	8.18E-03	8.48E-02	2.36E-03	0.00E+00	2.35E-03
Heptano	1.29E-02	0.00E+00	1.29E-02	1.58E-01	1.81E-03	0.00E+00	1.81E-03
Octano	1.47E-02	0.00E+00	1.47E-02	1.96E-01	9.27E-04	0.00E+00	9.23E-04
Nonano	6.10E-03	0.00E+00	6.09E-03	8.40E-02	1.71E-04	0.00E+00	1.70E-04
Decano	1.30E-03	0.00E+00	1.30E-03	1.82E-02	1.64E-05	0.00E+00	1.63E-05
Un decano	2.00E-04	0.00E+00	2.00E-04	2.81E-03	1.09E-06	0.00E+00	1.09E-06
Agua	0.00E+00	1.00E+00	2.21E-03	9.81E-04	2.30E-03	4.14E-01	4.10E-03
E glicol	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	5.86E-01	2.56E-03

Corriente	Gas pre enfriado	Gas frio	Gas del separador frio	Glicol rico	Liquido sin estabilizar	Liquido estabilizado	condensado frio
vapor fracción	0.9707773 52	0.940874417	1	0	0	0	0
Temperatura [°F]	30.84	-3	-3	-3	-3	258.16	100
Presión [Psia]	555.7	545.7	545.7	545.7	545.7	115	105
Flujo Molar [MMscfd]	60.4080	60.4080	56.8363	0.4045	3.1671	0.6174	0.6174
Flujo Másico [lb/h]	1.38E+05	1.38E+05	1.21E+05	1.56E+03	1.59E+04	5.64E+03	5.64E+03
Flujo Volumétrico [bbl/d]	26747.55	26747.55249	24543	99.92	2104.49	591.12	591.12
Composición [Molar]							
Dióxido de Carbón	2.92E-02	2.92E-02	2.97E-02	9.56E-03	2.35E-02	4.93E-19	4.93E-19
Nitrógeno	5.21E-03	5.21E-03	5.51E-03	1.39E-05	4.78E-04	1.00E-30	1.00E-30
Metano	8.09E-01	8.09E-01	8.46E-01	1.05E-05	2.49E-01	3.88E-22	3.88E-22
Etano	8.34E-02	8.34E-02	8.04E-02	9.68E-08	1.47E-01	4.27E-13	4.27E-13
Propano	3.68E-02	3.68E-02	2.82E-02	1.57E-09	1.95E-01	1.35E-06	1.35E-06
i-Butano	8.80E-03	8.80E-03	4.72E-03	4.55E-12	8.31E-02	6.15E-03	6.15E-03
n-Butano	9.76E-03	9.76E-03	4.26E-03	6.53E-12	1.10E-01	9.82E-02	9.82E-02
i-Pentano	3.86E-03	3.86E-03	8.93E-04	1.87E-14	5.75E-02	2.43E-01	2.43E-01
n-Pentano	2.31E-03	2.31E-03	4.10E-04	1.06E-14	3.68E-02	1.65E-01	1.65E-01
Hexano	2.35E-03	2.35E-03	1.43E-04	4.58E-17	4.23E-02	2.09E-01	2.09E-01
Heptano	1.81E-03	1.81E-03	3.62E-05	1.02E-19	3.38E-02	1.71E-01	1.71E-01
Octano	9.23E-04	9.23E-04	5.99E-06	1.35E-22	1.75E-02	8.94E-02	8.94E-02
Nonano	1.70E-04	1.70E-04	3.76E-07	5.85E-26	3.24E-03	1.66E-02	1.66E-02
Decano	1.63E-05	1.63E-05	1.28E-08	6.04E-30	3.11E-04	1.59E-03	1.59E-03
Un decano	1.09E-06	1.09E-06	2.86E-10	7.89E-34	2.07E-05	1.06E-04	1.06E-04
Agua	4.10E-03	4.10E-03	2.88E-05	6.08E-01	2.55E-05	6.75E-21	6.75E-21
E glicol	2.56E-03	2.56E-03	4.44E-08	3.82E-01	2.25E-07	7.44E-14	7.44E-14

Corriente	líquido a condiciones de almacenamiento	Gas de desecho	Gas comprimido	Gas comprimido frío	Gas de residuo	Gas Procesado a compresión
vapor fracción	0	1	1	1	1	1
Temperatura [°F]	100.43	80.36	243.49	170.00	98.00	101.98
Presión [Psia]	14.7	115	545.7	535.7	535.7	535.7
Flujo Molar [MMscfd]	0.6174	2.5497	2.5497	2.5497	56.8363	59.3860
Flujo Másico [lb/h]	5.64E+03	1.02E+04	1.02E+04	1.02E+04	1.21E+05	1.31E+05
Flujo Volumétrico [bbl/d]	591.12	1513.37	1513.37	1513.37	24543.14	26056.51
Composición [Molar]						
Dióxido de Carbono	4.93E-19	2.91E-02	2.91E-02	2.91E-02	2.97E-02	2.96E-02
Nitrógeno	1.00E-30	5.93E-04	5.93E-04	5.93E-04	5.51E-03	5.30E-03
Metano	3.88E-22	3.10E-01	3.10E-01	3.10E-01	8.46E-01	8.23E-01
Etano	4.27E-13	1.82E-01	1.82E-01	1.82E-01	8.04E-02	8.48E-02
Propano	1.35E-06	2.43E-01	2.43E-01	2.43E-01	2.82E-02	3.75E-02
i-Butano	6.15E-03	1.02E-01	1.02E-01	1.02E-01	4.72E-03	8.89E-03
n-Butano	9.82E-02	1.13E-01	1.13E-01	1.13E-01	4.26E-03	8.91E-03
i-Pentano	2.43E-01	1.25E-02	1.25E-02	1.25E-02	8.93E-04	1.39E-03
n-Pentano	1.65E-01	5.83E-03	5.83E-03	5.83E-03	4.10E-04	6.43E-04
Hexano	2.09E-01	2.03E-03	2.03E-03	2.03E-03	1.43E-04	2.24E-04
Heptano	1.71E-01	5.50E-04	5.50E-04	5.50E-04	3.62E-05	5.83E-05
Octano	8.94E-02	9.95E-05	9.95E-05	9.95E-05	5.99E-06	1.00E-05
Nonano	1.66E-02	6.81E-06	6.81E-06	6.81E-06	3.76E-07	6.52E-07
Decano	1.59E-03	2.49E-07	2.49E-07	2.49E-07	1.28E-08	2.30E-08
Un decano	1.06E-04	6.15E-09	6.15E-09	6.15E-09	2.86E-10	5.38E-10
Agua	6.75E-21	3.17E-05	3.17E-05	3.17E-05	2.88E-05	2.89E-05
E glicol	7.44E-14	2.79E-07	2.79E-07	2.79E-07	4.44E-08	5.45E-08

5.1. ANÁLISIS DE RESULTADOS

De acuerdo a los resultados, se puede concluir que de las diferentes alternativas tecnológicas evaluadas para la planta de recuperación de NGLs, solo la de Refrigeración Mecánica cumple con los requerimientos para ser implementada en el EPF-Floreña. Esta técnica además de ser segura, confiable y desarrollada, da la oportunidad de extraer **591 BPD** de C5+ estabilizados, a partir de la corriente de GN en estudio, sin afectar la operación actual del sistema de gas boosting.

Una de las razones por las cuales ésta tecnología puede ser implementada en el EPF-Floreña, es que se puede obtener una gran disminución en la temperatura de la corriente de gas de proceso (hasta -3 °F), sin afectar su presión inicial.

De igual manera, con el esquema de proceso mostrado en la **Figura 15** y adoptado de la GPSA-Data Book⁴, se pueden obtener algunos beneficios técnicos, pues, termodinámicamente el gas del separador frío absorbe calor del fluido a tratar en el intercambiador de calor E-101. Esta pérdida de calor en la corriente de gas inhibido se ve reflejada en una reducción del CAPEX de la planta y en ahorros de energía durante el proceso, ya que si el fluido ingresa al Chiller a una mayor temperatura, mayor será la cantidad de calor que en este equipo se deberá despojar para lograr la separación de los componentes C5+. A su vez, mayor será el consumo de energía en el compresor K-100, pues se requerirá de un mayor flujo de propano y un equipo más grande para su compresión.

Por otra parte, con la data obtenida se pueden establecer las características de diseño de los equipos. Asimismo, con la evaluación del comportamiento de fases en las diferentes corrientes y el análisis de las diferentes variables de proceso, es factible determinar los materiales a emplearse en el diseño propuesto.

En síntesis, la viabilidad técnica y termodinámica de la planta de recobro de NGLs en el EPF-Floreña es indudable, sin embargo, los equipos involucrados en el diseño conceptual presentado anteriormente representan un costo, el cual se debe calcular de modo global con base en las características principales de cada uno de ellos, para así poder determinar la factibilidad del proyecto.

6. ANÁLISIS FINANCIERO

El escenario económico se evalúa con base a las inversiones que deben realizarse en activos fijos (CAPEX), gastos operativos (OPEX), valor presente Neto (VPN), recuperación de la inversión o Pay- Back y de la tasa interna de retorno (TIR). Con precios para el NG y el crudo de US\$ 4.22 /GJ y US\$ 60 /BO, respectivamente

6.1. ESTIMACIÓN DE LA INVERSIÓN EN ACTIVOS FIJOS, (CAPEX).

La estimación de la inversión en activos fijos requeridos para el proceso, se calculó utilizando el “bare module cost” (BMC). Este es un método común utilizado para estimar el costo de una planta nueva de procesamiento químico, aunque la estimación hecha a través de esta técnica tiene una precisión entre + 40 y el - 25 por ciento, se puede recurrir a esta para realizar una estimación preliminar de la viabilidad de un proceso.¹⁵

El BMC toma en cuenta los costos directos e indirectos de los principales equipos presentes en el proceso como: bombas, compresores, turbinas, columnas, separadores, intercambiadores de calor y calentadores. Para determinar el BMC de un determinado equipo se establece el costo de este a unas condiciones base (pieza fabricada con acero al carbón, a presión atmosférica y temperatura ambiente) y luego se multiplica por un factor de corrección que representa el material específico de construcción y los efectos de la presión de operación. El CAPEX luego se determina simplemente sumando los BMC de los diferentes equipos presentes en el proceso y multiplicándolos por 1.18, que representa un factor de seguridad para contingencias.¹⁵

Finalmente para valorar la variación temporal de los precios en los equipos se empleó el Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI) con un valor de 588 correspondiente al año 2012.¹⁷

Por último para calcular el valor total de la inversión se debe tener en cuenta el capital de trabajo. Este capital son aquellos recursos económicos que requiere la empresa para poder operar la planta durante los primeros días (“capital colchón”), el cual se asume que es el 3% del CAPEX.¹⁶

La **Tabla 10** muestra la estimación total de la inversión. Así como el dimensionamiento de los equipos que se hizo de acuerdo a los principios descritos en la literatura (GPSA⁴ y J. CAMPBELL²).

Una explicación detallada de la técnica utilizada para determinar el CAPEX es mostrada por R. Turton.¹⁵ El procedimiento utilizado para calcular el valor total de la inversión así como el dimensionamiento de los equipos se muestra en el **Anexo C** y **B** respectivamente.

6.2. ESTIMACIÓN DE LOS COSTOS OPERACIONALES

Los costos operacionales del proceso se calcularon a partir de la **ecuación 1**:

$$OPEX = F_1 * CAPEX + F_2 * Col + F_3 * RM + U \quad (1)$$

Dónde: F_1 , F_2 y F_3 son factores de costo, Col representa los costos de la mano de obra, RM los costos de la materia prima y U son los costos de los requerimientos del proceso (Utilities). Los valores de los factores de costo y de los demás parámetros de la ecuación se muestran en la **Tabla 11**.

6.2.1. Estimación de los Costos Asociados a la Mano De Obra (Col). Los costos asociados a la mano de obra dependen del número de operadores requeridos en el proceso por turno o “jornada laboral” (NOP), el cual se calculó a partir de la **ecuación 2**. El salario base por operario considerado fue de: US\$ 39.372, por 8736 horas laboradas en un año, este es un valor promedio y es consistente con el mercado colombiano.

$$NOP = 4.5 * (6.29 + 0.23 * N_{eq})^{0.5} \quad (2)$$

N_{eq} es el número de equipos presentes en el proceso (sólo tiene en cuenta los principales equipos, tales como compresores, intercambiadores de calor, separadores, torres y reactores).¹⁵

6.2.2. Estimación de los Costos Por Requerimientos del Proceso (U). Se adoptó un precio de: US\$ 2.11/GJ para el gas combustible, la mitad del precio de venta del NG, US\$ 0.2275 /GJ para el procesamiento del agua de enfriamiento, US\$ 0.1/KW de energía eléctrica y US\$ 6.58 /1000 kg de vapor generado. Que son los principales requerimientos del proceso (utilities).

El precio del agua de enfriamiento y del vapor generado se determinó a través de la metodología propuesta por R. Turton.¹⁵ Finalmente el precio para la energía industrial en Colombia se tomó de: www.elcolombiano.com.¹⁸

Tabla 10. Determinación del CAPEX

Intercambiadores de calor				
Nombre del Equipo	E-101	Chiller	E-102	E-103
Material de Construcción	Acero al Carbón	Acero al Carbón	Acero al Carbón	Acero al Carbón
Tipo	Carcasa y Tubos	Carcasa y Tubos	Carcasa y Tubos	Carcasa y Tubos
U [Btu/(hr-ft²-°F)]	64.67	70	100	80
Área [ft²]	5783.21	1297.14	1819.58	155.55
Presión de operación				
Carcasa [Psia]	545.7	19.7	19	19
Tubos [Psia]	565.7	555.7	265.6	115
Bare module Cost (2001) [US\$]	185000	84800	96100	51400
Bare module Cost (2012) [US\$]	274471	125812	142577	76258
Aero enfriador				
Nombre del Equipo	E-104			
Material de Construcción	Acero al Carbón			
U [Btu/(hr-ft²-°F)]	3.9			
Área [ft²]	1394			
Presión de operación				
Aero enfriador [Psia]	545.7			
Bare module Cost (2001) [US\$]	129000			
Bare module Cost (2012) [US\$]	191388			

Tabla 11. Determinación del OPEX

Costos de la materia prima	Costo [US\$/ año]
Gas	526317
Etilenglicol	14102
Costo total de la Materia Prima (RM)	540419
Costos de los requerimientos (Utilities) del proceso	
Ciclo de refrigeración	907187
Vapor (torre de estabilización)	71075
Intercambiador de calor (E-103)	1090
Compresor K-101	147168
Aero enfriador E-104	107382
Costo total los requerimientos (Utilities) (U)	1233902
Costos asociados a la mano de obra	
Costo total de la mano de obra (Col)	317720
F1	0.124
F2	1.399
F3	1.031
OPEX	2890179

Fuente: Autores

6.2.3. Estimación de los Costos de la Materia Prima (RM). La materia prima utilizada en el proceso fue: Etilenglicol, el caudal de este se calculó a través de Aspen Hysys y su precio se estableció en US\$ 1500 /1000KG, para el Gas boosting cuyo flujo molar disminuyó 0.61MMscfd debido a que su composición varió, Se adoptó un precio de: US\$ 2.11 /GJ.

6.3. EVALUACIÓN DE LA RENTABILIDAD DEL PROYECTO

La evaluación de la rentabilidad del proyecto se da en términos del valor presente neto (VPN), recuperación de la inversión o Pay-Back y la tasa interna de retorno (TIR), los resultados obtenidos se muestran en la **Tabla 12** y la **Figura 16**.

Para el cálculo del VPN, Pay-Back y TIR se asumió una tasa de interés de oportunidad (TIO) del 12 %, una inflación y depreciación estimada del 5 % anual, un impuesto del 30% sobre el total recibido y una vida útil de 20 años, de los cuales los 2 primeros son dedicados para el diseño y construcción de la planta. Finalmente el precio de la gasolina natural se estima como el 95 % del costo de un barril de petróleo WTI 60 USD\$ /BO.

Tabla 12. Rentabilidad del Proyecto

Valor presente neto (VPN) [US\$]	20.006.876
Tasa interna de Retorno Anual (TIR)	33.31%
Pay-Back	Cuarto Años

Fuente: Autores

Figura 16. Recobro de la Inversión, Pay Back del proyecto.



Fuente: Autores

7. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

En este estudio se analizan cuatro alternativas tecnológicas para la recuperación de condensado estabilizado a partir de una corriente de GN de 60 MMscfd. No obstante, con la metodología utilizada durante el proyecto, se obtiene que el método a emplear para tal fin debe ser un sistema de Refrigeración Mecánica, en base a propano. Del mismo modo se determina que la ubicación óptima para la implementación de la plata de recobro de NGLs debe ser la Alternativa “A” (succión de los compresores boosting), pues permite cumplir con las especificaciones fijadas en el proyecto.

Por otra parte, de la simulación en Hysys se concluye que aproximadamente 591 BPD de condensado pueden ser estabilizados, esto corresponde al 90% de los componentes C5+ contenidos en la corriente de estudio. Por lo tanto, se asegura que técnica y termodinámicamente los objetivos propuestos por Equion Energy pueden ser alcanzados.

Para analizar y diseñar la planta de recobro de NGLs, un esquema de la GPSA¹ y cálculos básicos han sido utilizados. Los resultados de los cálculos muestran que es económicamente rentable producir gasolina natural a partir de la corriente de gas boosting. Lo anterior se enmarca dentro del análisis financiero del proyecto con una TIR de 33.31%, VPN de 20 MUSD y un Pay-Back de cuatro años.

Ahora bien, se debe aclarar que la alternativa seleccionada puede ser muy sensible ante los cambios de precios de la materia prima y de los condensados. Para estudios posteriores se recomienda realizar un análisis de sensibilidad con los precios de las materias primas, la composición del gas y con los pronósticos de

producción del campo para evaluar el comportamiento de la TIR. Adicionalmente se debe evaluar la posibilidad de recobrar productos adicionales, especialmente GLP, pues las características del gas procesado favorecen su extracción.

Para concluir, el proyecto puede ser recomendado a Equion Energy, debido a que es una compañía grande que se encuentra establecida industrialmente.

BIBLIOGRAFÍA

1. ARNOLD, K, STEWART, M. Surface production operations. 3 ed. Houston, USA: Elsevier Science, 2008. Vol 2.
2. CAMPBELL, Jhon M. Gas conditioning and processing. Oklahoma, USA: Campbell petroleum series, 1984, Vol 2.
3. CENGEL, Yunus A, BOLES, Michael. Termodinámica. 2ed. United States of America: McGraw-Hill, 2009.
4. Gas Processors Suppliers Association. GPSA. Engineering data book. 11 ed. Tulsa, Oklahoma: co-operation, 2004. Vol 1 y 2.
5. HUEBEL, Robert, MALSAM, Michael. New NGL-recovery process provides viable alternative. En: Oil & Gas Journal. January 9, 2012.
6. JIBRIN, Abbas, GHASEM, G. Dew Point Control Technologies. En: North West Section Young Persons Paper Competition-Technical article, 2010.
7. KIDNAY, Arthur, PARRISH, William. Fundamentals of natural gas processing. USA: Taylor and Francis Group, 2006.
8. LONDOÑO, Juan Guillermo. Hay Gas para rato. En: Radiografía de la renta petrolera-Carta Petrolera. Febrero-Mayo, 2011, No 126.
9. LAWTON L. Lawrence, CHARLES W. Hayes, BLACK, Sivalls, BRYSON, Inc. Low- Temperature Separation Applied to Lease Production of Stable

Condensate and Natural Gasoline. En: SPE 52-318, American Petroleum Institute, 1952.

10. MACHADO, Priscilla, MONTEIRO, Juliana, MEDEIROS, Jose, EPSOM, Hugh, ARAUJO, Ofelia. Supersonic separation in onshore natural gas dew point plant. En: Journal of Natural Gas Science and Engineering. April 5, 2012.
11. MOKHATAB, Saeid, POE, William, SPEIGHT, James. Handbook of natural gas transmission and processing. United States of America: Elsevier, 2006.
12. OKIMOTO, Fred, SIBANI, Salim, Lander, M. Twister supersonic gas conditioning process. En: SPE 87262. 9th Abu Dhabi International Petroleum Exhibition and Conference held in Abu Dhabi, 2000.
13. ROJEY, A., JAFFRET, C., CORNOT-GANDOLPH, S., DURAND, B., JULLIN, S., VALAIS, M. Natural gas production, processing, transport. Editions Technip, Paris, France, 1997.
14. SCHINKELSHOEK, Peter, EPSOM, H. Supersonic gas conditioning - commercialization of twister™ technology. En: 87th Annual Convention Grapevine, Texas, USA, 2008.
15. TURTON, R., BAILIE, R.C., WHITING, W.B., SHAEIWITZ, J.A. Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes. 3 ed. Prentice Hall, Upper Saddle River, New Jersey, 2009.
16. (West, Ronald E, 2003).
17. www.che.com/pcitrial/

18. www.elcolombiano.com

ANEXOS

Anexo A. Estimación de la Temperatura Óptima de Operación de Separador Frio.

La metodología utilizada para seleccionar la temperatura óptima de operación del separador frio es sencilla. Primero se determina la cantidad máxima de líquidos recuperables, con la tecnología elegida; refrigeración mecánica. Seguidamente se disminuye la temperatura de operación del separador frio y para cada reducción de temperatura se calcula el condensado estabilizado que se deja de recuperar junto con el ahorro en los gastos operativos del sistema. Un balance económico determinará el punto en el cual las utilidades son mayores.

El procedimiento descrito anteriormente tiene como objetivo determinar si es económicamente viable recuperar la cantidad total de condensado o por el contrario existe una temperatura de operación del separador frio que genere mayores beneficios económicos.

Para el caso de estudio la cantidad máxima de líquido recuperable se calculó asumiendo una máxima temperatura de enfriamiento en el chiller de -30°F . El condensado estabilizado a esta temperatura fue de 638 BPD. Sin embargo la temperatura de operación del separador frio se fijo en -3°F , pues es el punto donde se generaran mayores beneficios económicos. A partir de esta temperatura los gastos operativos (OPEX) aumentan en mayor proporción.

Las tablas con las cuales se realizó el procedimiento descrito anteriormente y se seleccionó la temperatura de operación óptima se presentan a continuación:

Tabla. Estimación de la temperatura óptima de operación de separador frío.

Temperatura de operación del separador frío	Total BPD recuperados	Potencia requerida compresores [Hp]	Duty requerido Intercambiadores de calor [Gj H]	Duty requerido Aero enfriador [BTU/H]	Duty Requerido Torre [GJ/H]
-30	638.6	2636.8	12.24	6.39E+05	4.8
-27	634.8	2509.5	11.7	6.18E+05	4.5
-24	630.6	2388.5	11.21	5.97E+05	4.3
-21	626.1	2270.8	10.72	5.76E+05	4.1
-18	621.3	2158.3	10.25	5.53E+05	3.88
-15	616.1	2051	9.79	5.30E+05	3.67
-12	610.6	1946.7	9.35	5.00E+05	3.473
-9	604.5	1846.5	8.93	4.80E+05	3.27
-6	598.1	1751.3	8.52	4.60E+05	3.084
-3	591.1	1659.1	8.07	4.36E+05	2.9
-2	588.7	1629	8	4.28E+05	2.83
-1	586.2	1600	7.86	4.19E+05	2.77
0	583.6	1571	7.76	4.11E+05	2.72

Temperatura de operación del separador frío	Cantidad de condensado que se deja de recuperar BPD	Valor Potencia Ahorrada compresores [Hp]	Valor Duty Ahorrado Intercambiadores de calor [Gj H]	Valor Duty Ahorrado Aero enfriador [BTU/H]	Valor Duty Ahorrado Torre [GJ/H]
-30	0	0	0	0.00E+00	0
-27	3.8	127.3	0.54	2.10E+04	0.3
-24	8	248.3	1.03	4.20E+04	0.5
-21	12.5	366	1.52	6.34E+04	0.7
-18	17.3	478.5	1.99	8.57E+04	0.92
-15	22.5	585.8	2.45	1.09E+05	1.13
-12	28	690.1	2.89	1.39E+05	1.327
-9	34.1	790.3	3.31	1.59E+05	1.53
-6	40.5	885.5	3.72	1.79E+05	1.716
-3	47.5	977.7	4.17	2.03E+05	1.9
-2	49.9	1007.8	4.24	2.11E+05	1.97
-1	52.4	1036.8	4.38	2.20E+05	2.03
0	55	1065.8	4.48	2.28E+05	2.08

Temperatura de operación del separador frío	Valor del BPD perdido [UD/AÑO]	Potencia Ahorrada compresores [UD/AÑO]	Duty Ahorrado Intercambiadores de calor [UD/AÑO]	Duty Ahorrado Aero enfriador [UD/AÑO]	Duty Ahorrado Torre
-30	0.0	0	0	0	0
-27	55924	77214	1033	5174	7355
-24	117734	150844	1971	10349	12259
-21	183960	222347	2908	15622	17162
-18	254601	290686	3807	21116	22556
-15	331128	355877	4687	26857	27704
-12	412070	419241	5529	34249	32534
-9	501843	480113	6333	39177	37511
-6	596030	537933	7117	44130	42071
-3	699048	593902	7978	50019	46583
-2	734368	612232	8112	51990	48299
-1	771160	629748	8380	54208	49770
0	809424	646856	8571	56179	50996

Tabla Estimación de la temperatura óptima de operación de separador frío

Temperatura de operación del separador frío	Valor del BPD perdido [UD/AÑO]	Ahorro total del sistema [UD/AÑO]	Flujo de caja Neto [UD/AÑO]
-30	0.0	0	0
-27	55924	90777	-34853
-24	117734	175422	-57687
-21	183960	258039	-74079
-18	254601	338165	-83565
-15	331128	415126	-83998
-12	412070	491554	-79483
-9	501843	563134	-61291
-6	596030	631252	-35221
-3	699048	698481	567
-2	734368	720633	13735
-1	771160	742105	29055
0	809424	762602	46822

Anexo B. Dimensionamiento de los Equipos Presentes en el Proceso.

El procedimiento utilizado para dimensionar los equipos presentes en el proceso se describe a continuación.

Para el diseño del intercambiador de calor a utilizar en el presente proyecto, se escogió un intercambiador de Carcaza y Tubos, pues, este tipo de intercambiadores son utilizados cuando la cantidad de calor a transferir y los caudales de los fluidos manejados son altos. El dimensionamiento de los intercambiadores de calor presentes en el proceso se calculó de acuerdo a la siguiente expresión.

$$Q = U * A * \Delta T * F_t \quad (3)$$

Dónde:

U = Coeficiente Global de Transferencia de Calor

A=área de transferencia de calor

ΔT = Diferencia de Temperatura entre los dos fluidos

F_t =Factor de corrección

La diferencia de temperaturas a través del equipo, es variable, por lo cual, se utiliza una diferencia media, entre las temperaturas de entrada y salida, denominada temperatura media logarítmica “LMTD”, y se expresa de la siguiente forma:

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right)} = \frac{\Delta T_A - \Delta T_B}{\ln\left(\frac{\Delta T_A}{\Delta T_B}\right)} \quad (4)$$

Dónde:

T: temperatura fluido caliente; t: temperatura fluido frío
1: entrada; 2: salida.

El dimensionamiento del Aero-enfriador se realizó de igual forma que el procedimiento descrito anteriormente, sin embargo se tiene que calcular el aumento en la temperatura de salida del aire, lo anterior para poder calcular la temperatura media logarítmica. La siguiente ecuación se utiliza para determinar el aumento de la temperatura del aire.

$$\Delta t_a = \left(\frac{U_x+1}{10}\right)\left(\frac{T_1+T_2}{2} - t_1\right) \quad (5)$$

Donde:

Δt_a = aumento en la temperatura de salida del aire

T: temperatura fluido caliente; t: temperatura fluido frío

1: entrada; 2: salida.

Para el dimensionamiento de la columna se fijó un espaciamiento entre platos de 0.5 m, este valor es sugerido por la GPSA. El diámetro de la columna se calculó de acuerdo a las siguientes expresiones (Sinnot ¹⁶).

$$u_v^{\wedge} = -0.17l_r^2 + 0.27l_r - 0.047 \left[\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}\right]^{0.5} \quad (6)$$

Donde

u_v^{\wedge} = es la velocidad máxima permisible del vapor en metros sobre segundo

l_r = espaciamiento entre platos en metros

ρ_l = densidad del líquido en kilogramo sobre metro cubico

ρ_g = densidad del gas en kilogramo sobre metro cubico.

$$D_c = \frac{4V_w^{\wedge}}{\pi\rho_v u_v^{\wedge}} (7)$$

Donde D_c es el Diámetro de la columna y V_w^{\wedge} es la Máxima rata másica de vapor en kilogramos por segundo.

Por último la altura de la torre se calcula mediante

$$H_t = N \text{ platos} * l_r * 1.17 (8)$$

El dimensionamiento del separador y los compresores del proceso no fue necesario ya que el simulador arroja estos resultados.

Anexo C. Estimación de la Inversión en Activos Fijos, (CAPEX)

La estimación de la inversión en activos fijos requeridos para el proceso, se calculó utilizando el Bare module cost (BMC), este es un método común utilizado para estimar el costo de una planta nueva de procesamiento químico. Se calcula mediante la siguiente ecuación.

$$C_{BM} = C_p^0 F_{BM} \quad (9)$$

Donde

C_{BM} = Bare module cost.

C_p^0 = Costo de equipo a condiciones base, pieza fabricada con acero al carbón, a presión atmosférica y temperatura ambiente.

F_{BM} = Bare module Factor, depende de las condiciones operacionales del equipo.

El costo del equipo a las condiciones base está dada por el parámetro, C_p^0 , que se calcula mediante la siguiente expresión propuesta por R. Turton.¹⁵

$$\log_{10} F_P = C_1 + C_2 \log_{10} P + C_3 \log_{10} P^2 \quad (10)$$

Donde A es el parámetro de capacidad o tamaño del equipo y los valores para los parámetros K1, K2 y K3, depende del tipo de equipo.

Igualmente el bare module factor se calcula de acuerdo a la siguiente ecuación.

$$F_{BM} = (B_1 + B_2 F_M F_P) \quad (11)$$

Donde F_M Y F_P son factores de corrección que representa el material específico de construcción y los efectos de la presión de operación, el valor de B_1 y B_2 Dependen del tipo de equipo.

Por último el factor de corrección se puede determinar a través de:

$$F_{P,vessel} = \frac{\frac{(P+1)D}{2 \cdot 850 - 0.6(P+1)} + 0.0315}{0.0063} \quad \text{for } t_{vessel} > 0.0063m \quad (12)$$

Si el equipo es una torre o un separador de lo contrario la siguiente ecuación tiene que ser utilizada.

$$\log_{10} F_P = C_1 + C_2 \log_{10} P + C_3 \log_{10} P^2 \quad (13)$$

Donde C_1 , C_2 y C_3 son constantes que dependen del tipo de equipo.

Todas las constantes para poder determinar el BMC de un equipo determinado se presentan en R. Turton.¹⁵

La estimación de la inversión en activos fijos luego se determina simplemente sumando los BMC de los diferentes equipos presentes en el proceso y multiplicándolos por 1.18, que representa un factor de seguridad para contingencias.