

**INGENIERÍA CONCEPTUAL PARA LA SELECCIÓN DE EQUIPOS
MAYORES Y ESTIMACIÓN DE LA INVERSIÓN CAPITAL REQUERIDA
PARA LA RECUPERACIÓN DE CONDENSADOS PROVENIENTES DEL
TRATAMIENTO DE GAS PARA GENERACIÓN ELÉCTRICA EN CAMPOS
PETROLEROS UBICADOS EN ECUADOR**

ROCÍO DANIELA JIMÉNEZ GUILLÉN

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
ESPECIALIZACIÓN EN PRODUCCIÓN DE HIDROCARBUROS
BUCARAMANGA**

2015

**INGENIERÍA CONCEPTUAL PARA LA SELECCIÓN DE EQUIPOS
MAYORES Y ESTIMACIÓN DE LA INVERSIÓN CAPITAL REQUERIDA
PARA LA RECUPERACIÓN DE CONDENSADOS PROVENIENTES DEL
TRATAMIENTO DE GAS PARA GENERACIÓN ELÉCTRICA EN CAMPOS
PETROLEROS UBICADOS EN ECUADOR**

ROCÍO DANIELA JIMÉNEZ GUILLÉN

**Trabajo de grado para optar el título de Especialista en Producción de
Hidrocarburos**

**Director: Pedro Alonso Ramírez Cardozo
Ing. Químico y Especialista en Automatización de Procesos**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
ESPECIALIZACIÓN EN PRODUCCIÓN DE HIDROCARBUROS
BUCARAMANGA**

2015

Dedico este Proyecto de Grado a
mi familia.

CONTENIDO

	pág.
INTRODUCCIÓN	14
1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	15
2. MARCO TEÓRICO	16
2.1 NATURALEZA DE GAS DE POZO	16
2.2 PRODUCTOS RECUPERABLES DEL GAS NATURAL	17
2.3 PRODUCTOS RECUPERABLES DEL GAS NATURAL	19
2.3.1 Compresión del gas.....	19
2.3.2 Endulzamiento del Gas.....	20
2.3.3 Deshidratación del Gas	21
2.3.4 Ajuste de Punto de Rocío de Hidrocarburos	23
2.4 ALTERNATIVAS PARA CONTROL DE PUNTO DE ROCÍO DE HIDROCARBURO	25
2.4.1 Joule – Thomson	25
2.4.2 Refrigeración Mecánica	27
3. DESARROLLO	29
3.1 ESPECIFICACIÓN DE LOS PRODUCTOS	29
3.2 MÉTODO JOULE THOMSON	30
3.2.1 Condiciones de entrada.....	30
3.2.2 Descripción del Proceso	31
3.3 MÉTODO REFRIGERACIÓN MECÁNICA	34
3.3.1 Condiciones de entrada.....	34
3.3.2 Descripción del Proceso	35
4. ESTIMACIÓN DE COSTOS DIFERENCIALES I	39
4.1 HIPÓTESIS	39
4.2 COTIZACIÓN DE EQUIPOS	39
4.2.1 Sistema de tratamiento Joule Thomson.....	39
4.2.2 Sistema de tratamiento refrigeración mecánica	41
5. RESULTADOS	42
5.1 MÉTODO JOULE THOMSON	42
5.2 MÉTODO REFRIGERACIÓN MECÁNICA	48

6.	ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS	55
6.1	PRODUCTOS OBTENIDOS.....	55
6.2	INVERSIÓN CAPITAL	55
6.3	PRESIÓN DEL SISTEMA.....	55
6.4	OPERACIÓN Y MANTENIMIENTO.....	56
6.5	ÁREA REQUERIDA PARA EL SISTEMA.....	57
7.	CONCLUSIONES.....	58
8.	RECOMENDACIONES	59
	BIBLIOGRAFÍA.....	60
	ANEXOS	62

LISTA DE TABLAS

	pág.
Tabla 1. Cromatografía de un gas típico	17
Tabla 2. Especificación del Gas Licuado de Petróleo	18
Tabla 3. Especificación de la Gasolina Natural	19
Tabla 4. Especificación de los productos	29
Tabla 5. Condiciones de Entrada del Gas	31
Tabla 6. Condiciones de Entrada del Gas	35
Tabla 7. Estimación de Costos	40
Tabla 8. Estimación de Costos	41
Tabla 9. Gas de Entrada vs Gas tratado	43
Tabla 10. Condensados provenientes de Tratamiento de Gas	43
Tabla 11. Balance de Masa	44
Tabla 12. Gas de Entrada vs Gas tratado	49
Tabla 13. Condensados provenientes de Tratamiento de Gas	50
Tabla 14. Balance de Masa	51

LISTA DE GRÁFICAS

	pág.
Gráfica 1. Envolvente de fase típica para gas natural retrógado	24
Gráfica 2. Procesos de Ajuste de Punto de Rocío	25

LISTA DE FIGURAS

	pág.
Figura 1. Esquema de Compresión del Gas	20
Figura 2. Unidad LTX	22
Figura 3. Esquema de Torre típica Contactora de Trietilenglicol y sistema de regeneración	23
Figura 4. Ajuste de Punto de Rocío por medio de expansión isentálpica	26
Figura 5. Sistema de refrigeración mecánica con inyección de MEG	27
Figura 6. Saturación del gas en agua	32
Figura 7. Esquema de Simulación – Sistema Joule Thomson	33
Figura 8. Saturación del gas en agua	36
Figura 9. Esquema de Simulación – Sistema Refrigeración Mecánica	37

LISTA DE ANEXOS

	pág.
Anexo A. Cotización de Equipos – Sistema Joule Thomson	62
Anexo A. Cotización de Equipos – Refrigeración Mecánica	64

RESUMEN

TÍTULO: INGENIERÍA CONCEPTUAL PARA LA SELECCIÓN DE EQUIPOS MAYORES Y ESTIMACIÓN DE LA INVERSIÓN CAPITAL REQUERIDA PARA LA RECUPERACIÓN DE CONDENSADOS PROVENIENTES DEL TRATAMIENTO DE GAS PARA GENERACIÓN ELÉCTRICA EN CAMPOS PETROLEROS UBICADOS EN ECUADOR*.

AUTOR: ROCÍO DANIELA JIMÉNEZ GUILLÉN **.

PALABRAS CLAVES: Tratamiento del Gas, Punto de Rocío, Recuperación de Condensados, Joule Thomson, Refrigeración Mecánica.

DESCRIPCIÓN:

El fluido multifásico proveniente de los yacimientos, y que se separa y trata en las facilidades de producción, puede contener grandes cantidades de gas asociado, el mismo que se separa en las primeras etapas del procesamiento del fluido. Generalmente, este gas es enviado a quema en antorchas o teas, contribuyendo así con la contaminación, como con la emisión de gases de efecto invernadero, además de desperdiciar un recurso valioso.

Una manera de aprovechar el gas asociado a la producción es utilizarlo en la generación eléctrica, que constituye una solución sostenible y amigable con el medio ambiente. Sin embargo, para que este recurso pueda ser empleado para generación, éste debe cumplir con ciertos parámetros o requerimientos para garantizar una combustión limpia y segura.

Como consecuencia de este tratamiento, se obtienen condensados naturales del gas, que pueden ser fraccionados en productos comunes en la industria, como lo son el GLP (Gas Licuado del Petróleo) y la gasolina natural o naftas.

De esta manera, se logra aprovechar gas para generación de electricidad, al igual que aprovechar los condensados recuperados del tratamiento de dicho gas, reduciendo así las emisiones hacia el medio ambiente y optimizando la producción de recursos no renovables.

En base a lo expuesto anteriormente, este proyecto de grado contempla el análisis de dos alternativas de recuperación de condensados de hidrocarburos, por medio del método Joule Thomson y por medio de Refrigeración Mecánica, en base a la información recopilada sobre el tratamiento de gas que actualmente se lleva a cabo en múltiples estaciones en Ecuador.

Se seleccionará la alternativa más viable desde el punto de vista técnico-económico. De esta manera, se busca aprovechar el contenido calorífico adicional del gas que no es requerido en el proceso de generación, para obtener condensados de alta comerciabilidad en el mercado ecuatoriano.

* Trabajo de grado

** Facultad de Ingenierías Petroquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Director Ing. Pedro Alonso Ramírez Cardoso, Especialista en Automatización de Procesos.

ABSTRACT

TITLE: CONCEPTUAL ENGINEERING FOR THE SELECTION OF MAJOR EQUIPMENT AND CAPITAL INVESTMENT ASSESSMENT REQUIRED TO RECOVERY HYDROCARBON CONDENSATES OBTAINED FROM GAS TREATMENT FOR POWER GENERATION IN ECUADORIAN OILFIELDS.*

AUTHOR: ROCÍO DANIELA JIMÉNEZ GUILLÉN**

KEY WORDS: Gas Treatment, Dew Point, Hydrocarbon Condensates Recovery, Joule Thomson, Mechanical Refrigeration.

DESCRIPTION:

The multiphase fluid from oil reservoirs, which is separated and treated in production facilities, may contain considerable quantities of associated gas; this phase is also separated in the first stages of fluid processing. Generally, this gas is sent to flares, contributing to environmental pollution as well as with greenhouse gases emission and wasting of valuable resources.

One way to take advantage of the associated gas is to use it in power generation, which results in a sustainable and environmentally friendly gas. However, in order to use the gas as fuel for electric generation, it must meet certain parameters to ensure a clean and safe combustion.

As a result of this treatment, hydrocarbon condensates are obtained; these can be fractionated in industrial common products such as LPG (Liquefied Petroleum Gas) and natural gasoline and naphtha.

Thereby, gas may be used for electric generation, and the condensates recovered after treating such gas made the most by reducing emissions to the environment and by optimizing the nonrenewable resources production.

Based on the exposed above, this project involves an analysis of two types of hydrocarbon condensates recovery, through gas treatment using Joule-Thomson technology and Mechanical Refrigeration technology, founded on collected information about gas treatment in production facilities located in Ecuador.

The most viable alternative will be selected based on a technical-economical point of view. Consequently, we try to take advantage of the extra gas calorific content that is not required in power generation, to obtain condensed which have high saleability in the Ecuadorian market.

* Bachelor thesis

**Petrochemical Engineering Faculty. Petroleum Engineering School. Director Eng. Pedro Alonso Ramirez Cardoso, Process Automation Specialist.

GLOSARIO

JOULE THOMSON: ajuste del punto de rocío mediante el cambio de temperatura de un gas cuando éste es expandido, a una entalpía constante, desde una presión alta a una presión baja. El efecto para la mayoría de gases a presión normal es enfriamiento, con excepción del hidrógeno y el helio.

REFRIGERACIÓN MECÁNICA: consiste en el ajuste de punto de rocío de gas mediante refrigeración mecánica para eliminar los componentes más pesados. Se utiliza un gas refrigerante como etano, propano o amoníaco, dependiendo de la especificación que se pretenda alcanzar y de la cantidad de líquidos que se requiere recuperar. El propano es el refrigerante más comúnmente utilizado.

INTRODUCCIÓN

En la actualidad la optimización del uso de los recursos no renovables se encuentra en un continuo crecimiento, específicamente, en el ámbito petrolero.

El fluido multifásico proveniente de los yacimientos, y que se separa y trata en las facilidades de producción, puede contener grandes cantidades de gas asociado, el cual se separa en las primeras etapas del procesamiento del fluido.

Generalmente, este gas es enviado a quema en antorchas o teas, contribuyendo así con la contaminación, como la emisión de gases de efecto invernadero, además de desperdiciar un recurso valioso.

Una manera de aprovechar el gas asociado a la producción es utilizarlo en la generación eléctrica, que constituye una solución sostenible y amigable con el medio ambiente. Sin embargo, para que este recurso pueda ser empleado para generación, éste debe cumplir con ciertos parámetros o requerimientos para garantizar una combustión limpia y segura, razón por la cual se retiran compuestos nocivos o corrosivos como el CO₂. Así mismo, el gas de generación debe pasar por un control de punto de rocío de agua e hidrocarburo para evitar una combustión no limpia en los sistemas de generación.

Como consecuencia de este tratamiento, se obtienen condensados naturales del gas, que pueden ser fraccionados en productos comunes en la industria, como lo son el GLP (Gas Licuado del Petróleo) y la gasolina natural o naftas. Estos dos productos son ampliamente usados en el proceso de refinación de la gasolina comercial, en la industria petroquímica y como combustibles domésticos, entre otros usos.

De esta manera, se logra aprovechar gas para generación de electricidad, al igual que aprovechar los condensados recuperados del tratamiento de dicho gas, reduciendo así las emisiones hacia el medio ambiente y optimizando la producción de recursos no renovables.

1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

El gas asociado a la producción, derivado de la separación del fluido multifásico es tratado y procesado para uso en generación eléctrica.

Para que el gas que cumpla con las especificaciones necesarias para ser empleado en generación energía eléctrica es necesario llevar a cabo un tratamiento para acondicionar el gas. En este proceso se generan condensados del gas, los cuales pueden ser aprovechados, luego de ser tratados, para uso como suministros industriales.

En caso de que el gas no sea tratado adecuadamente y no cumpla con las especificaciones para la generación de energía eléctrica, este debe quemarse por medio de teas, desperdiciando así recursos no renovables (gas y condensados) y contribuyendo con la contaminación al medio ambiente.

2. MARCO TEÓRICO

2.1 NATURALEZA DE GAS DE POZO

El objetivo de una facilidad de producción es separar el fluido proveniente del pozo en tres componentes, llamados típicamente “fases” (crudo, agua y gas), y procesar estas tres fases en productos comercializables o productos que puedan ser dispuestos hacia el medio ambiente.¹

El procesamiento de gas natural comienza a nivel de cabeza de pozo. La composición del gas natural extraído de pozos de producción depende del tipo y ubicación de depósitos subterráneos, y de la geología del área.²

El gas natural proveniente de yacimientos de petróleo es conocido como gas asociado. Existe separado del crudo en la formación (gas libre) o disuelto en el crudo (gas disuelto).³

La composición del gas natural varía de acuerdo a la región. Su componente principal es el metano (80% - 95%). Contiene también etano, propano, butano y otros componentes⁴:

- Etano (35% - 55%)
- Propano (20% - 30%)
- N-butano (10%-15)
- Iso-butano (4% - 8%)
- Pentano+ (conocido también como gasolina natural) (10%-15%)

Para poder conocer la composición del gas, se lleva a cabo una cromatografía de gases. Esta será la base para el procesamiento del gas.

A continuación, la tabla I presenta una cromatografía típica de gas asociado, la cual será la base para el desarrollo del presente trabajo.

¹ ARNOLD, K. STEWART, M. Surface Production Operations. Volume I. Design of Oil Handling System and Facilities. Third Edition. United States of America. Elsevier. 2008, p. 1

² KOLMETZ, K. JAYA, A. LPG Unit (Engineering Design Guideline. KLM Technology Group. May 2013.

³ ARNOLD, K. STEWART, M. Op. cit., p. 1

⁴ KOLMETZ, K. JAYA, A. Op. cit.

Tabla 1. Cromatografía de un gas típico

Componente	Porcentaje molar
Nitrógeno	2,55
Dióxido de Carbono	0,020
Metano	94,94
Etano	0,69
Propano	0,23
I-butano	0,16
N-butano	0,04
I-pentano	0,03
N-pentano	0,02
Hexano	0,15
Heptanos +	0,88
Agua	0,29
Total	100

2.2 PRODUCTOS RECUPERABLES DEL GAS NATURAL

Los líquidos de gas natural son los componentes del gas natural que son separados en estado gaseoso. Esta separación se lleva a cabo en facilidades por medio de absorción, condensación u otro método.

Los líquidos de gas natural se clasifican de acuerdo a su presión de vapor, de la siguiente manera:

- Alta: GLP (Gas Licuado de Petróleo)
- Baja: Nafta
- Gas de Ventas (no condensable por medios convencionales).

Los productos de GLP deben cumplir con ciertos criterios, como se muestra en la tabla 2⁵.

Por otro lado, las características de los productos sin fraccionar provenientes del NGL, se encuentran definidos en la tabla 3.

El primer paso en una planta de procesamiento de gas es para separar los componentes que se recuperan del gas en una corriente de NGL (natural gas liquids).

⁵ ARNOLD, K. STEWART, M. Surface Production Operations. Volume II. Design of Gas-Handling System and Facilities. Third Edition. United States of America. Elsevier.

Tabla 2. Especificación del Gas Licuado de Petróleo⁶

GPA Liquefied Petroleum Gas Specifications (from GPA Standard 2140-86)					
Product Designation					
Product Characteristics	Commercial Propane	Commercial Butane	Commercial B-P mixtures	Propane HD-5	Test Methods
Composition.....	Predominantly propane and/or propylene	Predominantly butanes and/or butylenes	Predominantly mixtures of butanes and/or butylenes with propane and/or propylene	Note less than 90 liquid volumen percent propane; not more that 5 liquid volume percent propylene	ASTM D-2163-82
Vapor Pressure at 100 °F*, psig, max	208*	70*	208*	208*	ASTM D-1267-84
Volatile residue: temperature at 95% evaporation, deg. F, max..... or	-37*	36*	36*	-37*	ASTM D-1837-81
butane and heavier, liquid volume percent max.....	2,5	-		2,5	ASTM D-2163-82
pentane and heavier, liquid volumen percent max.....		2,0	2,0	-	ASTM D-2163-82
Residual matter: residue on evaporation of 100 ml, max. oil stain observation.....	0,05 ml pass (1)	- -	- -	0,05 ml pass (1)	ASTM D-2158-80 ASTM D-2158-80
Corrosion, copper strip, max.....	No. 1	No. 1	No. 1	No. 1	ASTM D-1838-84
Total sulfur, ppmw.....	185	140	140	123	ASTM D-2784-80
Moisture content.....	pass	-	-	pass	GPA Propane Dryness Test (Cobalt Dromide or D-2713-81)
Free water content.....	-	none	none	-	-

De esta manera, puede ser deseable fraccionar la corriente de NGL en varios componentes del gas licuado de petróleo (GPL) como etano, propano, iso-butano y n-butano.

A menudo, tanto GLP, NGL, condensados y productos puros como metano, etano, propano y butano poseen alto valor comercial en comparación al gas sin tratar. Por esta razón, son extraídos y fraccionados para cumplir con ciertos requerimientos de acuerdo al mercado regional y a los clientes.⁷

⁶ ARNOLD, K. STEWART, M. Surface Production Operations. Volume II. Design of Gas-Handling System and Facilities. Third Edition. United States of America. Elsevier.

⁷The Linde Group, Engineering Division. Natural Gas Processing [en línea]. En: Linde-engineering [fecha de consulta: 10 de mayo del 2014]. Disponible en «http://www.lindeengineering.com/internet.global.lindeengineering.global/en/images/LE_1_3_e_13_150dpi_19_4275.pdf».

Tabla 3. Especificación de la Gasolina Natural⁸

GPA Natural Gasoline Specifications		
Product Characteristic	Specification	Test Method
Reid Vapor Pressure	10 - 34 pounds	ASTM D-323
Percentage evaporated at 140 °F	25 - 85	ASTM D-216
Percentage evaporated at 275 °F	Not less than 90	ASTM D-216
End point	Not more than 375 °F	ASTM D-216
Corrosion	Not more than classification 1	ASTM D-130 (modified)
Color	Not less than plus 25 (Saybolt)	ASTM D-156
Reactive Sulfur	Negative, "sweet"	GPA 1138

2.3 PRODUCTOS RECUPERABLES DEL GAS NATURAL

2.3.1 Compresión del gas

La compresión del gas es empleada cuando es necesario transportar el mismo, desde un sistema de baja presión a uno de alta presión.

El gas proveniente del “flasheo” de recipientes a baja presión como los empleados en la estabilización multietapa de líquidos, tratamiento de crudo, tratamiento de agua, etc., generalmente se encuentra a presiones muy bajas para fluir.

A veces este gas es empleado como combustible y el remanente es quemado en antorchas o venteado. Sin embargo, es más económico y pro medio ambiente, el comprimir este gas para su posterior venta.⁹

La compresión del gas consiste en etapas, en las cuales el gas que ingresa se enfría por medio de un intercambiador de calor. Luego pasa por un separador para remover líquidos, para posteriormente ingresar en el compresor.¹⁰

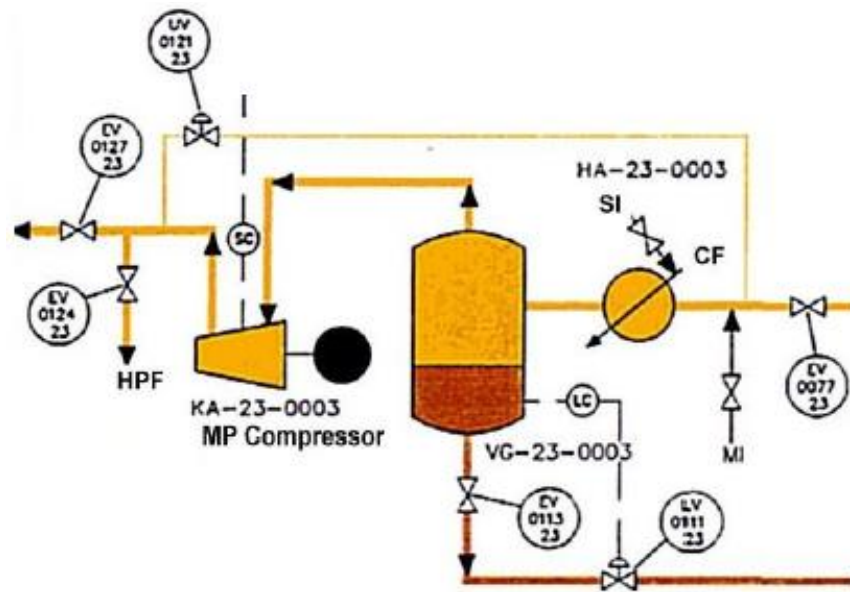
Adicionalmente, se emplea compresión para el tratamiento de gas, debido a que este se lleva a cabo a presiones por encima de 600 psig.

⁸ ARNOLD, K. STEWART, M. Surface Production Operations. Volume II. Design of Gas-Handling System and Facilities. Third Edition. United States of America. Elsevier.

⁹ ARNOLD, K. STEWART, M. Op. cit.

¹⁰ Ibid.

Figura 1. Esquema de Compresión del Gas¹¹



2.3.2 Endulzamiento del Gas¹²

Adicionalmente a hidrocarburos pesados y agua, el gas puede contener contaminantes que deben ser removidos.

El dióxido de carbono (CO_2), el sulfuro de hidrógeno (H_2S) y otros compuestos sulfurados como mercaptanos requieren ser removidos completamente o parcialmente, para poder cumplir con los requerimientos para venta.

Estos compuestos son conocidos como gases ácidos; el H_2S combinado con agua da como resultado una forma “débil” de ácido sulfúrico, mientras que el CO_2 combinado con agua forma ácido carbónico, por esta razón se conoce al gas que contiene estos compuestos como “ácido”.

El gas que contiene H_2S se conoce como gas “ácido”, mientras que el gas que solo contiene CO_2 es llamado gas “dulce”.

Estos dos compuestos causan corrosión y reducen el poder calorífico del gas. Por esta razón, es necesario el “endulzamiento” del gas.

Existen numerosos métodos de endulzamiento del gas, basados en principios físicos y químicos, como se muestra a continuación:

- Absorción en lecho sólido (tamices moleculares, óxido de zinc).
- Solventes químicos (mono-etilenamina, di-etilenamina).

¹¹ DEVOLD, H. Oil and Gas Production Handbook. Edition 1.3. Norway. ABB ATPA Oil and Gas. 2006.

¹² ARNOLD, K. STEWART, M. Surface Production Operations. Volume II. Design of Gas-Handling System and Facilities. Third Edition. United States of America. Elsevier.

- Solventes físicos (Selexol®, Shell Sulfinol®).
- Conversión directa de H₂S a sulfuro (Claus, LOCAT).
- Permeación del Gas.

El método a emplearse para el endulzamiento del gas debe tomar en consideración lo siguiente¹³:

- Tipo de contaminantes presentes en el gas.
- La concentración de cada contaminante y el grado de remoción requerido.
- El volumen de gas a ser tratado, y las condiciones de temperatura y presión a las cuales se encuentra el gas.
- La factibilidad de la recuperación de sulfuros.
- La conveniencia de la eliminación selectiva de uno o más contaminantes sin remover otros.
- La presencia en el gas de hidrocarburos pesados y aromáticos.

2.3.3 Deshidratación del Gas

El contenido de agua saturada en el gas depende de la presión, temperatura y composición. El efecto de la composición aumenta con la presión y es particularmente importante si el gas contiene CO₂ y/o H₂S.¹⁴

La deshidratación del gas consiste en remover vapores de agua presentes en el gas, para poder cumplir con las especificaciones requeridas para su venta, con el fin de evitar la formación de hidratos cuando el gas sea enfriado en los sistemas de transmisión y distribución, y previene la condensación del vapor de agua el cual ocasiona problemas de corrosión en las tuberías.

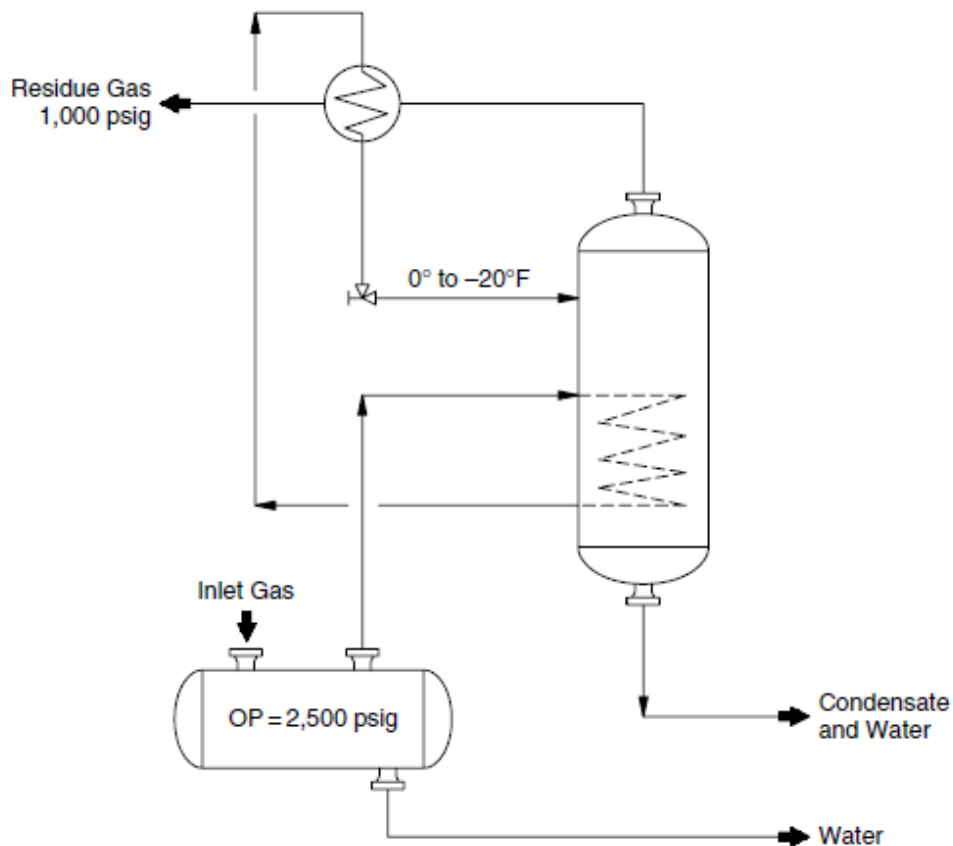
Se pueden usar los siguientes métodos para la deshidratación del gas:

- Enfriamiento del gas hasta el nivel de formación de hidratos y separar el agua que se forma. Esto se logra únicamente cuando el contenido de agua es alto (± 30 lb/MMSCFD).
- Intercambio a baja temperatura (Low Temperature Exchange LTX) diseñado para derretir los hidratos a medida que se formen. En la figura 2 se muestra un esquema de Unidad LTX.
- Contacto del gas en un lecho sólido de CaCl₂, el cual reduce la humedad. Este compuesto no puede regenerarse y es altamente corrosivo.

¹³ ARNOLD, K. STEWART, M. Surface Production Operations. Volume II. Design of Gas-Handling System and Facilities. Third Edition. United States of America. Elsevier.

¹⁴ GAS PROCESSOR ASSOCIATION. GPSA Engineering Data Book, (Electronic). Volume I. Eleventh edition. United States of America. Gas Processors Suppliers Association, 1998.

Figura 2. Unidad LTX



- Por medio de un desecante sólido como alúmina activada, sílica gel o tamices moleculares, los cuales pueden regenerarse.
- Estas unidades son relativamente caras, sin embargo, pueden reducir la humedad en el gas a niveles mínimos.
- Por medio de un desecante líquido como metanol o etilenglicol, los cuales no pueden regenerarse. Su costo es bajo. El desecante más empleado en las líneas de flujo es el metanol.

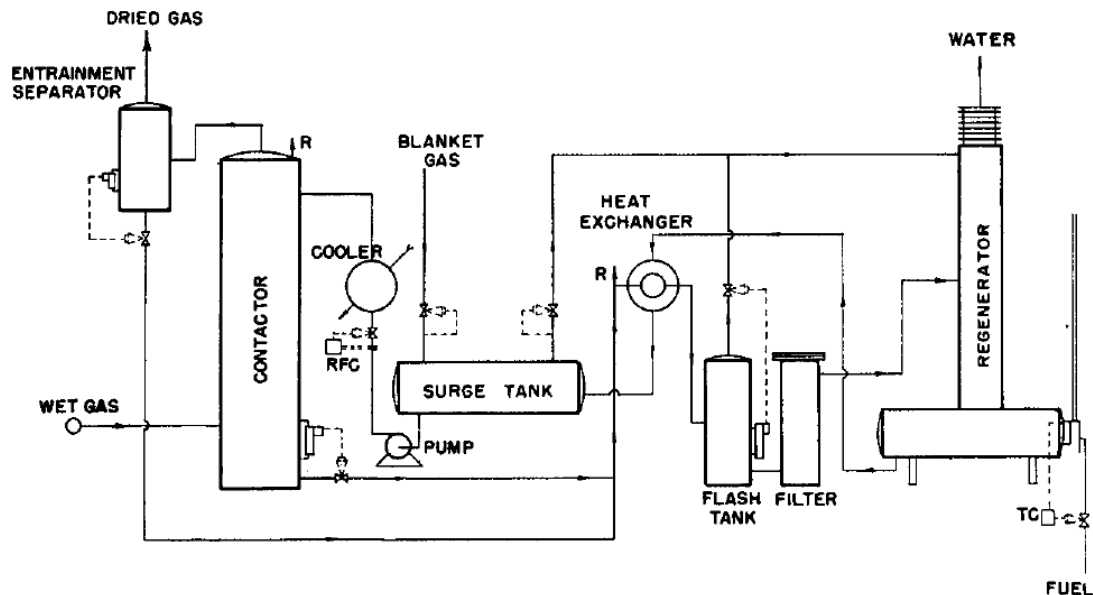
Uno de los equipos más empleados a nivel industrial para la deshidratación del gas es la torre contactora de glicol, con su sistema de regeneración del glicol.

El gas entra por la base de la torre y fluye hacia arriba a través de los empaques de la torre. El glicol seco entra por la parte superior de la torre y fluye hacia abajo.

De esta manera, el glicol húmedo sale por la parte de abajo de la torre, y posteriormente enviado a un proceso de calentamiento para remover el agua

que arrastró del gas. El glicol se regenera para ingresar nuevamente a la torre.¹⁵

Figura 3. Esquema de Torre típica Contactora de Trietilenglicol y sistema de regeneración.¹⁶



La figura 3 muestra un esquema típico de un sistema contactor de trietilenglicol y su respectivo sistema de regeneración:

2.3.4 Ajuste de Punto de Rocío de Hidrocarburos

La condensación retrógrada es un fenómeno conocido a nivel de reservorio. Sin embargo, por medio de cálculos computacionales por medio de ecuaciones de estado para predecir el comportamiento líquido-vapor, se encontró que este fenómeno puede presentar en condiciones típicas de procesamiento

Mientras más pesado sea el hidrocarburo, mayor su temperatura de punto de rocío al disminuir la presión.¹⁷

Una manera común de remover los hidrocarburos pesados del gas es por medio de enfriamiento, de tal manera que los componentes pesados

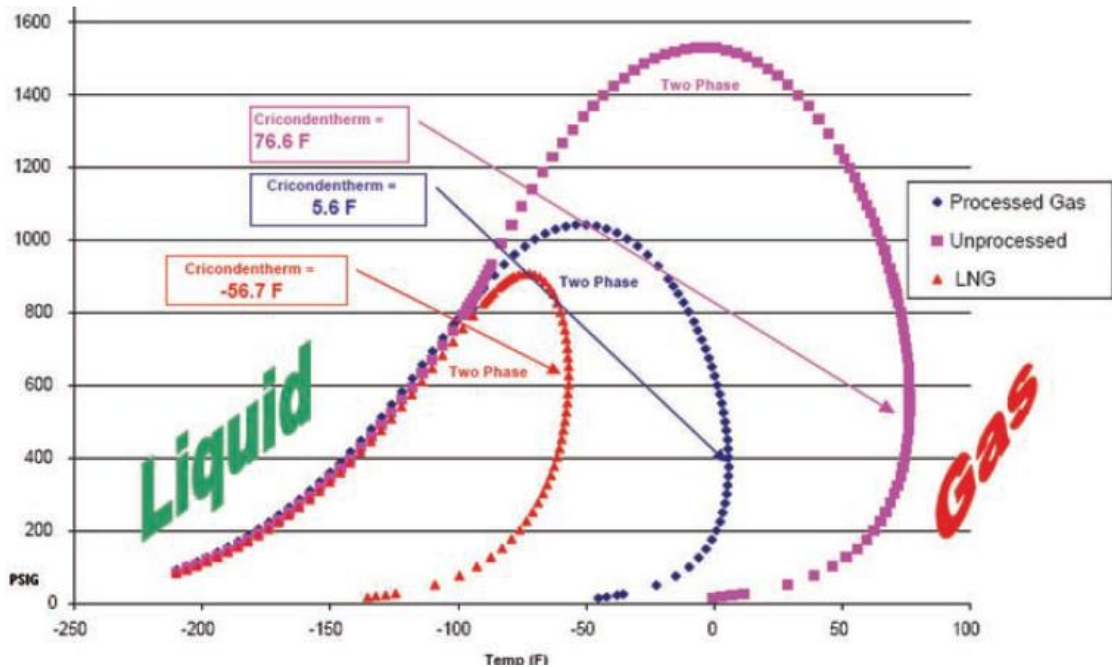
¹⁵ARNOLD, K. STEWART, M. Surface Production Operations. Volume I. Design of Oil Handling System and Facilities. Third Edition. United States of America. Elsevier. 2008.

¹⁶ CAMPBELL, J. Gas conditioning & Processing Volume 2: The Equipment Modules. Seventh Edition. Campbell Petroleum Series. United States of America. 1992.

¹⁷ HERRING, J. Hydrocarbon Dew Point is a Critical consideration for pipeline operations [en línea]. En: Pipeline & Gas Journal [fecha de consulta: 20 de abril del 2014]. Disponible en «http://www.kentrol.com/_build/docs/Pipeline_%26_Gas_Journal_Article-Jack_Herring.pdf».

condensen y sean drenados. Este proceso puede llegar a ser costoso debido a que el enfriamiento de grandes cantidades de gas requiere energía.

Gráfica 1. Envoltente de fase típica para gas natural retrógado.



En caso que el gas no sea tratado, se obtendrá un producto de bajo poder calorífico, reduciendo así su valor de mercado. Por esta razón, el monitoreo del punto de rocío es esencial en el procesamiento del gas.¹⁸

En la gráfica 1 se muestra la envoltente retrógrada de fases típica de gas natural, luego de la reducción del punto de rocío.

Adicionalmente, se debe tomar en consideración el control de la formación de hidrocarburo líquido cuando el gas es transportado por medio de tuberías.

La condensación representa problemas para la medición, caída de presión y una operación segura. También puede ser un problema para el flujo bifásico y formación de bolsones de líquido.

De esta manera, para prevenir la formación de líquido en líneas de gas, es necesario el control de punto de rocío.¹⁹

¹⁸ HERRING, J. Hydrocarbon Dew Point is a Critical consideration for pipeline operations [en línea]. En: Pipeline & Gas Journal [fecha de consulta: 20 de abril del 2014]. Disponible en «http://www.kentrol.com/_build/docs/Pipeline_%26_Gas_Journal_Article-Jack_Herring.pdf».

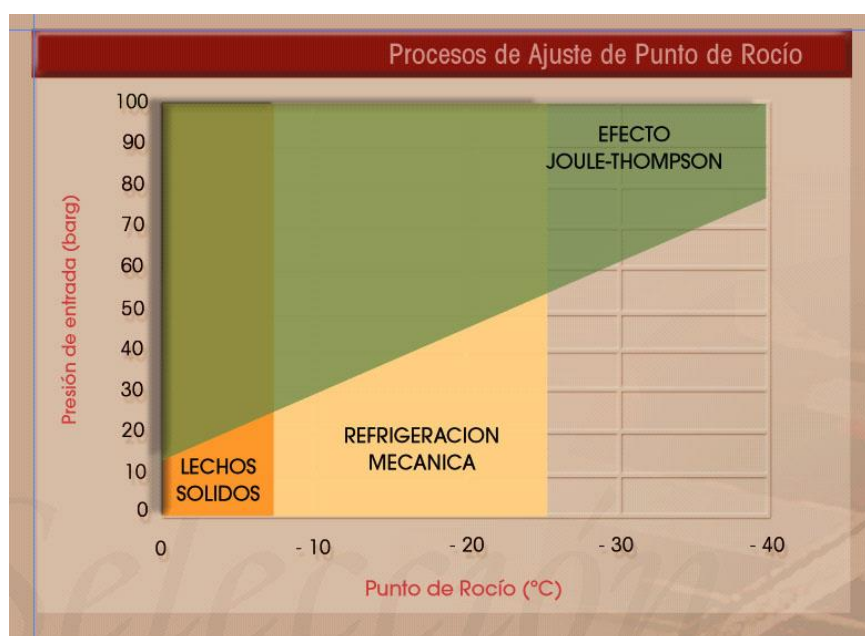
¹⁹ GAS PROCESSOR ASSOCIATION. GPSA Engineering Data Book, (Electronic). Volume I. Eleventh edition. United States of America. Gas Processors Suppliers Association, 1998.

2.4 ALTERNATIVAS PARA CONTROL DE PUNTO DE ROCÍO DE HIDROCARBURO

La siguiente figura presenta un método de selección rápida de la óptima tecnología para ajuste de punto de rocío de gas en función de los principales parámetros de proceso.

De acuerdo a la gráfica presentada el proceso para controlar el punto de rocío por medio de Joule Thomson podría requerir compresión en la entrada, mientras que el control por medio de la refrigeración mecánica puede llevarse a cabo a presiones inferiores. Sin embargo, esta última técnica podría tener un consumo de energía elevado debido a que el ciclo de propano requiere energía eléctrica.

Gráfica 2. Procesos de Ajuste de Punto de Rocío²⁰



A continuación se presentan dos de los métodos más empleados para el control de punto de rocío del hidrocarburo.

2.4.1 Joule – Thomson

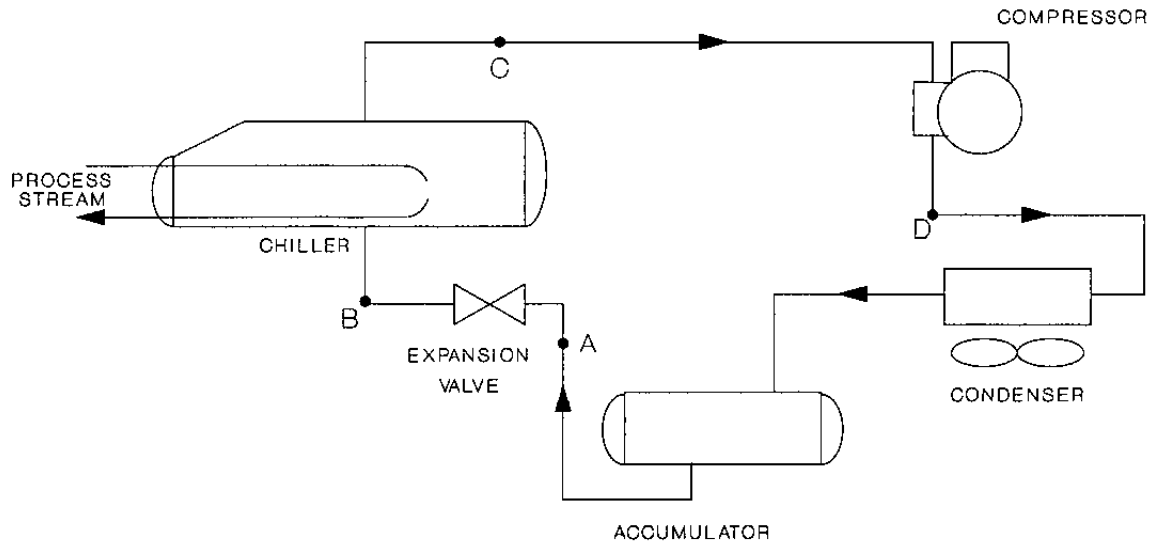
En caso que se cuente con una presión suficiente, la remoción de líquido puede llevarse a cabo por medio de una unidad de separación de baja temperatura (LTS – Low Temperature System).

El sistema de expansión por refrigeración utiliza el efecto de Joule-Thomson para reducir la temperatura mientras sucede la expansión.²¹

²⁰ FLARGENT. Módulos Joule-Thomson [en línea]. En: Flargent [fecha de consulta: 20 de abril del 2014] Disponible en «<http://www.flargent.com/ProductDetail-SP.php?ProdId=2&CatId=10>».

Se conoce como efecto Joule-Thomson al cambio de temperatura de un gas cuando éste es expandido, a una entalpía constante, desde una presión alta a una presión baja. El efecto para la mayoría de gases a presión normal es enfriamiento, con excepción del hidrógeno y el helio.²²

Figura 4. Ajuste de Punto de Rocío por medio de expansión isentálpica



El cambio de temperatura da como resultado en condensación de hidrocarburo y de agua. El agua es removida del proceso en forma de hidratos, los cuales se controlan con inyección de etilenglicol, metanol u otro agente químico anticongelante. De esta manera, el control de punto de rocío se efectúa tanto sobre el hidrocarburo y como el agua en la misma unidad. A continuación, se muestra un esquema simple de refrigeración por medio del efecto Joule-Thomson.²³

El gas a acondicionar ingresa en la unidad a alta presión a través de un recipiente separador, donde los líquidos arrastrados por el gas son separados por gravedad.

Luego el gas fluye por un intercambiador de calor, donde el mismo es enfriado con la corriente de gas frío de salida. Posteriormente, el enfriamiento principal del gas se produce por su despresurización al pasar a través de una válvula. De esta manera, los hidrocarburos más pesados condensan en fase líquida y son separados en otro separador, mediante el uso de internos de alta eficiencia. Finalmente el gas fluye por el intercambiador gas-gas, enfriando el gas de entrada.

²¹ GAS PROCESSOR ASSOCIATION. GPSA Engineering Data Book, (Electronic). Volume I. Eleventh edition. United States of America. Gas Processors Suppliers Association, 1998.

²² ARNOLD, K. STEWART, M. Surface Production Operations. Volume I. Design of Oil Handling System and Facilities. Third Edition. United States of America. Elsevier. 2008.

²³ CAMPBELL, J. Gas conditioning & Processing Volume 2: The Equipment Modules. Seventh Edition. Campbell Petroleum Series. United States of America. 1992.

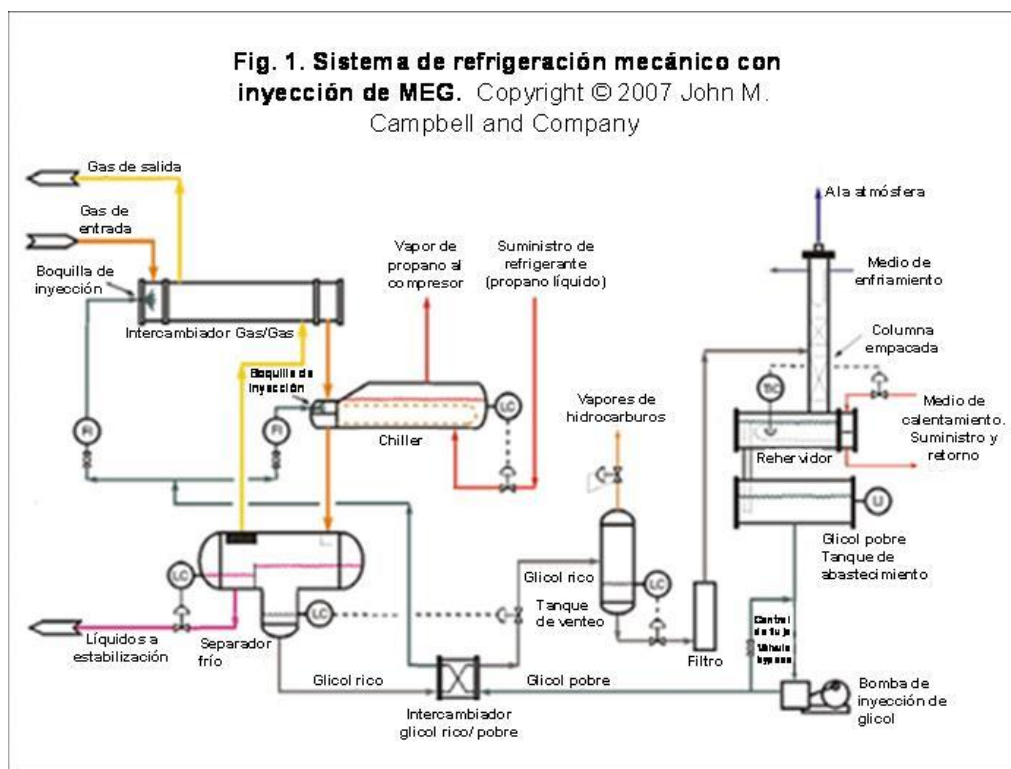
Al final del tratamiento se obtiene un gas despojado de hidrocarburos pesados, adecuándose a las especificaciones del cliente.

Además, se obtienen los líquidos condensados con un potencial valor económico. El gas, acondicionado en su punto de rocío mejora su punto de detonancia y por lo tanto permite su uso como combustible en forma eficiente en motores, turbinas, hornos y calderas.²⁴

2.4.2 Refrigeración Mecánica

Una alternativa de expansión por refrigeración para remover hidrocarburos líquidos pesados y reducir el punto de rocío del gas es la refrigeración mecánica; éste método se emplea cuando no hay suficiente presión disponible para utilizar una unidad LTS.²⁵

Figura 5. Sistema de refrigeración mecánica con inyección de MEG.²⁶



²⁴ FLARGENT. Módulos Joule-Thompson [en línea]. En: Flargent [fecha de consulta: 20 de abril del 2014] Disponible en <<http://www.flargent.com/ProductDetail-SP.php?ProdId=2&CatId=10>>.

²⁵ GAS PROCESSOR ASSOCIATION. GPSA Engineering Data Book, (Electronic). Volume I. Eleventh edition. United States of America. Gas Processors Suppliers Association, 1998.

²⁶ MALINO, H. BOTHAMLEY, M. Inyección de MEG vs. TEG, en la deshidratación del gas natural [en línea]. En: Gas-Training [fecha de consulta: 23 de abril del 2014]. Disponible en «<http://www.gas-training.com/Art4.html>».

El proceso de ajuste de punto de rocío de gas consiste en el enfriamiento del mismo mediante refrigeración mecánica para eliminar los componentes más pesados, ya que estos pueden condensar durante la fase de transporte.

Para el enfriamiento se utiliza un gas refrigerante como etano, propano o amoníaco, dependiendo de la especificación que se pretenda alcanzar y de la cantidad de líquidos que se requiere recuperar. El propano es el refrigerante más comúnmente utilizado.

Mediante un ciclo frigorífico, el refrigerante enfría el gas, produciendo que sus fracciones más pesadas condensen y puedan ser removidas de la corriente por gravedad en un separador frío.

Además del ajuste del punto de rocío de gas, los hidrocarburos líquidos separados generan un impacto económico ya que tanto el LPG como la Gasolina obtenida tienen un alto valor de venta.²⁷

²⁷ FLARGENT. Módulos Joule-Thompson [en línea]. En: Flargent [fecha de consulta: 20 de abril del 2014] Disponible en «<http://www.flargent.com/ProductDetail-SP.php?ProdId=2&CatId=10>».

3. DESARROLLO

A continuación se describen los procesos de tratamiento de gas y el método de recuperación para cada caso.

Se llevarán a cabo las simulaciones de las dos tecnologías planteadas, es decir, Joule Thomson y Refrigeración Mecánica, para la recuperación de condensados por medio de tratamiento de gas. El software a ser empleado es Aspen Hysys® versión 7.3.

En base a los equipos que formen parte de las tecnologías de recuperación de condensados, se podrá realizar un análisis técnico económico, para así cuantificar la cantidad de recuperación de condensado versus el costo energético.

3.1 ESPECIFICACIÓN DE LOS PRODUCTOS

El gas proveniente de los sistemas de tratamiento planteados en este documento debe cumplir con las especificaciones que se muestran a continuación para poder ser transportado²⁸:

Tabla 4. Especificación de los productos

Especificaciones	Sistema Inglés
Máximo poder calorífico bruto (GHV) (Nota 1)	1.150 BTU/ft3
Mínimo poder calorífico bruto (GHV) (Nota 1)	950 BTU/ft3
Contenido de Líquido (Nota 2)	Libre de líquidos
Contenido total de H2S máximo	0.25 grano/100PCS
Contenido total de azufre máximo	1.0 grano/100PCS

²⁸ Tomado del RUT, Reglamento Único de Transporte, Ministerio de Minas y Energía de Colombia, Resolución No. 071 de 1999 por la Comisión de Regulación de Energía y Gas – CREG.

Contenido CO ₂ , máximo en % volumen	2%
Contenido de N ₂ , máximo en % volumen	3%
Contenido de inertes máximo en % volumen (Nota 3)	5%
Contenido de oxígeno máximo en % volumen	0.1%
Contenido máximo de vapor de agua	6.0 Lb/MMSCF
Temperatura de entrega máximo	120°F
Temperatura de entrega mínimo	45 °F
Contenido máximo de polvos y material en suspensión (Nota 4)	0.7 grano/1000 pc

Nota 1: Todos los datos sobre metro cúbico o pie cúbico de gas están referidos a Condiciones Estándar.

Nota 2: Los líquidos pueden ser: hidrocarburos, agua y otros contaminantes en estado líquido.

Nota 3: Se considera como contenido de inertes la suma de los contenidos de CO₂, nitrógeno y oxígeno.

Nota 4: El máximo tamaño de las partículas debe ser 15 micrones.

Por otro lado el condensado proveniente del tratamiento de gas debe cumplir con un valor de RVP (presión de vapor Reid) menor a 13 psig.

3.2 MÉTODO JOULE THOMSON

A continuación, se muestra la metodología para la simulación de la planta de tratamiento de gas mediante el método Joule Thomson.

3.2.1 Condiciones de entrada

El gas proveniente de la desgasificación del fluido multifásico presenta las siguientes condiciones:

Tabla 5. Condiciones de Entrada del Gas

Propiedad	Valor	Unidad
Flujo	10	MMSCFD
Presión	40	psig
Temperatura	100	°F

A continuación se presentan los equipos que forman parte de la planta de tratamiento de gas:

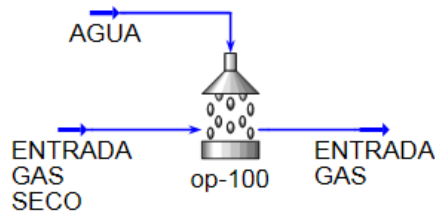
- Separador Bifásico Vertical de Entrada
- Skid de Compresión de dos etapas
- Sistema Joule Thompson:
 - Dos Intercambiadores Gas/Gas
 - Dos válvulas de regulación de Presión (PCV)
 - Un separador frío (trifásico).
 - Puntos de Inyección de EG
 - Separador Gas/líquido
 - Bypass de temperatura (TCV)
- Sistema de Regeneración de EG
 - Intercambiador de calor EG – EG
 - Rehervidor con columna de despojamiento de agua
 - Bombas Kimray
 - Separador Tipo flash
- Sistema de Estabilización Básico:
 - Separador en Media Presión
 - Separador en Baja Presión

Adicionalmente, se plantea el esquema de simulación de la planta de tratamiento de gas, como lo muestra la figura 7.

3.2.2 Descripción del Proceso

El primer paso para llevar a cabo la simulación es la saturación de gas seco en agua, por medio de la extensión Saturate®, como se muestra en el siguiente esquema:

Figura 6. Saturación del gas en agua



Una vez saturado el gas, este es enviado a un sistema de compresión para cumplir con el requerimiento de alta presión de ingreso a la planta de tratamiento de gas.

Este sistema estará conformado por dos (2) etapas. Cada etapa cuenta con un separador bifásico vertical V-001A/B el cual removerá cualquier traza de líquido presente en el gas; dos compresores C-001A/B, en el cual se incrementará su presión hasta cumplir con el requerimiento del sistema de tratamiento.

Debido al proceso de calentamiento que sufre el gas en la etapa de compresión, es necesario enviarlo a los aroenfriadores AC-001A/B, en el cual su temperatura se disminuirá su temperatura hasta cumplir con el requerimiento de temperatura del tratamiento.

El gas a alta presión ingresa a la planta, a un separador bifásico vertical V-100 en el cual se separa el gas de condensados, para ser enviado a la planta de tratamiento en sí.

Esta corriente es dividida en tres corrientes; una se emplea como fluido de calentamiento para los condensados fríos resultantes del proceso, esta porción es mínima en comparación al flujo total de gas; la segunda es enviada a un proceso de disminución de presión por efecto Joule Thompson.

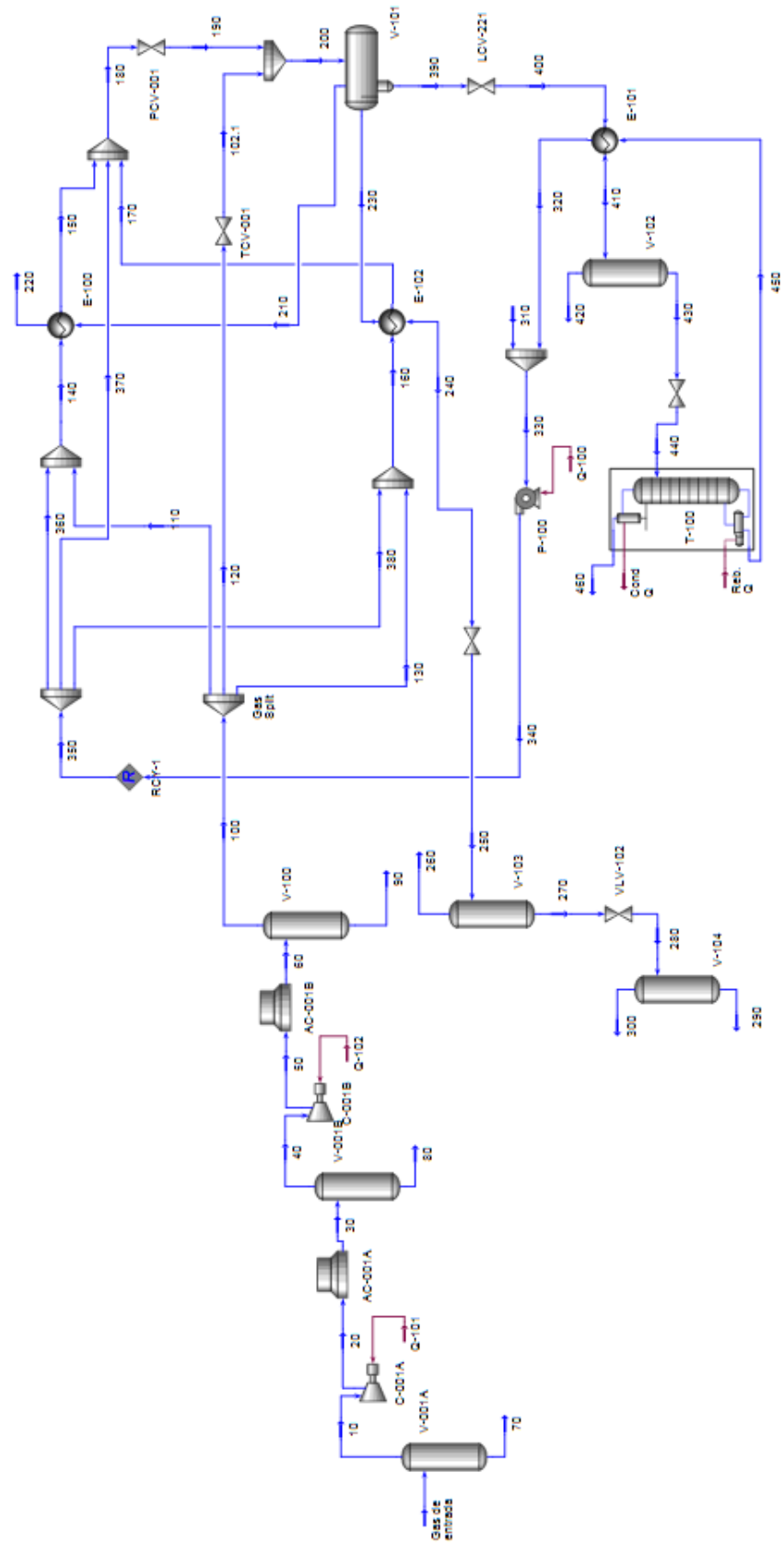
La tercera línea consiste en un by-pass de gas caliente. Este funciona como un lazo de control de temperatura. En caso que el gas se enfríe excesivamente en el intercambiador E-100, se desvía el flujo necesario de gas caliente de entrada para alcanzar así la temperatura deseada al ingreso del separador frío.

La corriente con mayor flujo de gas es enviada a un sistema de enfriamiento por medio del intercambiador de calor gas-gas E-100; el gas caliente ingresa por el lado de los tubos.

En este punto se lleva a cabo inyección de etilenglicol para eliminar cualquier humedad residual presente en el gas y así evitar la formación de hidratos cuando se cambie la temperatura de operación del gas.

Posteriormente, el gas es enviado al sistema de reducción de presión, previo su ingreso al separador horizontal "frío" para remover el etilenglicol y condensados.

Figura 7. Esquema de Simulación – Sistema Joule Thomson



La siguiente etapa de tratamiento consiste en enfriar el gas por medio del intercambiador de calor E-100 para ser enviado a su disposición final, siempre y cuando este debe cumplir con los requerimientos planteados en el ítem 5.1.

El etilenglicol proveniente del separador frío V-101 es enviado va a un sistema de regeneración conformado por un intercambiador de calor etilenglicol – etilenglicol E-102; previo ingreso a este equipo es necesario reducir la presión de operación por medio de una válvula reductora de presión.

A continuación, el etilenglicol ingresa un separador flash V-102 para remover hidrocarburos pesados remanentes, para luego ingresar a una torre de regeneración T-100 para remover el agua presente y pueda ser reutilizado en el proceso.

El vapor proveniente de la torre de regeneración se puede emitir a la atmósfera debido a que es predominantemente agua.

Por otro lado, los condensados provenientes del separador frío V-101 son enviados a un sistema de calentamiento conformado por un intercambiador de tubo y coraza E-102; como se mencionó se emplea parte del gas de ingreso para llevar a cabo el calentamiento. Este gas es enviado al sistema de reducción de presión antes mencionado.

La siguiente etapa consiste en disminuir su presión de operación por medio de una válvula reductora de presión, previo su ingreso a un separador bifásico horizontal de media presión V-103.

En la línea de entrada al cuadro de reducción de presión se lleva a cabo de igual manera inyección de etilenglicol.

A continuación, se lleva a cabo una segunda reducción de presión, para ingresar a un separador bifásico de baja presión y así ser enviados a su disposición final.

3.3 MÉTODO REFRIGERACIÓN MECÁNICA

A continuación, se muestra la metodología para la simulación de la planta de tratamiento de gas mediante Refrigeración Mecánica.

3.3.1 Condiciones de entrada

El gas proveniente de la desgasificación del fluido multifásico presenta las siguientes condiciones:

Tabla 6. Condiciones de Entrada del Gas

Propiedad	Valor	Unidad
Flujo	10	MMSCFD
Presión	40	psig
Temperatura	100	°F

A continuación se presentan los equipos que forman parte de la planta de tratamiento de gas y sus condiciones de operación

- Separador Bifásico Vertical de entrada
- Compresor de dos etapas
- Planta de Refrigeración Mecánica:
 - Un Intercambiadores Gas/Gas
 - Un Chiller (Intercambiador de Tubo y Carcaza
 - Un ciclo de refrigeración de propano (scrubber de succión, dos compresores de tornillo (eléctricos), aroenfriador, válvula JT.
 - Un separador frío (trifásico).
 - Puntos de Inyección de EG
 - Separador Gas/líquido
- Sistema de Regeneración de EG
 - Intercambiador de calor EG – EG
 - Rehervidor con columna de despojamiento de agua
 - Bombas Kimray
 - Separador tipo flash
- Torre de-etanizadora para estabilización de condensados
- Sistema de re-compresión de etano (gas rechazado)

Adicionalmente, se plantea el esquema de simulación de la planta de tratamiento de gas, como lo muestra la figura 9.

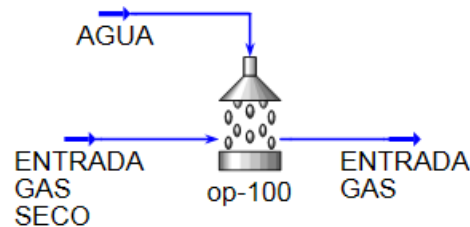
3.3.2 Descripción del Proceso

El primer paso para llevar a cabo la simulación es la saturación de gas seco en agua, por medio de la extensión Saturate®, como se muestra la figura 8.

Este sistema estará conformado por dos (2) etapas. Cada etapa cuenta con un separador bifásico vertical V-001A/B el cual removerá cualquier traza de líquido presente en el gas; dos compresores C-001A/B, en los

cuales se incrementará su presión hasta cumplir con el requerimiento para su tratamiento.

Figura 8. Saturación del gas en agua



El gas que ingresa a la planta de tratamiento debe cumplir con una presión mínima, por esta razón, es necesario un sistema de compresión.

Debido al proceso de calentamiento que sufre el gas en la etapa de compresión, es necesario enviarlo a los aeroenfriadores AC-001A/B, en el cual su temperatura se disminuirá su temperatura para cumplir con el requerimiento del sistema de tratamiento.

Una vez se haya cumplido con el requerimiento de presión del gas, este es enviado a la segunda etapa de tratamiento, la misma que consiste en separar agua y condensados, por medio de un separador horizontal trifásico V-101.

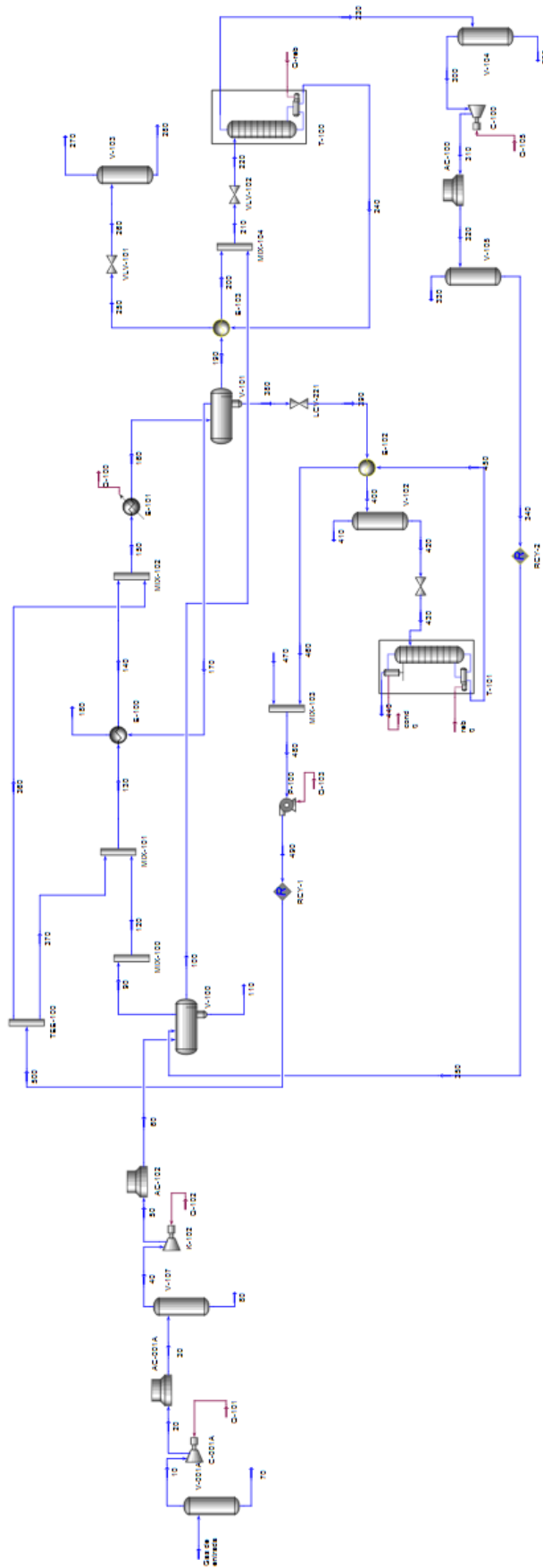
Posteriormente, el gas proveniente de este equipo es enviado al intercambiador de calor gas – gas E-100. El gas “caliente” ingresa por el lado de los tubos, mientras que el gas “frío” proveniente del separador frío V-101 ingresa por la carcasa del equipo.

En esta etapa del tratamiento se inyecta etilenglicol en la línea de ingreso de gas al intercambiador para eliminar cualquier humedad residual presente en el gas y así evitar la formación de hidratos cuando se cambie la temperatura de operación del gas.

Posteriormente, el gas ingresa a un sistema de enfriamiento conformado por un intercambiador gas – propano E-101. El propano ingresa por medio de la carcasa del equipo, mientras que el gas por el lado de los tubos. El propano es enviado a un ciclo cerrado conformado por un compresor C-100, un aeroenfriador AC-100 y una válvula reductora de presión. De igual manera, se lleva a cabo inyección de etilenglicol en la línea de entrada de gas al sistema de enfriamiento.

El gas de salida del intercambiador de calor debe cumplir con los requerimientos planteados en el ítem 5.1 para su posterior venta.

Figura 9. Esquema de Simulación – Sistema Refrigeración Mecánica



El etilenglicol proveniente del separador frío V-101 es enviado va a un sistema de regeneración conformado por un intercambiador de calor etilenglicol – etilenglicol E-102; previo ingreso a este equipo es necesario reducir la presión de operación por medio de una válvula reductora de presión.

El vapor proveniente de la torre de regeneración se puede emitir a la atmósfera, debido a que es predominantemente agua..

A continuación, el etilenglicol ingresa un separador flash V-102 para remover hidrocarburos pesados remanentes, para luego ingresar a una torre de regeneración T-101 para remover el agua presente y pueda ser reutilizado en el proceso.

Por otro lado, los condensados provenientes del separador frío V-101 son enviados a un sistema de calentamiento conformado por un intercambiador de tubo y coraza E-102, previo su ingreso a la torre de estabilización de los condesados T-100. Posteriormente, los condensados son enviados a un separador flash V-103 para su disposición final.

El gas residual proveniente de la torre estabilizadora es enviado a un sistema de compresión conformado por un separador vertical de entrada V-104, un compresor C-100 y un aroenfriador AC-101 y un separador vertical V-105; el gas es recirculado al proceso una vez el gas cumpla con los requisitos de presión y temperatura.

4. ESTIMACIÓN DE COSTOS DIFERENCIALES I

4.1 HIPÓTESIS

- Los precios de los equipos iniciales están basados en las especificaciones técnicas mostradas en la tabla que se ajustan a valores disponibles en el mercado de tamaño de separadores, capacidades de bombas, carga térmica en rehervidores, etc.
- El precio del balance de planta (Construcción y Equipos Auxiliares) se asume como un porcentaje del valor de los elementos principales de acuerdo a experiencia en proyectos similares.
- Los costos de nacionalización y transporte se asumen como un porcentaje del valor de los elementos principales de acuerdo a experiencia en proyectos similares.
- El costo de construcción (obras civil, eléctrica, mecánica e instrumentación) es un aproximado asumiendo un terreno plano de fácil adecuación y de acuerdo a proyectos similares. El valor final debe verificarse con un estudio de suelos, topografía y distribución de equipos más cercana a la locación final.
- Los elementos de esta cotización se agrupan en “sistemas” montados en skid petrolero con toda la tubería, accesorios e instrumentación necesarios para su funcionamiento.

4.2 COTIZACIÓN DE EQUIPOS²⁹

4.2.1 Sistema de tratamiento Joule Thomson

A continuación se muestran los costos estimados para los equipos principales de la planta de tratamiento de gas por medio del efecto Joule Thomson.

²⁹ RAMÍREZ, Pedro A. EXTERRAN ENERGY SOLUTIONS SUCURSAL COLOMBIANA. 2015.

Tabla 7. Estimación de Costos

Equipo	Condiciones Operativas	Especificación	Precio en USD
Separador Bifásico Vertical de entrada	10 MMSCFD 40 psig	30" OD x 10' S/S	\$ 150,000
Compresor de dos etapas	10 MMSCFD 40 – 1290 psig	2500 BHP	\$ 3,000,000
Sistema <i>Joule Thompson</i> : <ul style="list-style-type: none"> - Dos Intercambiadores Gas/Gas - Dos válvulas de regulación de Presión (PCV) - Un separador frío (trifásico). - Puntos de Inyección de EG - Separador Gas/líquido - Bypass de temperatura (TCV) 	10 MMSCFD 1290 – 300 psig	UA Gas/Gas: 10000 BTU/F-hr Sep Frío: 24" OD x 6' S/S UA Gas/líquido: 1000 BTU/F-hr	\$ 800,000
Sistema de Regeneración de TEG <ul style="list-style-type: none"> - Intercambiador de calor TEG – TEG - Rehervidor con columna de despojamiento de agua - Bombas Kimray - Separador tipo flash 	Flujo Glicol: 80 BPD	Rehervidor: 300 MMBTU/hr Bomba: 5 HP	\$ 600,000
Sistema de Estabilización Básico: <ul style="list-style-type: none"> - Separador en Media Presión - Separador en Baja Presión 	Media Presión: 150 psig Baja Presión: ATM	Sep Media: 24" OD x 6' S/S Baja Presión: 24" OD x 6' S/S	\$ 250,000
Balance de Planta: <ul style="list-style-type: none"> - Sistema de Gas Combustible - Sistema de Alivio a Tea - Sistema de Aire - Tubería de interconexión 	---	---	\$ 2,400,000
Nacionalización y puesta en sitio	---	---	\$ 2,200,00
Obra civil, eléctrica, mecánica, instrumentación	---	---	\$ 4,800,000
Total Estimado			\$ 12,000,00

4.2.2 Sistema de tratamiento refrigeración mecánica

A continuación se muestra los costos estimados para los equipos principales de la planta de tratamiento de gas por medio del efecto Joule Thomson.

Tabla 8. Estimación de Costos

Equipo	Condiciones Operativas	Especificación	Precio en USD
Separador Bifásico Vertical de entrada	10 MMSCFD 40 psig	30" OD x 10' S/S	\$ 150,000
Compresor de dos etapas	10 MMSCFD 40 – 850 psig	2,100 BHP	\$ 2,800,000
Planta de Refrigeración Mecánica: <ul style="list-style-type: none"> - Un Intercambiadores Gas/Gas - Un Chiller (Intercambiador de Tubo y Carcaza - Un ciclo de refrigeración de propano (scrubber de succión, dos compresores de tornillo (eléctricos), aroenfriador, válvula JT. - Un separador frío (trifásico). - Puntos de Inyección de EG - Separador Gas/líquido 	10 MMSCFD 850 psig	UA Gas/Gas: 17,810 BTU/F-hr Sep Frío: 24" OD x 6' S/S Compresor de Tornillo: 150 HP	\$ 900,000
Sistema de Regeneración de TEG <ul style="list-style-type: none"> - Intercambiador de calor TEG – TEG - Rehervidor con columna de despojamiento de agua - Bombas Kimray - Separador tipo flash 	Flujo Glicol: 80 BPD	Rehervidor: 300 MMBTU/hr Bomba: 5 HP	\$ 600,000
Torre de-etanizadora para estabilización de condensados		20" OD X 24' S/S	\$ 350,000
Sistema de recompresión de etano (gas rechazado)		10 BHP	\$ 50,000
Balance de Planta: <ul style="list-style-type: none"> - Sistema de Gas Combustible - Sistema de Alivio a Tea - Sistema de Aire - Tubería de interconexión - Generadores eléctricos 	---	---	\$ 2,600,00
Nacionalización y puesta en sitio	---	---	\$ 2,600,000
Obra civil, eléctrica, mecánica, instrumentación	---	---	\$ 4,800,000
Total Estimado			\$ 14,850,000

5. RESULTADOS

A continuación, se muestran los resultados obtenidos de la simulaciones de la plantas de tratamiento de gas mediante Joule Thomson y mediante Refrigeración Mecánica.

5.1 MÉTODO JOULE THOMSON

El gas de entrada (10 MMSCFD) ingresa al sistema de compresión ingresa a 40 psig y 100°F. Luego de pasar por el proceso de separación flash en el separador de entrada para la remoción de líquidos, el gas ingresa a la primera etapa de compresión hasta alcanzar una presión de 275 psig.

Posteriormente, el gas ingresa al aeroenfriador para disminuir su temperatura de 395 °F a 120°F. La siguiente etapa consiste en remover cualquier traza de líquido en el segundo separador flash, previo a su ingreso a la segunda etapa de compresión en la cual se comprime el gas hasta alcanzar 1290 psig. De igual manera, el gas se somete a un proceso de enfriamiento desde 394 °F hasta 120 °F por medio de un aeroenfriador, antes de ingresa al sistema de tratamiento de gas.

Luego el gas es enviado a un separador flash V-100; parte de este gas (7.513 MMSCFD) es enviado hacia al intercambiador de calor gas – gas E-100, en el cual se enfría el gas desde 120 °F hasta 35°F, por medio de una corriente de gas procedente del separador “frío” V-101.

En esta corriente de entrada al intercambiador se inyecta etilenglicol para evitar la formación de hidratos y/o remover líquidos del gas. Para 7.513 MMSCFD de gas se inyecta un caudal 32 BPD de etilenglicol a 85.38°F y 1390 psig.

La caída de presión estimada en el intercambiador de calor es de 10 psi, de esta manera el gas ingresa al sistema de reducción de presión a 1280 psig. La válvula reductora de presión se encarga de llevar el gas a una condición de presión de 350 psig; este cambio brusco de presión ocasiona que el gas se enfríe hasta 40.25 °F.

Luego el gas ingresa al separador frío para remover tanto condensados de hidrocarburos como el etilenglicol que se inyectó previo su ingreso al sistema de enfriamiento. La caída de presión estimada en este equipo es de 10 psi.

El caudal de gas obtenido en esta etapa es de 9.90 MMSCFD; como se mencionó anteriormente este gas es empleado como fluido de enfriamiento en el intercambiador E-100.

De acuerdo a lo presentado en la siguiente tabla, el gas cumple con las especificaciones requeridas para su venta.

Tabla 9. Gas de Entrada vs Gas tratado

Propiedad	Unidad	Gas de Entrada Planta	Gas de Salida Planta
Flujo	MMSCFD	10	9.9
Temperatura	°F	120	89.44
Presión	psig	40	340
HHV	BTU/ft ³	1045	1011
LHV	BTU/ft ³	943	911
Contenido de agua	lbH ₂ O/MMSCF	137.6	5.99
Punto de rocío	°F	53.01	39.97

Los condensados de hidrocarburos (97.61 BPD) provenientes del separador frío son enviados al intercambiador de calor E-102, en el cual se calienta hasta 106.4 °F por medio de gas proveniente de la entrada de la planta; el flujo necesario de gas equivale a 2.551 MMSCFD.

Posteriormente, los condensados pasan por una válvula reductora de presión para pasar de 340 psig a 150 psig y luego enviados al separador flash de media presión V-103.

El líquido resultante (93.62 BPD) es enviado a un segundo cuadro de reducción de presión e ingresa al separador flash de baja presión V-104 a presión atmosférica.

La siguiente tabla muestra la cantidad de condensado obtenido del tratamiento del gas, así como el valor correspondiente a RVP (presión de vapor Reid).

Tabla 10. Condensados provenientes de Tratamiento de Gas

Propiedad	Unidad	Condensado Recuperado
Flujo	BPD	90.23
Temperatura	°F	99.44
RVP	psia	5.60

Finalmente, el etilenglicol recuperado del separador frío (82.27 BPD) es enviado a proceso de regeneración a una presión de 350 psig y una temperatura de 40.25 °F.

Como primera etapa de regeneración el etilenglicol (82.27 BPD) pasa por el lado de alta presión de las bombas Kimray y reduce su presión hasta 45 psig (esto se simula como una válvula de reducción de presión). De ahí, ingresa al intercambiador de calor E-101 para ser calentado hasta 248°F; la caída de presión en el intercambiador es de 5 psi.

Como fluido de calentamiento se utiliza el etilenglicol regenerado proveniente de la torre T-100.

El etilenglicol a una presión de 40 psig y una temperatura de 248°F ingresa al separador vertical flash V-102, previo su ingreso a una segunda válvula reductora de presión.

Posteriormente, el glicol sale del flash tank por control de nivel, que reduce la presión a lo necesario para operar la torre. El sistema Torre/Rehervidor para regeneración de glicol opera a 0.34 psig y 248 °F a la torre, en la cual se eliminará mayormente agua y trazas de hidrocarburos absorbidos durante el tratamiento del gas.

Finalmente, el etilenglicol regenerado (80 BPD) resultante es enviado a la primera etapa del tratamiento del gas, por medio del lado de baja presión de la bomba kimray P-100, la cual eleva su presión hasta 1390 psig, aprovechando el trabajo recuperado por el paso del glicol rico en el lado de alta presión de la bomba, para de esta manera cumplir con el requerimiento de presión de operación del tratamiento.

A continuación se muestran los resultados obtenidos de la simulación:

Tabla 11. Balance de Masa

Propiedad/ Corriente	Unit	10	20	30	40	50	60
Temperatura	<i>F</i>	100	395	120	120	394	120
Presión de Vapor	<i>psig</i>	40	275	275	275	1290	1290
Fracción de Vapor	-	1	1	1	1	1	1
Flujo másico	<i>lb/hr</i>	19245,07	19245,07	19245,07	19245,07	19245,07	19245,07
Gas							
Flujo molar	<i>MMSCFD</i>	10,01	10,01	10,01	10,01	10,01	10,00
Peso Molecular	-	17,476	17,476	17,476	17,476	17,476	17,475
Densidad	<i>lb/ft3</i>	0,160	0,555	0,844	0,844	2,528	4,220
Viscosidad	<i>cP</i>	0,012	0,017	0,013	0,013	0,018	0,015
Crudo							
Flujo másico	<i>lb/hr</i>	-	-	-	-	-	-
Flujo Molar	<i>BPD</i>	-	-	-	-	-	-
Densidad	<i>lb/ft3</i>	-	-	-	-	-	-
Viscosidad	<i>cP</i>	-	-	-	-	-	-
Agua							
Flujo másico	<i>lb/hr</i>	-	-	-	-	-	22,157
Flujo Molar	<i>BPD</i>	-	-	-	-	-	1,520
Densidad	<i>lb/ft3</i>	-	-	-	-	-	61,930
Viscosidad	<i>cP</i>	-	-	-	-	-	0,555

Propiedad/ Corriente	Unit	70	80	90	100	110	120
Temperatura	<i>F</i>	100	120	120	120	120	120
Presión de Vapor	<i>psig</i>	40	275	1290	1290	1290	1290
Fracción de Vapor	-	0	0	0	1	1	1
Flujo másico	<i>lb/hr</i>	-	-	22,16	19222,92	14417,19	-
Gas							
Flujo molar	<i>MMSCFD</i>	-	-	-	10,00	7,50	-
Peso Molecular	-	-	-	-	17,475	17,475	-
Densidad	<i>lb/ft3</i>	-	-	-	4,220	4,220	-
Viscosidad	<i>cP</i>	-	-	-	0,015	0,015	-
Crudo							
Flujo másico	<i>lb/hr</i>	-	-	-	-	-	-
Flujo Molar	<i>BPD</i>	-	-	-	-	-	-
Densidad	<i>lb/ft3</i>	-	-	-	-	-	-
Viscosidad	<i>cP</i>	-	-	-	-	-	-
Agua							
Flujo másico	<i>lb/hr</i>	-	-	22,16	-	-	-
Flujo Molar	<i>BPD</i>	-	-	1,520	-	-	-
Densidad	<i>lb/ft3</i>	-	-	61,930	-	-	-
Viscosidad	<i>cP</i>	-	-	0,555	-	-	-

Propiedad/ Corriente	Unit	121	130	140	150	160	170
Temperatura	<i>F</i>	92	120	121	73	120	110
Presión de Vapor	<i>psig</i>	600	1290	1290	1280	1290	1280
Fracción de Vapor	-	1	1	1	1	1	1
Flujo másico	<i>lb/hr</i>	-	4805,73	14930,42	14930,42	5062,35	5062,35
Gas							
Flujo molar	<i>MMSCFD</i>	-	2,50	7,49	7,44	2,50	2,50
Peso Molecular	-	-	17,475	17,476	17,144	17,476	17,475
Densidad	<i>lb/ft3</i>	-	4,220	4,213	4,701	4,219	4,303
Viscosidad	<i>cP</i>	-	0,015	0,015	0,014	0,015	0,015
Crudo							
Flujo másico	<i>lb/hr</i>	-	-	529,76	366,74	262,37	263,09
Flujo Molar	<i>BPD</i>	-	-	33,17	41,11	16,41	16,46
Densidad	<i>lb/ft3</i>	-	-	68,034	37,668	68,091	68,349
Viscosidad	<i>cP</i>	-	-	4,151	0,235	4,324	5,071
Agua							
Flujo másico	<i>lb/hr</i>	-	-	-	-	-	-
Flujo Molar	<i>BPD</i>	-	-	-	-	-	-
Densidad	<i>lb/ft3</i>	-	-	-	-	-	-
Viscosidad	<i>cP</i>	-	-	-	-	-	-

Propiedad/ Corriente	Unit	180	190	200	210	220	230
Temperatura	<i>F</i>	82	40	40	40	89	40
Presión de Vapor	<i>psig</i>	1280	350	350	350	340	350
Fracción de Vapor	-	1	1	1	1	1	0
Flujo másico	<i>lb/hr</i>	20506	20506	20506	18251	18251	939
Gas							
Flujo molar	<i>MMSCFD</i>	9,93	9,88	9,88	9,88	9,88	-
Peso Molecular	-	17,226	16,787	16,787	16,787	16,787	-
Densidad	<i>lb/ft3</i>	4,588	1,226	1,226	1,226	1,062	-
Viscosidad	<i>cP</i>	0,014	0,011	0,011	0,011	0,012	-
Crudo							
Flujo másico	<i>lb/hr</i>	366,39	939,16	939,16	-	-	939,16
Flujo Molar	<i>BPD</i>	40,91	97,61	97,61	-	-	97,61
Densidad	<i>lb/ft3</i>	37,490	42,060	42,060	-	-	42,060
Viscosidad	<i>cP</i>	0,227	0,390	0,390	-	-	0,390
Agua							
Flujo másico	<i>lb/hr</i>	-	-	-	-	-	-
Flujo Molar	<i>BPD</i>	-	-	-	-	-	-
Densidad	<i>lb/ft3</i>	-	-	-	-	-	-
Viscosidad	<i>cP</i>	-	-	-	-	-	-

Propiedad/ Corriente	Unit	240	250	260	270	280	290
Temperatura	<i>F</i>	106	105	105	105	99	99
Presión de Vapor	<i>psig</i>	340	150	150	150	0	0
Fracción de Vapor	-	0	0	1	0	0	0
Flujo másico	<i>lb/hr</i>	939,16	939,16	19,14	920,02	920,02	897,83
Gas							
Flujo molar	<i>MMSCFD</i>	0,003	0,009	0,009	-	0,006	-
Peso Molecular	-	17,643	18,486	18,486	-	32,541	-
Densidad	<i>lb/ft3</i>	1,085	0,518	0,518	-	0,080	-
Viscosidad	<i>cP</i>	0,012	0,012	0,012	-	0,011	-
Crudo							
Flujo másico	<i>lb/hr</i>	932,82	920,02	-	920,02	897,83	897,83
Flujo Molar	<i>BPD</i>	96,26	93,62	-	93,62	90,23	90,23
Densidad	<i>lb/ft3</i>	40,149	40,754	-	40,754	41,365	41,365
Viscosidad	<i>cP</i>	0,276	0,299	-	0,299	0,327	0,327
Agua							
Flujo másico	<i>lb/hr</i>	-	-	-	-	-	-
Flujo Molar	<i>BPD</i>	-	-	-	-	-	-
Densidad	<i>lb/ft3</i>	-	-	-	-	-	-
Viscosidad	<i>cP</i>	-	-	-	-	-	-

Propiedad/ Corriente	Unit	300	310	320	330	340	350
Temperatura	<i>F</i>	99	25	84	84	85	85
Presión de Vapor	<i>psig</i>	0	-3,7	-3,7	-3,7	1390	1390
Fracción de Vapor	-	1	0	0	0	0	0
Flujo másico	<i>lb/hr</i>	22,19	0,04	1283,04	1283,08	1283,08	1283,09
Gas							
Flujo molar	<i>MMSCFD</i>	0,01	-	-	-	-	-
Peso Molecular	-	32,541	-	-	-	-	-
Densidad	<i>lb/ft3</i>	0,080	-	-	-	-	-
Viscosidad	<i>cP</i>	0,01103086	-	-	-	-	-
Crudo							
Flujo másico	<i>lb/hr</i>	-	0,04	1283,04	1283,08	1283,08	1283,09
Flujo Molar	<i>BPD</i>	-	0,003	80,00	80,00	80,00	80,00
Densidad	<i>lb/ft3</i>	-	69,962	68,767	68,767	69,181	69,183
Viscosidad	<i>cP</i>	-	16,607	9,019	9,019	8,920	8,927
Agua							
Flujo másico	<i>lb/hr</i>	-	-	-	-	-	-
Flujo Molar	<i>BPD</i>	-	-	-	-	-	-
Densidad	<i>lb/ft3</i>	-	-	-	-	-	-
Viscosidad	<i>cP</i>	-	-	-	-	-	-

Propiedad/ Corriente	Unit	360	370	380	390	400	410
Temperatura	<i>F</i>	85	85	85	40	42	248
Presión de Vapor	<i>psig</i>	1390	1390	1390	350	45	40
Fracción de Vapor	-	0	0	0	0	0	0
Flujo másico	<i>lb/hr</i>	513,24	513,24	256,62	1316,00	1316,00	1316,00
Gas							
Flujo molar	<i>MMSCFD</i>	-	-	-	-	-	-
Peso Molecular	-	-	-	-	-	-	-
Densidad	<i>lb/ft3</i>	-	-	-	-	-	-
Viscosidad	<i>cP</i>	-	-	-	-	-	-
Crudo							
Flujo másico	<i>lb/hr</i>	513,24	513,24	256,62	-	1315,95	1316,00
Flujo Molar	<i>BPD</i>	32,00	32,00	16,00	-	82,26	82,27
Densidad	<i>lb/ft3</i>	69,183	69,183	69,183	-	69,810	64,032
Viscosidad	<i>cP</i>	8,927	8,927	8,927	-	15,865	0,945
Agua							
Flujo másico	<i>lb/hr</i>	-	-	-	-	-	-
Flujo Molar	<i>BPD</i>	-	-	-	-	-	-
Densidad	<i>lb/ft3</i>	-	-	-	-	-	-
Viscosidad	<i>cP</i>	-	-	-	-	-	-

Propiedad/ Corriente	Unit	420	430	440	460	450
Temperatura	<i>F</i>	248	248	248	213	290
Presión de Vapor	<i>psig</i>	40,0	40,0	0,3	0,3	1,3
Fracción de Vapor	-	1	0	0	1	0
Flujo másico	<i>lb/hr</i>	-	1316	1316	33	1283
Gas						
Flujo molar	<i>MMSCFD</i>	-	-	-	0,017	-
Peso Molecular	-	-	-	-	18,035	-
Densidad	<i>lb/ft3</i>	-	-	-	0,038	-
Viscosidad	<i>cP</i>	-	-	-	0,009	-
Crudo						
Flujo másico	<i>lb/hr</i>	-	1316,00	1315,79	-	1283,04
Flujo Molar	<i>BPD</i>	-	82,268	82,246	-	79,997
Densidad	<i>lb/ft3</i>	-	64,032	64,018	-	62,852
Viscosidad	<i>cP</i>	-	0,945	0,945	-	0,697
Agua						
Flujo másico	<i>lb/hr</i>	-	-	-	-	-
Flujo Molar	<i>BPD</i>	-	-	-	-	-
Densidad	<i>lb/ft3</i>	-	-	-	-	-
Viscosidad	<i>cP</i>	-	-	-	-	-

5.2 MÉTODO REFRIGERACIÓN MECÁNICA

El gas de entrada (10 MMSCFD) ingresa al sistema de compresión ingresa a 40 psig y 100°F. Luego de pasar por el proceso de separación flash en el separador de entrada para la remoción de líquidos, el gas ingresa a la primera etapa de compresión hasta alcanzar una presión de 240 psig.

Posteriormente, el gas ingresa al aroenfriador para disminuir su temperatura de 371°F a 120°F. La siguiente etapa consiste en remover cualquier traza de líquido en el segundo separador flash, previo a su ingreso a la segunda etapa de compresión en la cual se comprime el gas hasta alcanzar 850 psig.

De igual manera, el gas se somete a un proceso de enfriamiento desde 339.4 °F hasta 120 °F por medio de un aroenfriador, antes de ingresar al sistema de tratamiento de gas.

El gas (10 MMSCFD) ingresa a un separador trifásico horizontal V-100 para remover mayormente agua. La caída de presión estimada en este equipo es de 10 psi.

Posteriormente, el gas se envía a un proceso de enfriamiento por medio del intercambiador E-100, en el cual su temperatura disminuye hasta 80 F°.

La caída de presión estimada en el intercambiador de calor es de 10 psi.

En esta corriente de entrada al intercambiador se inyecta etilenglicol para evitar la formación de hidratos y/o remover líquidos del gas. Para 10 MMSCFD de gas se inyecta un caudal 27.39 BPD de etilenglicol a 54.20°F y 850 psig.

El fluido de enfriamiento es el gas proveniente del separador frío V-101 (35°F).

Luego el gas ingresa a un segundo proceso de enfriamiento; en esta etapa se utiliza propano (1.55 MMSCFD) como fluido de enfriamiento.

De ahí ingresa al separador frío V-101 para remover tanto condensados de hidrocarburos como el etilenglicol que se inyectó previo su ingreso al sistema de enfriamiento. La caída de presión estimada en este equipo es de 10 psi.

El caudal de gas obtenido en esta etapa es de 9.876 MMSCFD; como se mencionó anteriormente este gas es empleado como fluido de enfriamiento en el intercambiador E-100.

Finalmente, el gas es enviado a su uso final (generación o venta). De acuerdo a lo presentado en la siguiente tabla, el gas cumple con las especificaciones requeridas para su venta.

Tabla 12. Gas de Entrada vs Gas tratado

Propiedad	Unidad	Gas de Entrada Planta	Gas de Salida Planta
Flujo	MMSCFD	10	9.876
Temperatura	°F	100	83
Presión	psig	40	810
HHV	BTU/ft ³	1031	1010
LHV	BTU/ft ³	929.6	910.2
Contenido de agua	lbH ₂ O/MMSCF	826.8	4.2
Punto de rocío	°F	52.99	35.41

Los condensados de hidrocarburos (108.6 BPD) provenientes del separador frío son enviados al intercambiador E-103 para ser sometidos a un proceso de calentamiento; luego ingresan a una válvula reductora de presión para alcanzar 80 psig.

Luego los condensados ingresan a la torre estabilizadora de condensados T-100 para remover hidrocarburos livianos y así alcanzar el punto de rocío necesario para su disposición final.

Los condensados (93.57 BPD) pasan posteriormente al intercambiador E-103 y se utilizan como fluido de calentamiento para los condensados proveniente del separador frío.

Finalmente, los condensados estabilizados ingresan pasan a una válvula reductora de presión, e ingresan a presión atmosférica al separador flash V-103 para almacenamiento.

La siguiente tabla muestra la cantidad de condensado obtenido del tratamiento del gas, así como el valor correspondiente a RVP (presión de vapor Reid).

Tabla 13. Condensados provenientes de Tratamiento de Gas

Propiedad	Unidad	Condensado Recuperado
Flujo	BPD	93.17
Temperatura	°F	54.51
RVP	psia	8.77

El gas de rechazo proveniente de la estabilización de condensados (0.036 MMSCFD) es enviado a un sistema de compresión, para alcanzar 850 psig y así re-ingresar al proceso de tratamiento.

Finalmente, el etilenglicol recuperado del separador frío (48.82 BPD) es enviado a proceso de regeneración a una presión de 820 psig y una temperatura de 35 °F.

Como primera etapa de regeneración el etilenglicol pasa por el lado de baja presión de la bomba Kimray que reduce la presión hasta 50 psig.

De ahí, ingresa al intercambiador de calor E-101 para ser calentado hasta 248°F; la caída de presión en el intercambiador es de 5 psi. Como fluido de calentamiento se utiliza el etilenglicol regenerado proveniente de la torre T-100.

El etilenglicol a una presión de 45 psig y una temperatura de 200 °F ingresa al separador vertical flash V-102, previo su ingreso a una segunda válvula reductora de presión.

El etilenglicol sale del flash tank por medio de un lazo de control de nivel, que lo libera a 0.50 psig y 200 °F, condiciones para operar el sistema Torre/Rehervidor de regeneración, en la cual se eliminará mayormente agua y trazas de hidrocarburos absorbidos durante el tratamiento del gas.

Finalmente, el etilenglicol regenerado (45.64 BPD) resultante es enviado a la primera etapa del tratamiento del gas, por medio de la bomba P-100, la cual eleva su presión hasta 850 psig, para de esta manera cumplir con el requerimiento de presión de operación del tratamiento.

A continuación se muestran los resultados obtenidos de la simulación:

Tabla 14. Balance de Masa

Propiedad/ Corriente	Unit	10	20	30	40	50	60
Temperatura	<i>F</i>	100	371	120	120	339	120
Presión de Vapor	<i>psig</i>	40	240	240	240	850	850
Fracción de Vapor	-	1	1	0,98954491	1	1	1
Flujo másico	<i>lb/hr</i>	19538,13	19538,13	19538,13	19327,65	19327,65	19327,65
Gas							
Flujo molar	<i>MMSCFD</i>	10,16	10,16	10,05	10,05	10,05	10,01
Peso Molecular	-	17,484	17,484	17,478	17,478	17,478	17,476
Densidad	<i>lb/ft3</i>	0,161	0,503	0,739	0,739	1,801	2,690
Viscosidad	<i>cP</i>	0,012	0,017	0,013	0,013	0,017	0,014
Crudo							
Flujo másico	<i>lb/hr</i>	-	-	-	-	-	-
Flujo Molar	<i>BPD</i>	-	-	-	-	-	-
Densidad	<i>lb/ft3</i>	-	-	-	-	-	-
Viscosidad	<i>cP</i>	-	-	-	-	-	-
Agua							
Flujo másico	<i>lb/hr</i>	-	-	210,48	-	-	92,23
Flujo Molar	<i>BPD</i>	-	-	14,44	-	-	6,33
Densidad	<i>lb/ft3</i>	52,558	-	61,783	61,783	-	61,869
Viscosidad	<i>cP</i>	0,680	-	0,555	0,555	-	0,555

Propiedad/ Corriente	Unit	70	80	90	100	110	120
Temperatura	<i>F</i>	100	120	119,550555	119,550555	119,550555	119,550555
Presión de Vapor	<i>psig</i>	40	240	840	840	840	840
Fracción de Vapor	-	0	0	1	0	0	1
Flujo másico	<i>lb/hr</i>	0,00	210,48	19235,27	0,00	92,38	19235,27
Gas							
Flujo molar	<i>MMSCFD</i>	-	-	10,01	-	-	10,01
Peso Molecular	-	-	-	17,476	-	-	17,476
Densidad	<i>lb/ft3</i>	-	-	2,660	-	-	2,660
Viscosidad	<i>cP</i>	-	-	0,014	-	-	0,014
Crudo							
Flujo másico	<i>lb/hr</i>	-	-	-	-	-	-
Flujo Molar	<i>BPD</i>	-	-	-	-	-	-
Densidad	<i>lb/ft3</i>	-	-	-	-	-	-
Viscosidad	<i>cP</i>	-	-	-	-	-	-
Agua							
Flujo másico	<i>lb/hr</i>	-	210,48	-	-	92,38	-
Flujo Molar	<i>BPD</i>	-	14,44	-	-	6,34	-
Densidad	<i>lb/ft3</i>	-	61,783	-	-	61,879	-
Viscosidad	<i>cP</i>	-	0,555	-	-	0,557	-

Propiedad/ Corriente	Unit	130	140	150	160	170	180
Temperatura	<i>F</i>	120	80	80	35	35	83
Presión de Vapor	<i>psig</i>	840	830	830	820	820	810
Fracción de Vapor	-	1	1	1	1	1	1
Flujo másico	<i>lb/hr</i>	19669,95	19669,95	19959,73	19959,73	18195,51	18195,51
Gas							
Flujo molar	<i>MMSCFD</i>	9,99	9,91	9,91	9,86	9,86	9,86
Peso Molecular	-	17,476	17,055	17,052	16,779	16,779	16,779
Densidad	<i>lb/ft3</i>	2,658	2,821	2,823	3,124	3,124	2,668
Viscosidad	<i>cP</i>	0,014	0,013	0,013	0,012	0,012	0,013
Crudo							
Flujo másico	<i>lb/hr</i>	-	593,64	597,51	993,73	-	-
Flujo Molar	<i>BPD</i>	-	63,78	64,20	108,58	-	-
Densidad	<i>lb/ft3</i>	-	39,348	39,356	40,310	-	-
Viscosidad	<i>cP</i>	-	0,267	0,267	0,319	-	-
Agua							
Flujo másico	<i>lb/hr</i>	456,07	473,62	764,06	770,49	-	-
Flujo Molar	<i>BPD</i>	28,88	30,07	48,38	48,82	-	-
Densidad	<i>lb/ft3</i>	67,379	68,324	68,469	69,636	-	-
Viscosidad	<i>cP</i>	2,959	5,020	5,527	11,745	-	-

Propiedad/ Corriente	Unit	190	200	210	220	230	240
Temperatura	<i>F</i>	35	30	30	18	18	250
Presión de Vapor	<i>psig</i>	820	820	820	80	75	78
Fracción de Vapor	-	0	0	0	0	1	0
Flujo másico	<i>lb/hr</i>	994	994	994	994	68	925
Gas							
Flujo molar	<i>MMSCFD</i>	-	-	-	0,03	0,04	0,00
Peso Molecular	-	-	-	-	17,088	17,115	52,860
Densidad	<i>lb/ft3</i>	-	-	-	0,323	0,306	0,688
Viscosidad	<i>cP</i>	-	-	-	0,010	0,010	0,012
Crudo							
Flujo másico	<i>lb/hr</i>	993,73	993,73	993,73	930,97	-	925,32
Flujo Molar	<i>BPD</i>	108,58	108,58	108,58	94,80	-	93,57
Densidad	<i>lb/ft3</i>	40,310	40,494	40,494	43,431	-	35,990
Viscosidad	<i>cP</i>	0,319	0,329	0,329	0,507	-	0,155
Agua							
Flujo másico	<i>lb/hr</i>	-	-	-	-	-	-
Flujo Molar	<i>BPD</i>	-	-	-	-	-	-
Densidad	<i>lb/ft3</i>	-	-	-	-	-	-
Viscosidad	<i>cP</i>	-	-	-	-	-	-

Propiedad/ Corriente	Unit	250	260	270	280	290	300
Temperatura	<i>F</i>	55	55	55	55	18	18
Presión de Vapor	<i>psig</i>	73	0	0	0	75	75
Fracción de Vapor	-	0	0	1	0	0	1
Flujo másico	<i>lb/hr</i>	925,33	925,33	2,33	923,00	0,00	68,40
Gas							
Flujo molar	<i>MMSCFD</i>	-	-	-	-	-	0,04
Peso Molecular	-	-	-	-	-	-	17,115
Densidad	<i>lb/ft3</i>	-	-	-	-	-	0,306
Viscosidad	<i>cP</i>	-	-	-	-	-	0,010
Crudo							
Flujo másico	<i>lb/hr</i>	925,33	923,00	-	923,00	-	-
Flujo Molar	<i>BPD</i>	93,57	93,17	-	93,17	-	-
Densidad	<i>lb/ft3</i>	42,561	42,604	-	42,604	-	-
Viscosidad	<i>cP</i>	0,413	0,418	-	0,418	-	-
Agua							
Flujo másico	<i>lb/hr</i>	-	-	-	-	-	-
Flujo Molar	<i>BPD</i>	-	-	-	-	-	-
Densidad	<i>lb/ft3</i>	-	-	-	-	-	-
Viscosidad	<i>cP</i>	-	-	-	-	-	-

Propiedad/ Corriente	Unit	310	320	330	340	350	360
Temperatura	<i>F</i>	403	120	120	120	120	54
Presión de Vapor	<i>psig</i>	850	845,0	845,0	845,0	845	850
Fracción de Vapor	-	1	1	1	0	0	0
Flujo másico	<i>lb/hr</i>	68,40	68,40	68,40	-	-	289,78
Gas							
Flujo molar	<i>MMSCFD</i>	0,04	0,04	0,04	-	-	-
Peso Molecular	-	17,115	17,115	17,115	-	-	-
Densidad	<i>lb/ft3</i>	1,620	2,622	2,622	-	-	-
Viscosidad	<i>cP</i>	0,017	0,013	0,013	-	-	-
Crudo							
Flujo másico	<i>lb/hr</i>	-	-	-	-	-	289,78
Flujo Molar	<i>BPD</i>	-	-	-	-	-	18,26
Densidad	<i>lb/ft3</i>	-	-	-	-	-	69,388
Viscosidad	<i>cP</i>	-	-	-	-	-	10,263
Agua							
Flujo másico	<i>lb/hr</i>	-	-	-	-	-	-
Flujo Molar	<i>BPD</i>	-	-	-	-	-	-
Densidad	<i>lb/ft3</i>	-	-	-	-	-	-
Viscosidad	<i>cP</i>	-	-	-	-	-	-

Propiedad/ Corriente	Unit	370	380	390	400	410	420	430
Temperatura	F	54	35	39	200	200	200	200
Presión de Vapor	psig	850	820	50	45	45	45	0,5
Fracción de Vapor	-	0	0	0	0	1	0	0
Flujo másico	lb/hr	434,67	770,49	770,49	770,49	0,02	770,48	770,48
Gas								
Flujo molar	MMSCFD	-	-	-	-	-	-	-
Peso Molecular	-	-	-	-	-	-	-	-
Densidad	lb/ft3	-	-	-	-	-	-	-
Viscosidad	cP	-	-	-	-	-	-	-
Crudo								
Flujo másico	lb/hr	434,67	-	-	-	-	-	-
Flujo Molar	BPD	27,39	-	-	-	-	-	-
Densidad	lb/ft3	69,388	-	-	-	-	-	-
Viscosidad	cP	10,263	-	-	-	-	-	-
Agua								
Flujo másico	lb/hr	-	770,49	770,46	770,48	-	770,48	770,41
Flujo Molar	BPD	-	48,82	48,81	48,82	-	48,82	48,81
Densidad	lb/ft3	-	69,636	69,353	64,792	-	64,792	64,776
Viscosidad	cP	-	11,745	11,117	1,146	-	1,146	1,144

Propiedad/ Corriente	Unit	440	450	460	470	480	490	500
Temperatura	F	213	260	54	25	54	54,2238649	54
Presión de Vapor	psig	0	1	1	-4	-4	850	850,0
Fracción de Vapor	-	1	0	0	0	0	0	0
Flujo másico	lb/hr	46,24	724,24	724,24	3,47	727,71	727,71	724,46
Gas								
Flujo molar	MMSCFD	0,02	-	-	-	-	-	-
Peso Molecular	-	18,034	-	-	-	-	-	-
Densidad	lb/ft3	0,038	-	-	-	-	-	-
Viscosidad	cP	0,009	-	-	-	-	-	-
Crudo								
Flujo másico	lb/hr	-	724,24	724,24	3,47	727,71	727,71	724,46
Flujo Molar	BPD	-	45,64	45,64	0,22	45,86	45,86	45,65
Densidad	lb/ft3	-	63,214	69,173	69,962	69,174	69,388	69,388
Viscosidad	cP	-	0,748	10,318	16,607	10,335	10,267	10,263
Agua								
Flujo másico	lb/hr	-	-	-	-	-	-	-
Flujo Molar	BPD	-	-	-	-	-	-	-
Densidad	lb/ft3	-	-	-	-	-	-	-
Viscosidad	cP	-	-	-	-	-	-	-

6. ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS

A continuación se presenta el análisis de los resultados obtenidos. Adicionalmente, se presenta análisis tomando en cuenta aspectos importantes para la selección del tipo de tratamiento de gas a ser seleccionado.

6.1 PRODUCTOS OBTENIDOS

De acuerdo a los resultados obtenidos, desde el punto de vista de cantidad de gas tratado obtenido, el sistema Joule-Thomson presenta 0.3% mayor cantidad de gas resultante.

Sin embargo, el sistema de Refrigeración Mecánica presenta 3.25% adicional de barriles de condensados recuperados en comparación con el sistema Joule-Thomson.

6.2 INVERSIÓN CAPITAL

Por otro lado, desde el punto de vista de inversión capital el sistema de refrigeración mecánica presenta mayor costo (2'850000 dólares) debido a la presencia de más equipos rotativos que en el sistema Joule Thomson (Compresores eléctricos para ciclo de refrigeración de propano).

6.3 PRESIÓN DEL SISTEMA

Para elevar la presión del gas en las dos tecnologías de tratamiento planteadas es necesario un sistema de compresores reciprocantes con motores a combustión interna, los cuales representan gastos en operación y mantenimiento y en consumo de gas, para elevar presión y luego reducirla.

Para el sistema Joule Thomson es necesario “perder” presión lo cual se traduce a pérdidas energéticas, debido a que la primera etapa del tratamiento consiste en un aumento de presión hasta 1290 psig, para luego disminuirla a 350 psig.

Para el sistema de Refrigeración Mecánica se eleva la presión del gas hasta 850 ya que esta tecnología permite trabajar a una presión menor

que Joule-Thomson. Sin embargo, se pierde únicamente 30 a 50 psig, lo cual significaría menor pérdida energética.

Por otro lado, es importante definir el uso final del gas y el requerimiento de presión de entrega para analizar la necesidad de un sistema adicional de compresor reciprocante con motor a combustión interna a la salida de la planta de tratamiento.

En caso que la entrega de gas sea a altas presiones es mejor usar un tratamiento por medio de Refrigeración Mecánica ya que se puede llevar a cabo la refrigeración mecánica a alta presión, eliminando así la necesidad de un compresor de gas para la entrega del mismo. Esto es usual en líneas de transferencia de larga distancia como gasoductos, que exigen una presión de entrada al sistema de 1200 psig.

Los sistemas Joule-Thomson son útiles cuando se tiene gas de pozos o residual a alta presión, pero se el uso final es para consumo interno, como Gas Combustible en la facilidad o generación eléctrica. En estos casos, una presión de entrega de 350 psig es suficiente para suplirlos consumos.

6.4 OPERACIÓN Y MANTENIMIENTO

Desde el punto de vista de operación y mantenimiento, ambos sistemas están conformados por compresores reciprocantes para cumplir con el requerimiento de presión al ingreso. Estos equipos cuentan con un motor de combustión interna y un compresor de cilindros. Estos requieren de un programa de mantenimiento preventivo constante y cambios de repuestos periódicos, por ende, las dos tecnologías implican operación asistida.

Adicionalmente, el motor de combustión interna requiere de un sistema fuel gas para garantizar un gas limpio que preserve las partes del motor, como las bujías, que se llenan de hollín, entre otros contaminantes si el gas es húmedo o no filtrado. Así mismo, las regulaciones ambientales tienden a exigir una combustión limpia en estos sistemas, por lo que se recomienda tomar el mismo gas de ventas como gas combustible para los motores.

Para el compresor en sí se presentan gastos de mantenimiento para el sistema de lubricación.

El sistema de Refrigeración Mecánica cuenta con un compresor de tornillo eléctrico que forma parte del ciclo de enfriamiento con propano. Este tipo de compresor no presenta emisiones hacia la atmósfera, sin embargo, la infraestructura eléctrica necesaria es mayor, al requerir

elementos como cuartos de máquinas y subestación para generación de electricidad. Adicionalmente, es necesario contar con el consumo interno de gas para los generadores eléctricos que alimentarían al compresor. Estos generadores representan gastos adicionales tanto de operación como mantenimiento y disminución de la producción.

En conclusión, el sistema de refrigeración mecánica tiende a ser más costoso que el sistema Joule Thompson debido a los costos asociados a la construcción (en especial infraestructura eléctrica), operación y mantenimiento. Sin embargo, esta opción es ventajosa cuando el gas tratado es requerido a alta presión, por lo que no genera pérdidas apreciables en el sistema.

Los sistemas Joule Thompson son ventajosos cuando el gas es para consumo interno o local, debido a que la presión de entrega requerida es baja y se puede tratar el gas con un equipo sencillo y de menores costos asociados a la operación y el mantenimiento.

6.5 ÁREA REQUERIDA PARA EL SISTEMA

El área requerida para la instalación del sistema de tratamiento de gas por medio de Joule-Thomson es menor al área necesaria para el sistema de refrigeración mecánica, debido a que este sistema cuenta con el ciclo de enfriamiento del gas por medio de propano.

7. CONCLUSIONES

- El sistema de Refrigeración Mecánica presenta mayor costo de inversión de capital, al igual que costos de mantenimiento y operación.
- El sistema Joule Thomson obtiene mayor cantidad de gas tratado.
- El sistema de Refrigeración Mecánica presenta mayor recuperación de condensado.
- En caso que el gas tratado sea dispuesto a un sistema de alta presión y se pretenda recuperar condensado, el sistema de Refrigeración Mecánica es el adecuado para dichos requerimientos, desde el punto de vista de gasto energético.
- En el sistema de Refrigeración Mecánica se controla la temperatura del gas de forma más fina y a valores más bajos que en un sistema Joule Thomson, lo cual permite una mejor recuperación de condensados. Por esta razón, este sistema sería el adecuado si el objetivo principal es la recuperación de condensados del gas tratado.
- El sistema Joule-Thomson presenta limitación en cuanto a la temperatura de ingreso del gas. Si el gas está muy caliente, la planta va a tener un mal desempeño y no podrá llevarse a cabo el ajuste de punto de rocío adecuadamente. Es más sensible a los factores ambientales o la temperatura del yacimiento.
- En caso que el gas tratado solo requiera tratamiento de punto de rocío y poder calorífico, y se dirija a un sistema de baja presión, es conveniente el uso de un sistema de tratamiento por medio de Joule-Thomson, desde el punto de vista de costos de construcción, operación, mantenimiento y operación.

8. RECOMENDACIONES

- Para un futuro análisis técnico-económico, es conveniente determinar el recobro de los condensados, para saber qué tanta viabilidad económica le dan al proyecto y así sustentar un sistema de refrigeración mecánica.
- En un estudio posterior, es conveniente estimar los costos de operación, mantenimiento y consumibles (OPEX), para poder determinar cuál de las dos alternativas de tratamiento es viable a largo plazo.

BIBLIOGRAFÍA

American Petroleum Institute Publications and Distribution. Manual of Petroleum Measurement Standards. Chapter 6.1 Lease Automatic Custody Transfer (LACT) Systems. Second Edition. Unidated States of America. 1991.

ARNOLD, K. STEWART, M. Emulsion and Oil Treatment Equipment. Unidated States of America. Burlington: Gulf Professional Publishing. 2009.

ARNOLD, K. STEWART, M. Surface Production Operations. Volume I. Design of Oil Handling System and Facilities. Third Edition. Unidated States of America. Elsevier. 2008.

ARNOLD, K. STEWART, M. Surface Production Operations. Volume II. Design of Gas-Handling System and Facilities. Third Edition. Unidated States of America. Elsevier. 1993.

CAMPBELL, J. Gas conditioning & Processing Volume 2: The Equipment Modules. Seventh Edition. Campbell Petroleum Series. Unidated States of America. 1992.

DEVOLD, H. Oil and Gas Production Handbook. Edition 1.3. Norway. ABB ATPA Oil and Gas. 2006.

FLARGENT. Módulos Joule-Thompson [en línea]. En: Flargent [fecha de consulta: 20 de abril del 2014] Disponible en «<http://www.flargent.com/ProductDetail-SP.php?ProdId=2&CatId=10>».

GAS PROCESSOR ASSOCIATION. GPSA Engineering Data Book, (Electronic). Volume I. Eleventh edition. Unidated States of America. Gas Processors Suppliers Association, 1998.

HERRING, J. Hydrocarbon Dew Point is a Critical consideration for pipeline operations [en línea]. En: Pipeline & Gas Journal [fecha de consulta: 20 de abril del 2014]. Disponible en «http://www.kentrol.com/_build/docs/Pipeline_%26_Gas_Journal_Article-Jack_Herring.pdf».

KOLMETZ, K. JAYA, A. LPG Unidad (Engineering Design Guideline. KLM Technology Group. May 2013.

MALINO, H. BOTHAMLEY, M. Inyección de MEG vs. TEG, en la deshidratación del gas natural [en línea]. En: Gas-Training [fecha de consulta: 23 de abril del 2014]. Disponible en «<http://www.gas-training.com/Art4.html>».

The Linde Group, Engineering Division. Natural Gas Processing [en línea]. En: Linde-engineering [fecha de consulta: 10 de mayo del 2014]. Disponible en «http://www.lindeengineering.com/internet.global.lindeengineering.global/en/images/LE_1_3_e_13_150dpi19_4275.pdf».

RAMIREZ, Pedro A. EXTERRAN ENERGY SOLUTIONS SUCURSAL COLOMBIANA. 2015.

ANEXOS

ANEXO A – COTIZACIÓN EQUIPOS (Joule-Thomson)³⁰

PRESUPUESTO SISTEMAS DE TRATAMIENTO DE GAS

Por: Pedro Alonso Ramírez Cardozo

Ingeniero de Proyectos – Especialidad en Tratamiento de Gas

Diciembre de 2015.

El siguiente presupuesto tiene un carácter netamente presupuestal (+/-50%) y debe ser utilizado como referencia para fines netamente académicos y su uso es exclusivo para el proyecto de grado:

Ingeniería Conceptual para la Selección de Equipos Mayores y Estimación de la Inversión de Capital Requerida para la Recuperación de Condensados Provenientes del Tratamiento de Gas para Generación Eléctrica en campos petroleros ubicados en Ecuador

Desarrollado por la Ing. Daniela Jiménez Guillén para la Especialización en Producción de Hidrocarburos – Universidad Industrial de Santander.

Los elementos de esta cotización se agrupan en "sistemas" montados en skid petrolero con toda la tubería, accesorios e instrumentación necesarios para su funcionamiento.

SISTEMA PRINCIPAL: JOULE THOMSON

Equipo	Condiciones Operativas	Especificación	Precio en USD
Separador Bifásico Vertical de entrada	10 MMSCFD 40 psig	30" OD x 10' S/S	\$ 150,000
Compresor de dos etapas	10 MMSCFD 40 – 1290 psig	2500 BHP	\$ 3,000,000
Sistema Joule Thompson: - Dos Intercambiadores Gas/Gas - Dos válvulas de regulación de Presión (PCV) - Un separador frío (trifásico). - Puntos de Inyección de EG - Separador Gas/líquido - Bypass de temperatura (TCV)	10 MMSCFD 1290 – 300 psig	UA Gas/Gas: 10000 BTU/F-hr Sep Frío: 24" OD x 6' S/S UA Gas/líquido: 1000 BTU/F-hr	\$ 800,000
Sistema de Regeneración de TEG - Intercambiador de calor TEG – TEG - Rehervidor con columna de despojamiento de agua - Bombas Kimray	Flujo Glicol: 80 BPD	Rehervidor: 300 MMBTU/hr Bomba: 5 HP	\$ 600,000

³⁰ RAMIREZ, Pedro A. EXTERRAN ENERGY SOLUTIONS SUCURSAL COLOMBIANA. 2015.

Equipo	Condiciones Operativas	Especificación	Precio en USD
- Separador tipo flash			
Sistema de Estabilización Básico: - Separador en Media Presión - Separador en Baja Presión	Media Presión: 150 psig Baja Presión: ATM	Sep Media: 24" OD x 6' S/S Baja Presión: 24" OD x 6' S/S	\$ 250,000
Balace de Planta: - Sistema de Gas Combustible - Sistema de Alivio a Tea - Sistema de Aire - Tubería de Interconexión	--	--	\$ 2,400,000
Nacionalización y puesta en sitio	--	--	\$ 2,200,00
Obra civil, eléctrica, mecánica, Instrumentación	--	--	\$ 4,800,000
Total Estimado			\$ 12,000,00

Notas:

1. Los precios de los equipos iniciales están basados en las especificaciones técnicas mostradas en la tabla que se ajustan a valores disponibles en el mercado de tamaño de separadores, capacidades de bombas, carga térmica en rehervidores, etc.
2. El precio del balace de planta se asume como un porcentaje del valor de los elementos principales de acuerdo a experiencia en proyectos similares.
3. Los costos de nacionalización y transporte se asumen como un porcentaje del valor de los elementos principales de acuerdo a experiencia en proyectos similares.
4. El costo de construcción (obras civil, eléctrica, mecánica e instrumentación) es un aproximado asumiendo un terreno plano de fácil adecuación y de acuerdo a proyectos similares. El valor final debe verificarse con un estudio de suelos, topografía y distribución de equipos más cercana a la locación final.

ANEXO B – COTIZACIÓN EQUIPOS (REFRIGERACIÓN MECÁNICA)³¹

PRESUPUESTO SISTEMAS DE TRATAMIENTO DE GAS

Por: Pedro Alonso Ramírez Cardozo

Ingeniero de Proyectos – Especialidad en Tratamiento de Gas

Diciembre de 2015.

El siguiente presupuesto tiene un carácter netamente presupuestal (+/-50%) y debe ser utilizado como referencia para fines netamente académicos y su uso es exclusivo para el proyecto de grado:

Ingeniería Conceptual para la Selección de Equipos Mayores y Estimación de la Inversión de Capital Requerida para la Recuperación de Condensados Provenientes del Tratamiento de Gas para Generación Eléctrica en campos petroleros ubicados en Ecuador

Desarrollado por la Ing. Daniela Jiménez Guillén para la Especialización en Producción de Hidrocarburos – Universidad Industrial de Santander.

Los elementos de esta cotización se agrupan en "sistemas" montados en skid petrolero con toda la tubería, accesorios e instrumentación necesarios para su funcionamiento.

SISTEMA PRINCIPAL: CICLO DE REFRIGERACIÓN MECÁNICA

Equipo	Condiciones Operativas	Especificación	Precio en USD
Separador Bifásico Vertical de entrada	10 MMSCFD 40 psig	30" OD x 10' S/S	\$ 150,000
Compresor de dos etapas	10 MMSCFD 40 – 850 psig	2,100 BHP	\$ 2,800,000
Planta de Refrigeración Mecánica: <ul style="list-style-type: none"> - Un Intercambiadores Gas/Gas - Un Chiller (Intercambiador de Tubo y Carcaza - Un ciclo de refrigeración de propano (scrubber de succión, dos compresores de tornillo (eléctricos), aeroenfriador, válvula JT. - Un separador frío (trifásico). - Puntos de Inyección de EG - Separador Gas/líquido 	10 MMSCFD 850 psig	UA Gas/Gas: 17,810 BTU/F-hr Sep Frío: 24" OD x 6' S/S Compresor de Tornillo: 150 HP	\$ 900,000
Sistema de Regeneración de TEG <ul style="list-style-type: none"> - Intercambiador de calor 	Flujo Gilcol: 80 BPD	Rehervidor: 300 MMBTU/hr	\$ 600,000

³¹ RAMIREZ, Pedro A. EXTERRAN ENERGY SOLUTIONS SUCURSAL COLOMBIANA. 2015.

Equipo	Condiciones Operativas	Especificación	Precio en USD
TEG – TEG - Rehervidor con columna de despojamiento de agua - Bombas Kimray - Separador tipo flash		Bomba: 5 HP	
Torre de-etanizadora para estabilización de condensados		20" OD X 24' S/S	\$ 350,000
Sistema de recompresión de etano (gas rechazado)		10 BHP	\$ 50,000
Balance de Planta: - Sistema de Gas Combustible - Sistema de Alivio a Tea - Sistema de Aire - Tubería de Interconexión - Generadores eléctricos	--	--	\$ 2,600,00
Nacionalización y puesta en sitio	--	--	\$ 2,600,000
Obra civil, eléctrica, mecánica, Instrumentación	--	--	\$ 4,800,000
Total Estimado			\$ 14,850,000

Notas:

1. Los precios de los equipos iniciales están basados en las especificaciones técnicas mostradas en la tabla que se ajustan a valores disponibles en el mercado de tamaño de separadores, capacidades de bombas, carga térmica en rehervidores, etc.
2. El precio del balance de planta se asume como un porcentaje del valor de los elementos principales de acuerdo a experiencia en proyectos similares.
3. Los costos de nacionalización y transporte se asumen como un porcentaje del valor de los elementos principales de acuerdo a experiencia en proyectos similares.
4. El costo de construcción (obras civil, eléctrica, mecánica e Instrumentación) es un aproximado asumiendo un terreno plano de fácil adecuación y de acuerdo a proyectos similares. El valor final debe verificarse con un estudio de suelos, topografía y distribución de equipos más cercana a la locación final.