

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

SELECCION DE PROCESO DE TRATAMIENTO DEL GAS DE VENTEO EN FPO PARA OBTENER ALIMENTACION OPTIMA REQUERIDA POR TECNOLOGIA MODULAR “LPG-SEP™” PARA PRODUCCIÓN DE GLP

Presentado ante la ilustre

Universidad Central de Venezuela

Por el Br. Jesús Alejandro Bello Hernández

Para optar al Título de Ingeniero de Petróleo

Caracas, Mayo de 2019

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

SELECCION DE PROCESO DE TRATAMIENTO DEL GAS DE VENTEO EN FPO PARA OBTENER ALIMENTACION OPTIMA REQUERIDA POR TECNOLOGIA MODULAR “LPG-SEP™” PARA PRODUCCIÓN DE GLP

Tutor Académico: Ing. Eliana Alvarado

Presentado ante la ilustre

Universidad Central de Venezuela

Por el Br. Jesús Alejandro Bello Hernández

Para optar al Título de Ingeniero de Petróleo

Caracas, 13 de junio de 2019.

Los abajo firmantes, miembros del jurado designado por el consejo de escuela de Ingeniería de Petróleo, para evaluar el Trabajo Especial de Grado presentado por el bachiller Jesús Alejandro Bello Hernández, titulado:

**“SELECCIÓN DE PROCESO DE TRATAMIENTO DEL GAS DE VENDEO EN
FPO PARA OBTENER ALIMENTACION OPTIMA REQUERIDA POR
TECNOLOGIA MODULAR “LPG-SEP™” PARA PRODUCCION DE GLP”**

Consideran que el mismo cumple con los requisitos exigidos por el plan de estudios conducente al Título de Ingeniero de Petróleo y sin que ello signifique que se hacen solidarios con las ideas expuestas por el autor, lo declaran APROBADO.


Ing. Enrique Rondón

Jurado


Ing. Sandro Gasbarri

Jurado



Ing. Eliana Alvarado

Tutor Académico

DEDICATORIA

A Francisco Hernández, mi abuelo, por todos sus consejos, cariño, paciencia y valores impartidos.

A mi abuela, mi padre y mi madre por haber sido parte importante de mi crianza.

Jesús Bello

AGRADECIMIENTOS

A Génesis Salinas por haber estado conmigo en todo el proceso y haberme apoyado en el avance de toda la investigación.

A mi tutora Eliana Alvarado por toda la paciencia y la formación impartida en la carrera.

A Julio Hernández por haber estado allí apoyándome en todo este proceso.

A la profesora Lisbeth Miranda que me ha apoyado en gran parte de la carrera.

A Josué Lorca por haberme facilitado sus espacios donde se pudo alcanzar la concentración para alcanzar el objetivo.

Jesús Bello

Bello H., Jesús A.

**SELECCION DE PROCESO DE TRATAMIENTO DEL GAS DE VENTEO
EN FPO PARA OBTENER ALIMENTACION OPTIMA REQUERIDA POR
TECNOLOGIA MODULAR “LPG-SEP™” PARA PRODUCCIÓN DE GLP**

Tutor Académico: Ing. Eliana Alvarado

Tesis. Caracas, U.C.V. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería de Petróleo.

Año 2019, n° pág. 136

Palabras Claves: Gas Natural, Tecnologías Innovadoras, Gas de Venteo, Gases Licuados del Petróleo (GLP), Líquidos del Gas Natural (LGN), GPM, Faja Petrolífera del Orinoco (FPO)

Resumen.

Los combustibles fósiles, tales como el petróleo y el carbón son los principales contribuyentes al fenómeno del calentamiento global debido a la emisión de contaminantes a la atmósfera, mientras el gas natural siendo un hidrocarburo se presenta como una opción económica y menos contaminante respecto a los demás combustibles fósiles debido a sus menores emisiones de carbono. Venezuela posee grandes reservas probadas de gas natural y en su mayoría ese gas esta asociado al petróleo como el que se encuentra en la Faja Petrolífera del Orinoco. El cual es quemado o venteado, esto brinda la oportunidad de una valoración de tecnologías modulares para su tratamiento óptimo, y así obtener la corriente requerida por la tecnología de fraccionamiento y producción de GLP - LPG-Sep™. Siendo las tecnologías evaluadas en este trabajo, para la deshidratación: Delicuescencia, Separador Supersónico y para el endulzamiento: Sistema combinado Membrana/Amina y el Enfriamiento Criogénico, adicionalmente se evaluó la tecnología Hige aplicable por su versatilidad tanto a deshidratación como a endulzamiento.

También se agregó a la evaluación, un compresor y un enfriador, estos equipos fueron simulados a través del programa Aspen Hysys, para que la corriente tuviese las condiciones operacionales necesarias para el funcionamiento de la tecnología LPG-Sep™.

La tecnología seleccionada para la deshidratación fue la Delicuescencia y para el endulzamiento fue el Enfriamiento Criogénico, obteniéndose así las condiciones requeridas para la corriente de alimentación a la tecnología de extracción fraccionamiento, obteniéndose 439 Bbbls/d de GLP y 880 Bbbls/d de gasolina natural, por con los que se podrán llenar 3.542 envases de GLP de 10kg por día atendiendo a 42.000 familias para un periodo de 20 días.

ÍNDICE GENERAL

DEDICATORIA	i
AGRADECIMIENTOS	ii
ÍNDICE GENERAL	iv
ÍNDICE DE FIGURAS	vii
ÍNDICE DE TABLAS	x
INTRODUCCIÓN	1
CAPÍTULO I	3
I.1 Planteamiento del Problema	3
I.2 Objetivos	6
I.2.1 Objetivo General	6
I.2.2 Objetivos Específicos	6
I.2 Alcance	7
I.3 Limitaciones	7
I.4 Justificación	7
CAPÍTULO II	9
II.1 Antecedentes	9
II.2 Área de Estudio	12
II.2.1 Faja Petrolífera del Orinoco	12
II.3 Marco Teórico	14
II.3.1 Gas Natural	14
II.3.2 Fuentes de Gas Natural	18
II.3.3. Procesamiento del Gas Natural	19

II.3.4 Cadena de Valor del Gas Natural	35
II.3.5 Importancia y Mercado	36
II.3.6 Productos derivados del Gas Natural.	40
II.3.7 Facilidades para la utilización de gas natural en Venezuela	41
II.3.8 Quema y Venteo	44
II.3.8 Funcionamiento de nuevas tecnologías de deshidratación a evaluar	46
II.3.9 Funcionamiento de nuevas tecnologías de endulzamiento a evaluar	54
II.3.9 Funcionamiento de nueva tecnología de tratamiento y deshidratación (Proceso combinado)	62
II.4. Marco Legal	68
CAPÍTULO III	72
III.1 Tipo de investigación	72
III.2 Definición de localización de estudio	76
III.3 Evaluación de tecnologías y procesos	81
III.4 Modelaje de la tecnología seleccionada	92
CAPÍTULO IV	94
IV.1 Definición de localización de estudio	94
IV.2 Evaluación de tecnologías	106
IV.2.1 Caracterización de las Tecnologías de Deshidratación	106
IV.2.2 Caracterización de las Tecnologías de Endulzamiento	108
IV.2.3 Caracterización de las Tecnologías de Deshidratación y Endulzamiento	111
IV.2.4 Selección de Tecnología de Deshidratación	113
IV.2.5 Selección de Tecnología de Endulzamiento	118
IV.3 Modelaje de la tecnología seleccionada	119

CONCLUSIONES	129
RECOMENDACIONES	130
BIBLIOGRAFÍA	131

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura n° 1. Empresas mixtas establecidas en la Faja Petrolífera del Orinoco. (PDVSA, 2016).....	14
Figura n° 2. Localización de Cuencas de Reservas Probadas de Gas Natural en Venezuela. (PDVSA, 2010)	19
Figura n° 3. Esquema tipo de un Separador Vertical (ENAGAS, 2007)	20
Figura n° 4. Sistema de recuperación de hidrocarburos líquidos. Fuente: (Ochoa et. al., 2011).....	21
Figura n° 5. Sistema de Deshidratación por Glicol (Ochoa et. al., 2011).....	24
Figura n° 6. Sistema de Deshidratación por desecantes sólidos (Ochoa et. al., 2011)	25
Figura n° 7. Proceso de Endulzamiento del Gas con Aminas. (Ghosh et. al., 2009)	27
Figura n° 8. Absorción con aceite pobre (Ghosh et. al., 2009)	28
Figura n° 9. Sistema de extracción de LGN por refrigeración. (Ghosh et. al., 2009)	29
Figura n° 10. Diagrama esquemático de fraccionamiento (Ochoa et. al., 2011) .	30
Figura n° 11. Diagrama esquemático de extracción y fraccionamiento de LGN (Membrane Technology & Research, Inc, 2016)	32
Figura n° 12. Rango general de aplicación de Compresores. (Ochoa et. al., 2011)	33
Figura n° 13. Producción mundial de Gas Natural. Fuente: (BP, 2018).....	39
Figura n° 14. Precios de Marcadores de Gas Natural (BP, 2018)	40
Figura n° 15. Principales productos derivados del gas natural. (Academia Nacional de la Ingeniería y el Habitat, 2009)	41
Figura n° 16. Principales productos derivados del gas natural. (PDVSA, 2016).	42
Figura n° 17. Infraestructura de Procesamiento de LGN. (PDVSA, 2016)	43
Figura n° 18. Balance mundial de Gas Natural Año 2015 (MMM m3). (ENERLA, 2017)	45

Figura n° 19. Operación de sistema de delicuescencia. (Lori et. al., 2003).....	48
Figura n° 20. Temperatura en el separador con generador de torbellino. (Jaimes et. al., 2010).....	51
Figura n° 21. Domo de fases de una mezcla de gas natural y CO2 (Hart et. al., 2009)	55
Figura n° 22. Diagrama de flujo de enfriamiento criogénico para un Gas Rico, con bajo CO2 (Hart et. al., 2009)	57
Figura n° 23. Comportamiento del enfriamiento criogénico a varias temperaturas de operación (Hart et. al., 2009).....	58
Figura n° 24. Sistema Hige (Fowler et. al., 1989).....	63
Figura n° 25. Esquema de unidades Hige. a) Embalaje continuo b) Embalaje dividido. (Agarwal et. al., 2010)	63
Figura n° 26. Anillos divididos empacados montados en discos. (Agarwal et. al., 2010)	64
Figura n° 27. Esquema General de Procesamiento de Gas Natural. (Rondón, 2014)	73
Figura n° 28. Esquema Metodología	75
Figura n° 29. Contenido de agua de hidrocarburos gaseosos (Gas Processors Suppliers Association, 2004)	80
Figura n° 30. Distancia Aproximada del Campo A a la Población de El Tigre (Google Maps, 2018)	96
Figura n° 31. Simulación del proceso de compresión en Aspen Hysys	103
Figura n° 32. Curvas de comportamiento de desecantes para máximo contenido de humedad (7lb de agua / MMPCS) (Natural Gas EPA Pollution Preventer, 2016)	107
Figura n° 33. Curvas de comportamiento de desecantes para máximo contenido de humedad (7lb de agua / MMPCS) (Natural Gas EPA Pollution Preventer, 2016)	107
Figura n° 34. Sistema Twister a velocidad supersónica. (Jaimes et. al., 2010) .	108
Figura n° 35. Sistema de enfriamiento criogénico (Hart et. al., 2009).	109

Figura n° 36. Costos de etapa de membrana en función del H ₂ S removido (Jackson et. al., 2005)	111
Figura n° 37. Esquema típico de separación de gas en modulo hibrido (Alkatheri et. al., 2016).	111
Figura n° 38. Sistema Higea (Kiss, 2013)	113
Figura n° 39. Esquema general producción de GLP a partir de “Campo A”.	126
Figura n° 40. Esquema gráfico producción de GLP a partir de “Campo A”.	127

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla n° 1. Reservas Probadas Faja Petrolífera del Orinoco	13
Tabla n° 2. Componentes del gas natural.	16
Tabla n° 3. Especificaciones de calidad del Gas Natural.	17
Tabla n° 4. Ventas de LGN por sector.....	43
Tabla n° 5. Resumen de Comparación entre configuraciones de boquillas propuestas.	51
Tabla n° 6. Eficiencia de separación supersónica de agua con respecto a la pérdida de presión en la boquilla.....	52
Tabla n° 7. Propiedades de Membrana Pebax™	60
Tabla n° 8. Carga rica y concentración de solventes para diferentes aminas	61
Tabla n° 9. Condiciones operaciones Higee para remoción H ₂ O	65
Tabla n° 10. Condiciones operaciones Higee para remoción CO ₂	66
Tabla n° 11. Comparación dimensional entre el Higee y Columnas	66
Tabla n° 12. Criterios a evaluar de los aspectos técnicos para cada tecnología de Deshidratación.	81
Tabla n° 13. Criterios a evaluar de los aspectos técnicos para cada tecnología de endulzamiento.....	86
Tabla n° 14. Valor de Clasificación Para Criterios de Evaluación de las Tecnologías.....	91
Tabla n° 15. Fuentes y Transferencias de Gas Natural Campo A.	97
Tabla n° 16. Distribución Final del Gas Natural Disponible Campo A.....	97
Tabla n° 17. Corrientes de Gas “Campo A”	98
Tabla n° 18. Composición y Características Moleculares Gas “Campo A”	99
Tabla n° 19. Composición Energética y Riqueza del Gas “Campo A”	100
Tabla n° 20. Características Gas “Campo A” Obtenidas de Muestra Cromatografía	100
Tabla n° 21. Condiciones de operación “Campo A” previa compresión.	101
Tabla n° 22. Condiciones de operación tecnologías de deshidratación.	102

Tabla n° 23. Condiciones de operación seleccionadas.....	104
Tabla n° 24. Composición molar a condiciones de saturación de agua.	105
Tabla n° 25. Condiciones de operación “Campo A” posterior compresión y enfriamiento.....	105
Tabla n° 26. Características proceso Delicuescencia.....	106
Tabla n° 27. Características proceso Separadores Supersónicos.....	107
Tabla n° 28. Características proceso enfriamiento criogenico	108
Tabla n° 29. Características proceso Membrana-Amina.....	110
Tabla n° 30. Condiciones operacionales Hige para remoción de H ₂ O	111
Tabla n° 31. Condiciones operaciones Hige para remoción CO ₂	112
Tabla n° 32. Matriz de Selección de Tecnología de Deshidratación.	114
Tabla n° 33. Condiciones operaciones corrientes para sensibilidades.....	115
Tabla n° 34. Matriz de Selección de Tecnología de Deshidratación (Sensibilidad 1).	116
Tabla n° 35. Matriz de Selección de Tecnología de Deshidratación (Sensibilidad 2).	117
Tabla n° 36. Matriz de Selección de Tecnología de Endulzamiento.	118
Tabla n° 37. Condiciones de operación de entrada a sistema de delicuescencia.	119
Tabla n° 38. Condiciones de operación de salida de sistema de delicuescencia.	120
Tabla n° 39. Condiciones de operación de salida de sistema de enfriamiento criogenico.	121
Tabla n° 40. Composición molar antes y después de procesos de deshidratación y endulzamiento.....	122
Tabla n° 41. Composición GLP en Venezuela.....	123
Tabla n° 42. Resumen del Sistema LPG-Sep. TM	123
Tabla n° 43. Cálculos de LGN en etapas del proceso.	125
Tabla n° 44. Producción LPG-Sep TM	126
Tabla n° 45. Resumen de Operación LPG-Sep TM	128

INTRODUCCIÓN

En los años recientes, el uso de energías alternativas es cada vez más necesario, debido a la creciente preocupación por el calentamiento global. Los combustibles fósiles, tales como el petróleo y el carbón son los principales contribuyentes al fenómeno del calentamiento global debido a la emisión de contaminantes a la atmósfera, mientras el gas natural siendo un hidrocarburo se presenta como una opción económica y menos contaminante respecto a los demás combustibles fósiles, lo que le da una ventaja significativa. Aunque las reservas de gas natural son finitas y el gas natural no es una fuente de energía renovable, Venezuela cuenta con abundantes reservas.

La historia de la industria del gas natural en Venezuela tiene sus inicios en 1918, la producción del mismo ha estado sujeta a la extracción del petróleo, ya que, la mayoría de la reservas de gas natural en Venezuela son en yacimiento de gas asociado y su uso está dirigido principalmente al sector petrolero: reinyección en el yacimiento como método de recuperación secundaria y levantamiento artificial de gas, generación de energía eléctrica, entre otros. También se hace uso del gas natural producido para el mercado interno, el gas metano se distribuye a través de gasoductos y los Líquidos del Gas Natural (LGN) se fraccionan para generar Gases Licuados de Petróleo (GLP) que es transportado en envases y su principal uso es domestico.

Tomando en cuenta el alto déficit energético que actualmente existe en el país, y la explotación del gas que ha sido hasta el día de hoy bastante moderada, es necesario implementar medidas que permitan fomentar el crecimiento de la industria del gas natural. Por lo cual el presente Trabajo Especial de Grado presenta una propuesta para aprovechar las corrientes de gas natural que se queman o ventean diariamente en los campos petroleros venezolanos utilizando tecnologías innovadoras, modulares y baja complejidad de mantenimiento para el tratamiento de dichas corrientes, extracción de LGN y posterior fraccionamiento.

Lo cual permitirá contribuir a reducir el déficit energético en el mercado interno, ya que, los líquidos del gas natural obtenidos y fraccionados pueden ser distribuidos a poblaciones remotas no atendidas por los líquidos producidos en el sistema nacional de fraccionamiento, logrando así una reducción en costos logísticos y operativos.

CAPÍTULO I

EL PROBLEMA

I.1 Planteamiento del Problema

El Gas Natural se ha convertido en un actor principal en el escenario energético mundial, aumentado su importancia en los mercados de comercialización de hidrocarburos, debido a significativos descubrimientos de yacimientos y el bajo costo del Gas Natural comparado con el petróleo. Al inicio de su explotación no era considerado un hidrocarburo comercialmente importante, lo cual permitió que la mayoría de los marcos legales a nivel mundial sean más flexibles que los que rigen las actividades petroleras, además que el gas natural está considerado como un hidrocarburo menos contaminante. Sin embargo, presenta sus complejidades, debido a que requiere ciertas facilidades para su producción, procesamiento y transporte, a diferencia de la mayoría de los tipos de petróleo producidos a nivel mundial. Cabe destacar, que los Líquidos de Gas Natural (LGN), presentan una ventaja, debido a sus características físicas y químicas al momento de transportarlos se asemejan a los del petróleo liviano.

Venezuela se considera como uno de los países más importantes en los mercados energéticos mundiales, debido a sus reservas, las cuales son 201.349 MMMPC (34.715 MMBPE) al cierre de diciembre 2015, de los cuales 64.916 MMMPC (11.192 MMBPE) están asociados a la Faja Petrolífera del Orinoco (PDVSA, 2016), ubicándolo en el segundo lugar entre los países de América en reservas de gas, el primero de América Latina y octavo a nivel mundial. Cabe destacar que los yacimientos petroleros venezolanos cuentan con reservas de gas natural asociado, que en la actualidad están siendo desperdiciados a través de las operaciones de quema y venteo, debido a fallas operativas y a la falta de inversión para la construcción de facilidades de recolección de gas, lo cual se traduce en pérdida de recursos para el Estado, así como la afectación al ambiente.

En la República Bolivariana de Venezuela existe un déficit importante entre la demanda de gas natural para el uso doméstico e industrial y la oferta del mismo, debido a problemas de producción y transporte, ya que, el gas natural llega hasta el consumidor a través de dos formas: tuberías (metano) y contenedores a presión en los cuales se almacenan Gases Licuados de Petróleo (GLP) (compuestos esencialmente por propano y butano) como por ejemplo bombonas, cisternas, tanques y buques. Un porcentaje mayoritario de la población venezolana utiliza el GLP para su consumo doméstico, especialmente para cocinar, lo cual se traduce en un incremento sustancial de la demanda.

El procesamiento del LGN en Venezuela es ineficiente, ya que, solo es posible en grandes plantas ubicadas en dos regiones del país, Occidente en el estado Zulia y Oriente en los estados Monagas y Anzoátegui. Por otra parte, para el fraccionamiento de LGN existen plantas a nivel nacional, tales como las ubicadas en el estado Zulia llamadas Bajo Grande y Ulé y una ubicada en el Complejo Criogénico José Antonio Anzoátegui en el estado Anzoátegui, lo que complica la producción y posterior traslado de GLP a través del territorio nacional, esto se traduce en que la mayoría del país, en especial, las zonas rurales del país se encuentren sin el recurso para su consumo doméstico.

Por consiguiente se presentan oportunidades de desarrollar proyectos con tecnologías modulares novedosas que eviten continuar con pérdidas por quema y venteo y puedan contribuir a solucionar los problemas logísticos que actualmente presenta el sistema de procesamiento de GLP, a un menor costo y beneficiando a la mayoría de la población venezolana que no cuenta con acceso al gas natural.

Actualmente existen tecnologías modulares de producción in situ como LPG-Sep™ que involucra procesos de extracción de LGN y fraccionamiento en productos como GLP, la cual fue modelada de manera ideal en un campo venezolano en la Faja Petrolífera del Orinoco con la intención de plantear una solución al déficit de GLP que se presenta localmente (Salinas G & Guerrero G, 2018) , sin embargo, se debe modelar dicha tecnología diseñando un proceso real

de tratamiento con la intención de generar una corriente optima y real de entrada a la tecnología de extracción y fraccionamiento para la producción de GLP.

Es por ello, que es necesario diseñar el proceso óptimo para obtener la corriente requerida por la investigación previa, haciendo evaluación de distintas alternativas que cumplan con características similares en función de modularidad y reducido tamaño con la finalidad de permitir el dinamismo, fácil instalación de equipos y una inversión gradual y por fases, para finalmente obtener una corriente real endulzada y deshidratada que servirá de alimentación a la tecnología LPG-Sep™ encargada de extracción de LGN y su posterior fraccionamiento en GLP, lo cual presente una solución a los problemas de suministro energético en localizaciones rurales en la FPO y en el país.

I.2 Objetivos

I.2.1 Objetivo General

Diseñar el proceso óptimo tratamiento para alcanzar la corriente requerida por la tecnología de fraccionamiento y producción de GLP - LPG-Sep™ en un campo venezolano de la Faja Petrolífera del Orinoco.

I.2.2 Objetivos Específicos

- (a) Realizar una investigación de las tecnologías modulares de deshidratación y endulzamiento de Gas Natural.
- (b) Establecer la localización, características y condiciones de operación del Gas a utilizar en el estudio.
- (c) Identificar equipos principales y definir esquemas de procesos de las tecnologías de Tratamiento a evaluar.
- (d) Modelar y comparar las tecnologías de Tratamiento más adecuadas para el estudio.
- (e) Seleccionar una tecnología modular de tratamiento de gas natural para satisfacer los requerimientos para fraccionamiento y producción de GLP de la tecnología LPG-Sep™, previamente modelada en un campo venezolano seleccionado.
- (f) Predecir la cantidad de GLP que se obtendrá a partir de un proceso de extracción y fraccionamiento, haciendo uso de la tecnología LPG-Sep™ aplicado en una corriente deshidratada y endulzada del campo venezolano seleccionado.
- (g) Comparar la cantidad de GLP producido utilizando una corriente ideal con requerimientos mínimos de agua y contaminantes respecto a la corriente real, obtenida del proceso de tratamiento y así determinar la factibilidad del proceso.

I.2 Alcance

La investigación se realizará evaluando tecnologías modulares disponibles a nivel nacional e internacional, que permitan diseñar un proceso óptimo para generar una corriente deshidratada y endulzada, la cual será utilizada para alimentar la tecnología de producción de GLP, LPG-Sep™, aplicada en un campo petrolero venezolano en la Faja Petrolífera del Orinoco con producción de gas de venteo y quema. Partiendo de investigaciones previas, es necesario que la localización de estudio sea cercana a poblaciones con problemas de suministro de GLP y facilidades para la distribución del mismo (plantas de llenado), buscando así disminuir problemas logísticos de producción y distribución que presenta el sistema nacional de procesamiento y fraccionamiento.

I.3 Limitaciones

Para la ejecución de esta investigación es posible que no estén disponibles de algunos de los datos de la caracterización del gas, sin embargo estos pueden ser calculados través de un modelaje determinando condiciones de operación para el procesamiento. Por otra parte, es posible no disponer de las especificaciones técnicas de funcionamiento interno, necesarias para modelar las tecnologías de tratamiento a ser evaluadas en el proceso, a pesar de esto es posible calcular teóricamente el resultado del proceso conociendo información mínima de las tecnologías de tratamiento a ser evaluadas.

I.4 Justificación

La República Bolivariana de Venezuela cuenta con un alto déficit de gas natural en el mercado nacional, debido a problemas operativos en las grandes plantas de procesamiento y fraccionamiento, lo cual ha traído como consecuencia que la mayoría de los ciudadanos no cuenten con gas natural para su uso doméstico e industrial. Esto se debe a que la distribución se hace a través de tuberías (metano) cuya instalación necesita recursos e inversiones que actualmente los actores principales de la industria gasífera nacional no están realizando, o a través de contenedores a presión en los cuales se deposita GLP (propano y butano en su

mayoría). Actualmente la demanda de gas para uso doméstico e industrial no se encuentra satisfecha, por lo cual el Estado ha optado por incrementar el uso de GLP, lo cual resulta una opción ineficiente dado los problemas operativos que tienen las grandes plantas de procesamiento y fraccionamiento de gas natural, además de los problemas de conectividad en todo el país para el transporte de dichos contenedores que es necesario aplicar soluciones inmediatas, de bajo costo y fácil ejecución como por ejemplo LPG-SepTM la cual soluciona la extracción de LGN y producción de GLP, sin embargo, investigaciones previas asumen una corriente ideal con respecto a la cantidad de contaminantes, por ende, debe modelarse una corriente real y optima obtenida de un proceso de tratamiento de gas natural.

CAPÍTULO II

MARCO REFERENCIAL

Con la finalidad de facilitar la comprensión de la información presentada en este Trabajo Especial de Grado, se plantaron los aspectos teóricos y tópicos referentes al gas natural, procesamiento y fraccionamiento hasta la producción de Gases Licuados de Petróleo (GLP).

II.1 Antecedentes

De acuerdo con la investigación de (Salinas et. al., 2018), la creciente demanda energética global genera la necesidad de incrementar la producción de recursos energéticos de bajo impacto ambiental como el gas natural, es por ello que se investigan nuevas opciones para hacer más eficiente el proceso de producción de líquidos de gas natural (LGN), principal producto de consumo energético en zonas desatendidas y rurales de Venezuela, particularmente en la Faja Petrolífera del Orinoco (FPO). Debido a esto, se seleccionó un campo de la FPO con gran cantidad de gas de venteo y la mayor cantidad de riqueza posible, para evaluar haciendo uso de matrices comparativas, la aplicación de una de las tres tecnologías evaluadas en el presente estudio que permiten la extracción de LGN y fraccionamiento en GLP, las cuales fueron: Gas Plant in a Bottle® (GPB), "Unit of Blocks for Production of Propane-Butane from Associated Petroleum Gas ®" y LPG-SEP™. Esta última resultó óptima para la corriente de venteo del campo de 41 MMPCN y riqueza de 1,74 GPM. Esta tecnología consiste en el uso de compresores, sistemas de criogenia y una innovadora membrana que aumenta la eficiencia del proceso de extracción de líquido produciendo a su mayor eficiencia: 34 MMPCS/D de gas pobre, 18.336 GAL/D de GLP y 880 BBL/D de gasolina natural.

Éste estudio permitió la evaluación de opciones alternativas a la producción común de LGN, sin embargo, no se evaluó completamente el proceso productivo del gas natural, asumiendo una corriente ideal con respecto al contenido de agua

y gases ácidos, es por ello que surge la necesidad de evaluar alternativas con características similares (modularidad y eficiencia) dedicadas a la deshidratación y endulzamiento de esta misma corriente de gas.

En éste sentido (A.A. Hubbard, 1991) plantea que la deshidratación es un paso esencial en el procesamiento del gas natural para cumplir con las especificaciones del hidrocarburo, la eliminación del agua es necesaria para evitar la condensación de una fase acuosa que puede provocar la formación de hidratos y corrosión en los sistemas de manejo de éste producto. Es por ello que evalúan los principales procesos comerciales de deshidratación del gas natural, los cuales son: absorción (deshidratación del glicol), adsorción (desecante), condensación (inyección de Glicol / methanol)

Posteriormente (Mckay et. al., 2012) evaluaron que cuando el gas ácido que contiene cantidades significativas de dióxido de carbono se procesa para el secuestro o la reinyección de EOR, generalmente se deshidrata con un proceso de absorción de glicol. Para evaluar la eficiencia de este proceso de tratamiento, examinaron tres procesos de deshidratación a modo de ejemplo, incluyendo comparaciones financieras, físicas, ambientales, de procesos y operativas, así discutiendo los pros y los contras de las opciones actualmente disponibles para finalmente demostrar por qué la absorción de glicol no es la mejor opción, especialmente en aplicaciones en alta mar donde el espacio es limitado. En general, cuanto más importante sea el objetivo del contenido de agua, más costoso, complejo y problemático será el proceso. Un desajuste generalmente resulta en recursos desperdiciados. Dependiendo de los requerimientos del cliente, se pueden elegir distintos métodos, si el requisito de contenido de agua es muy inferior a aproximadamente 4 lb / MMscf, la decisión es fácil ya que la adsorción (tamiz de mole, etc.) es realmente el único proceso viable. Entre aproximadamente 4 lb / MMscf y aproximadamente 20 lb / MMscf, la absorción (desecantes líquidos tales como glicoles o glicerol) puede formar parte de la mezcla. Sin embargo, el requisito de contenido de agua es superior a 20 lb /

MMscf para la gran mayoría de las aplicaciones de deshidratación de gases ácidos. Esto abre la puerta a procesos termodinámicos o de temperatura más simple, a menudo pasada por alto, que suelen ser más bajos en capital y en costos de operación. Un subconjunto de los procesos de deshidratación de gases ácidos basados en la temperatura es la auto-refrigeración. Esta opción generalmente proporciona la mejor economía, no tiene equipos rotativos, no produce emisiones fugitivas y tiene la huella física más pequeña, por un margen significativo. La auto-refrigeración debe ser un candidato principal para la deshidratación del gas ácido y es casi seguro que es la mejor opción para aplicaciones en alta mar y de espacios limitados.

II.2 Área de Estudio

El área de interés se encuentra en el territorio de la Republica Bolivariana de Venezuela, 7mo país a nivel mundial con mayores reservas probadas de gas natural y primero de Suramérica (BP, 2018).

De acuerdo a (PDVSA, 2016) Venezuela posee reservas probadas de gas natural de 201.349 MMMPC (34.715 MMBPE) al cierre de diciembre 2015, de los cuales 64.916 MMMPC (11.192 MMBPE) son gas asociado al petróleo que se encuentra en la Faja Petrolífera del Orinoco. La mayoría de las reservas de gas natural de Venezuela se encuentran asociadas al petróleo.

En este mismo orden de ideas, en Venezuela existen 4 grandes cuencas que contienen yacimientos de gas libre y asociado, tales como: cuenca Barinas-Apure, cuenca Maracaibo-Falcón, cuenca oriental y cuenca Carupano. Posteriormente, se realiza un análisis sobre la cantidad de reservas y se decide seleccionar un área en la cuenca oriental debido a que es la cuenta con mayores cantidades de reservas probadas en el país y la falta de facilidades en el área para el aprovechamiento del gas natural.

En la cuenca oriental se encuentra la Faja Petrolífera del Orinoco, la cual para el año 2016 producía 278 MMPCS/D por parte de una filiar de PDVSA denominada PDVSA Gas y 418 MMPCS/D producidas por PDVSA Exploración y Producción la cual es gas asociado.

II.2.1 Faja Petrolífera del Orinoco

Tal como lo menciona (Martinez, 2004) entre los años 1939 a 1954 se llevó a cabo un período intenso en la exploración de hidrocarburos y desarrollo de la industria en la cuenca oriental de Venezuela. La Canoa-1 fue el primer pozo perforado en la Faja del Orinoco, el 07 de Enero de 1936 por la Standard Oil Venezuela. Se realizaron varios estudios delineando una extensa región al sur de la cuenca y en una extensa franja al norte y paralela al río Orinoco, la cual fue llamada Faja Bituminosa del Orinoco. En la historia reciente los campos de la

Faja Petrolífera del Orinoco, Machete, Zuata, Hamaca y Cerro Negro fueron rebautizados como Boyacá, Junín, Ayacucho, y Carabobo.

La Faja del Orinoco se encuentra ubicada en la parte Sur de la cuenca oriental de Venezuela y al Norte del río Orinoco, cuenta con una extensión de 55.314 km² comprendida entre los Estados Guárico, Anzoátegui, Monagas y Delta Amacuro. La Faja del Orinoco corresponde a un sistema deltaico que geológicamente tuvo su origen en los sistemas fluviales del Macizo Guayanés y está representada por un homoclinal fallado con buzamiento suave hacia el Norte.

La Faja Petrolífera del Orinoco contiene grandes reservas probadas de hidrocarburos, tal como se expresa en la Tabla n° 1

Tabla n° 1. Reservas Probadas Faja Petrolífera del Orinoco

	BOYACÁ	JUNÍN	AYACUCHO	CARABOBO	TOTAL MMMBLS
POES MMMBLS	489	557	87	227	1360
RESERVAS PROBADAS MMMBLS	1	15	6	15	37

Fuente: (PDVSA, 2010)

El empuje por gas en solución es el mecanismo de producción predominante, es decir, que el crudo se desplaza con su propia energía en el yacimiento hasta el pozo productor, sin embargo en algunos casos se ha requerido de la inyección de vapor como estimulación para mejorar su movilidad.

Cabe destacar que a pesar de que la Faja Petrolífera del Orinoco cuenta con diversos bloques asignados y con planes de explotación tal como se muestra en la figura n° 1, la mayoría de estos no se han concretado, por lo cual representa una ventana de oportunidad para el desarrollo de nuevos proyectos.



Figura n° 1. Empresas mixtas establecidas en la Faja Petrolífera del Orinoco. (PDVSA, 2016)

II.3 Marco Teórico

II.3.1 Gas Natural

De acuerdo a lo expresado por (Academia Nacional de la Ingeniería y el Habitat, 2009) el gas natural es una mezcla de hidrocarburos que está compuesto principalmente por metano. Dicha mezcla contiene contaminantes, tales como vapor de agua, sulfuro de hidrogeno, dióxido de carbono y otros gases inertes.

Asimismo explica que debido a su versatilidad y baja contaminación está tomando mayor relevancia en la matriz energética mundial, cuando en los últimos 25 años el gas natural junto a las energías renovables han sustituido 11,8 millones de barriles diarios de petróleo equivalente.

Origen del Gas Natural

Tal como lo explican (Ghosh et. al., 2009) existen diversas teorías que revelan la formación del gas natural en el subsuelo, los mismos la engloban en las tres más importantes:

- **Metano Termogénico:** el material orgánico se comprime a altas presiones y temperaturas durante largos; de acuerdo con este proceso, la materia orgánica comprimida a altas presiones y temperaturas durante un extenso periodo de tiempo, generando así la formación de petróleo y gas. Existe una relación profundidad temperatura bajo la cual se explica que bajas presiones y poca profundidad forman poco gas natural, por lo tanto, a mayor profundidad y mayor temperatura se forma mayor cantidad de gas natural. Cabe destacar, que esta teoría es la más reconocida a nivel mundial.
- **Metano Biogénico:** microorganismos que se encuentran en el subsuelo actual sobre el material orgánico convirtiéndolo en gas natural.
- **Metano Abiogénico:** las moléculas de hidrogeno y carbono ubicadas en el subsuelo generan una reacción química debido a ciertos valores de presión y temperatura por lo cual forman gas natural

Propiedades del Gas Natural

Las propiedades que afectan el comportamiento del gas natural son (Rondón, 2014):

- **Peso Molecular:** El peso molecular es la suma de las masas atómicas de todos los átomos de una molécula de un compuesto específico.
- **Densidad:** La masa de gas dividida por su volumen a presión y temperatura especificadas (lb/PC).
- **Gravedad Específica (GE):** relación adimensional de la densidad de una sustancia con respecto a otra medida referencial, generalmente agua dulce para sustancias líquidas y aire para sustancias gaseosa. (Schlumberger, 2018).
- **Poder calorífico:** Capacidad de entregar energía por unidad de volumen (Btu/PCS, Kcal/mcs).
- **Riqueza (GPM):** Este representa el volumen de líquido que pueden obtenerse por cada mil pies cúbicos normales de gas natural, expresando

generalmente la riqueza del gas y la cantidad de compuestos tales como: propano, butano y demás componentes pesados, que en la práctica son los que pueden obtenerse como líquidos.

- **Puntos de Rocío de Agua ó de hidrocarburos:** la temperatura más baja por encima de la cual no ocurre condensación de agua ó de hidrocarburos a una presión especificada.
- **Compresibilidad del Gas:** es la capacidad de una sustancia gaseosa de modificar su volumen al ser aplicados cambios de presión o temperatura.
- **Presión pseudocrítica:** la más alta presión en la que una mezcla puede existir como gas en equilibrio con su líquido.
- **Temperatura pseudocrítica:** la más alta temperatura en la que una mezcla puede existir como gas en equilibrio con su líquido.

Composición del Gas Natural

Según (Manning et. al., 1991) el primer componente del gas natural es el metano y parafinas; así como la cantidad de hexanos e hidrocarburos más pesados es muy pequeña. En la tabla n° 2 se pueden observar los componentes típicos del gas natural.

Tabla n° 2. Componentes del gas natural.

Class	Component	Formula	Shorthand
Hydrocarbons	Methane	CH ₄	C1
	Ethane	C ₂ H ₆	C2
	Propane	C ₃ H ₈	C3
	i-Butane	iC ₄ H ₁₀	iC4
	n-Butane	nC ₄ H ₁₀	nC4
	i-Pentane	iC ₅ H ₁₂	iC5
	n-Pentane	nC ₅ H ₁₂	nC5
	Cyclopentane	C ₅ H ₁₀	
	Hexanes and heavier		C6+
Inert Gases	Nitrogen	N ₂	N2
	Helium	He	
	Argon	A	
	Hydrogen	H ₂	H2
Acid Gases	Oxygen	O ₂	O2
	Hydrogen Sulfide	H ₂ S	H2S
	Carbon Dioxide	CO ₂	CO2
Sulfur Compounds	Mercaptans	R-SH	
	Sulfides	R-S-R'	
	Disulfides	R-S-S-R'	
Water Vapor		H ₂ O	
Liquid Slugs	Free water or brine		
	Corrosion inhibitors		
Solids	Methanol	CH ₃ OH	
	Millscale and rust		
	Iron sulfide	FeS	
	Reservoir fines		

Fuente: (Manning & Thompson, 1991)

El sulfuro de hidrogeno y dióxido de carbono se pueden encontrar en grandes cantidades en el gas natural, lo cual lleva a (Rondón, 2014) a clasificar el gas natural de la siguiente manera:

- **Gas agrio:** aquel que cuenta con más de 2% de dióxido de carbono molar y más de 4 ppmv de sulfuro de hidrogeno.
- **Gas dulce:** no contiene sulfuro de hidrogeno, menos de 4 ppmv y $\text{CO}_2 < 2\%$ molar.
- **Gas ácido:** contiene sulfuro de hidrogeno y CO_2 .
- **Gas húmedo:** contiene grandes cantidades de agua, mayor a 5,625 lb/MMPC.
- **Gas seco:** gas que contiene poco agua, menor a 5,625 lb/MMPC.
- **Gas Rico:** contiene hidrocarburos más pesados que el metano, riqueza GPM (C_3+) > 2.
- **Gas Pobre:** poco contenido de hidrocarburos más pesados que el metano. GPM (C_3+) < 2.

En la tabla n° 3 se pueden identificar los requerimientos mínimos de calidad para con respecto al ente regulador del gas en Venezuela:

Tabla n° 3. Especificaciones de calidad del Gas Natural.

Componentes	Valores	
	Mínimo	Máximo
Sulfuro de Hidrógeno (H_2S)	-	4,16 ppm molar
Monóxido de Carbono (CO)	-	0,1 % molar
Dióxido de Carbono (CO_2)	-	2% molar
Agua (H_2O)	-	5,625 lb/MMPC
Nitrógeno (N_2)	-	1% molar
Hidrógeno (H_2)	-	0,1% molar
Oxígeno (O_2)	-	0,1% molar
Azufre	-	18,42 ppm molar
Mercurio (Hg)	Menores de 0,01 $\mu\text{g}/\text{Nm}^3$	
Metano (CH_4)	-	-
Etano (C_2H_6)	-	12%
Propano (C_3H_8)	-	3%
Butano+ (C_4H_{10+})	-	1,5% molar
Hidrocarburos Insaturados	-	0,2% molar

Fuente: (ENAGAS, 2007)

II.3.2 Fuentes de Gas Natural

De acuerdo con (Ecopetrol, 2014) el gas natural se encuentra al igual que el petróleo en yacimientos, este puede ser asociado (yacimientos de gas y petróleo combinados) o yacimientos de gas libre.

Venezuela contaba para el año 1988 con 2,86 billones de metros cúbicos (10.099 MMMPCS) de reservas probadas de gas natural, durante la etapa 1988-2004 dichas reservas aumentaron en 1,32 billones de metros cúbicos (4662 MMMPCS). El 90% de estas reservas son de gas asociado, lo cual resalta la poca inversión realizada en exploración de yacimientos de gas libre. Sin embargo, luego de la aprobación por parte del Ministerio de Petróleo para el desarrollo de yacimientos de gas libre ubicados en Anaco, explotación de yacimientos del Bloque E en el sur del lago de Maracaibo, los yacimientos de gas libre comienzan a tener una plusvalía en la industria energética nacional (Academia Nacional de la Ingeniería y el Habitat, 2009).

Según (PDVSA, 2010) en Venezuela existen 4 grandes cuencas que contienen yacimientos de gas libre y asociado que se pueden observar en la figura n° 2, tales como:

- Cuenca Barinas-Apure: cuenta con 64 MMBPE de reservas probadas, siendo la cuenca de Venezuela con menor cantidad de reservas de gas. (PDVSA, 2010).
- Cuenca Maracaibo-Falcón: cuenta con 5.866 MMBPE de reservas probadas, siendo la segunda cuenca de mayor importancia a nivel nacional. (PDVSA, 2010) .
- Cuenca oriental: cuenta con 25.164 MMBpe de reservas probadas, siendo esta la cuenca más importante del país en lo que a volumen se refiere. (PDVSA, 2010).
- Cuenca Carupano o Margarita: dicha cuenca cuenta con 2.543 MMBpe de reservas probadas. (PDVSA, 2010)

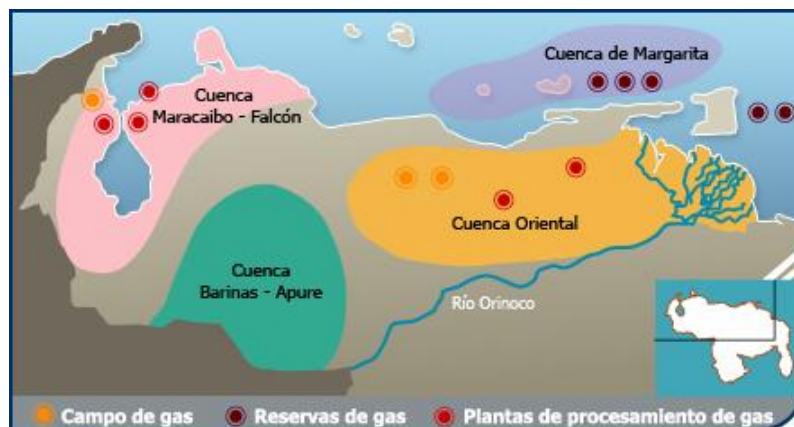


Figura n° 2. Localización de Cuencas de Reservas Probadas de Gas Natural en Venezuela.
(PDVSA, 2010)

II.3.3. Procesamiento del Gas Natural

El (Reglamento de la Ley de Hidrocarburos Gaseosos, 2000) define como procesamiento a toda actividad que comprende el separar y fraccionar los hidrocarburos que componen el gas natural, a través de procesos físicos y químicos. El sistema de procesamiento de gas natural se puede dividir en ocho secciones principales (Ghosh et. al., 2009):

1. Separación gas-petróleo.
2. Remoción de petróleo y condensado.
3. Deshidratación.
4. Tratamiento del gas natural (remoción de gases ácidos y otros contaminantes).
5. Extracción de los Líquidos del Gas Natural (LGN)
6. Fraccionamiento de los Líquidos del Gas Natural (LGN)
7. Compresión
8. Transporte

1. Separación Gas-Petróleo

Dicho proceso tiene lugar cuando se produce gas natural de un yacimiento de gas asociado, en principio, se utiliza el diferencial de presión con la intención de

separar los dos líquidos debido a la diferencia en sus gravedades específicas. Sin embargo, (Schlumberger, 2018) explica que en algunos casos se utiliza un recipiente que separa los fluidos del pozo en gas y líquido total, el cual puede ser horizontal, vertical o esférico. El petróleo sale del recipiente por el fondo a través de una válvula de control de nivel o de descarga y el gas sale por la parte superior. La segregación gravitacional es la fuerza más importante que ocurre durante la separación, lo que significa que el fluido más pesado se decanta en el fondo y el fluido más liviano se eleva hacia la superficie. Asimismo, dentro del recipiente, el grado de separación entre el gas y el líquido dependerá de la presión operativa del separador, el tiempo de residencia de la mezcla de fluido y el tipo de flujo del fluido. El diseño de un separador horizontal se muestra en la figura n° 3.

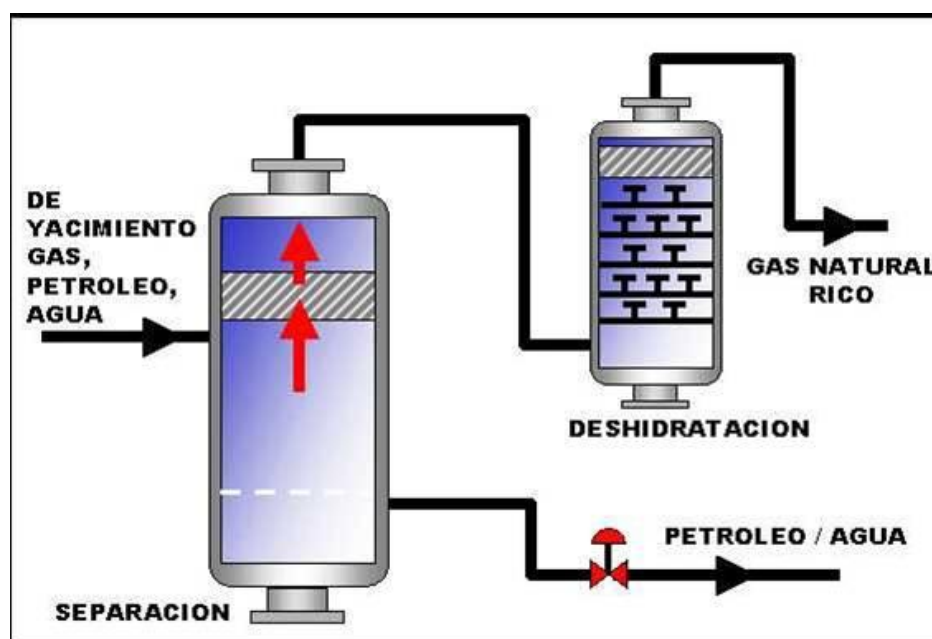


Figura n° 3. Esquema tipo de un Separador Vertical (ENAGAS, 2007)

2. Remoción de Petróleo y Condensado

De acuerdo a (Villalobos, 2011) el objetivo del sistema de separación es lograr que la producción del pozo, donde fluyen juntos gas y petróleo, sean separados y estabilizados; sin embargo, el cumplimiento de este fin está en función de las

propiedades y características de los hidrocarburos, así como de determinadas condiciones operativas.

Existen razones técnicas y económicas por lo cual es conveniente separar las fases gaseosas de las líquidas, tales como:

- Problemas operativos al tener fluidos de características y comportamientos distintos en un mismo sistema de recolección y transporte.
- El almacenamiento de líquidos y gases mezclados es difícil y muy costoso.
- La venta de hidrocarburos como materia prima se efectúa por fases separadas.

En la figura n° 4 se puede observar el funcionamiento de un sistema de recuperación de hidrocarburos líquidos:

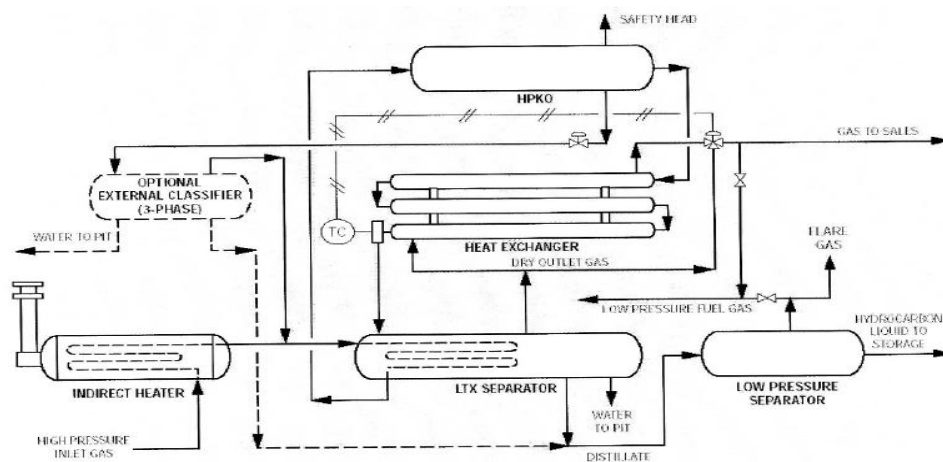


Figura n° 4. Sistema de recuperación de hidrocarburos líquidos. Fuente: (Ochoa et. al., 2011)

3. Deshidratación

Según (Ochoa et. al., 2011) la deshidratación es el proceso utilizado para separar agua y líquidos del gas natural con la intención de cumplir especificaciones comerciales, prevenir corrosión en la tubería y la formación de hidratos.

Existen diversas técnicas que permiten deshidratar el gas natural (Ochoa et. al., 2011), tales como:

- **Absorción usando desecantes líquidos (glicol):** debido a que el grupo hidroxil y éter forman asociaciones similares con moléculas de agua, por lo cual, son útiles para el proceso de deshidratación.
- **Adsorción usando desecantes sólidos (alumina, sílica gel y tamices moleculares):** los mismos se caracterizan por ser estructuras porosas internas con grandes áreas superficiales, los mismos presentan capacidades de 5 a 20% en peso y pueden secar gas natural a menos de 1 ppm de agua o un punto de rocío de -150 F.
- **Deshidratación con CaCl_2 :** el cloruro de calcio absorbe una libra de agua por libra de calcio antes de formar una salmuera, la dilución de la salmuera incrementa la capacidad a 3,5 lb de agua por cada libra de CaCl_2 . La salmuera producida no es reusable. Presenta grandes ventajas en localizaciones remotas.
- **Deshidratación por refrigeración:** los procesos de expansión y refrigeración se conocen también como separación a baja temperatura (LTS). Ellos emplean el efecto Joule-Thompson (J-T) para secar y recuperar los líquidos del gas natural. La expansión J-T requiere de una gran caída de presión para obtener todo el enfriamiento necesario para deshidratar el gas. Por ende, la refrigeración por expansión con o sin inhibición de hidratos se usa normalmente cuando el objetivo principal es recuperar el hidrocarburo.

Las más usadas comercialmente debido a sus ventajas comparativas respecto a las demás son (Ochoa et. al., 2011):

- **Deshidratación por Glicol:** Se han usado exitosamente cuatro glicoles para secar el gas natural: Etilenglicol (EG), Trietilenglicol (TEG), Dietilenglicol (DEG) y Tetraetilenglicol (TREG). El gas natural fluye a través de un separador de entrada con al intención de remover todas las impurezas líquidas y sólidos. Posteriormente el gas fluye adentro y hacia arriba a través del absorbedor o torre

contactora donde entra en contacto a contra corriente y es secado por el glicol. Finalmente el gas seco pasa a través de un intercambiador de calor de gas glicol y entra en la línea de venta. El glicol pobre o reconcentrado entra al tope del contactor donde fluye hacia abajo de bandeja en bandeja y absorbe agua del gas natural ascendente. El glicol húmedo o rico deja el absorbedor y fluye a través de una bobina en un acumulador donde es precalentado por el glicol caliente pobre. Después del intercambiador de calor glicol, el glicol rico entra en la columna de despojamiento y fluye hacia abajo de la sección de lecho empaquetada hasta dentro del rehervidor. La corriente generada en el rehervidor despoja el agua del glicol líquido mientras sube por el lecho empaquetado. El vapor de agua y el gas natural desorbido es venteado en el tope del despojador. El glicol caliente desconcentrado fluye hacia afuera del rehervidor y entra al acumulador donde se enfría por intercambio de calor con el glicol líquido. Finalmente el glicol pobre fluye a través del intercambiador de calor glicol-gas y es rebombeado dentro del tope del absorbedor, el proceso se puede observar en la figura n°5. Una unidad TEG correctamente diseñada y operada, deshidratará el gas natural con menores dificultades y requiere un mantenimiento menor.

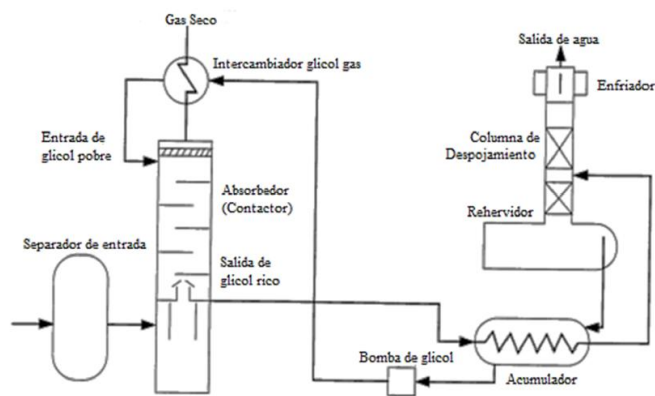


Figura n° 5. Sistema de Deshidratación por Glicol (Ochoa et. al., 2011)

- Deshidratación por desecante sólido:** los desecantes sólidos son generalmente más eficientes que los TEG. Estos tipos de sistemas de deshidratación son los más adecuados para manejar grandes volúmenes de gas a muy alta presión. El diseño esquemático de un sistema basado en tamices moleculares se muestra en la figura n° 6. Los desecantes sólidos se manufacturan cuidadosamente para maximizar la adsorción. Los granos de desecantes sólidos se caracterizan por una estructura porosa interna la cual genera una gran superficie interna ($500 \text{ m}^2/\text{gr}$) con un radio muy pequeño de curvatura ($0,001\text{-}0,2 \text{ }\mu\text{m}$). La presión parcial de equilibrio de vapor de agua sobre tal superficie curva cóncava es mucho menor que la superficie plana de arriba y por ende, los desecantes secos exhiben una gran afinidad para el agua. En general, se requieren dos o más lechos desecantes (torres) para una operación continua. Después de un cierto período de tiempo (es decir, después de tratar cierto volumen del gas natural) el lecho se agota. En este punto, el contenido de agua del gas tratado puede no cumplir con la especificación requerida, y la corriente de gas se desvía al segundo lecho. El lecho agotado necesita ser regenerado. Para regenerar el lecho desecante, se pasa un gas caliente, generalmente aire, a través del lecho desecante, eliminando el agua del desecante. Después de la regeneración, la cama se enfría y está lista para su uso.

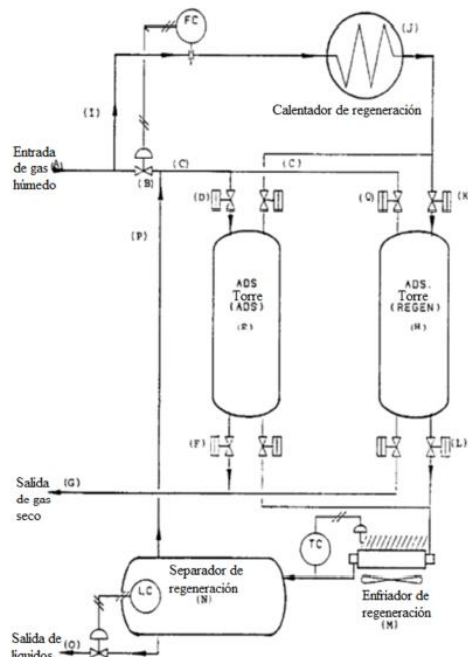


Figura n° 6. Sistema de Deshidratación por desecantes sólidos (Ochoa et. al., 2011)

4. Tratamiento del Gas Natural

Dicho proceso consiste en eliminar el sulfuro de hidrógeno (H_2S), el dióxido de carbono (CO_2), el vapor de agua, el nitrógeno, el helio y el oxígeno presentes en la corriente de gas natural. En presencia de agua, el CO_2 forma ácido carbónico que es corrosivo. El CO_2 también reduce el poder calorífico del gas y si la concentración de CO_2 es más de 2-3%, el gas no es atractivo comercialmente.

Cabe acotar que el H_2S es un gas tóxico y muy corrosivo para las facilidades de superficie. Los procesos de tratamiento con aminas eliminan estos contaminantes de modo que el gas cumpla las especificaciones técnicas necesarias para su transporte y comercialización (Ghosh et. al., 2009)

- **Proceso de tratamiento con aminas:** las aminas presentan propiedades que permiten remover de manera más efectiva el CO_2 y el H_2S . Existen varios tipos de aminas que permiten remover el CO_2 y el H_2S , cada una presenta ventajas respecto a las demás, dependiendo de qué gas se

encuentre en mayor cantidad en la mezcla. Las aminas comúnmente usadas son las siguientes:

- MEA (monoetanolamina): se utiliza principalmente en aplicaciones de tratamiento de gas natural a baja presión que requieren especificaciones rigurosas de gas de salida.
- MDEA (metildietanolamina): remueve de manera más eficiente el H_2S que el CO_2 , lo que permite cierto "deslizamiento" de CO_2 mientras retiene la capacidad de eliminación de H_2S .
- DEA (dietanolamina): se utiliza para instalaciones de tratamiento de media a alta presión y no requiere recuperación, como se requiere para los sistemas MEA y DGA (diglicolamina).
- Solventes Formulados (Especializados): una variedad de solventes mezclados o especiales están disponibles en el mercado para la eliminación de H_2S y CO_2 .

El H_2S remanente cuenta con varios usos comerciales, ya que, de él se obtiene el azufre o ácido sulfúrico, sin embargo, normalmente no se cuenta con facilidades para este aprovechamiento, por lo cual se decide oxidar a SO_2 y luego liberar a la atmósfera a través de una chimenea.

El proceso consiste básicamente en que el gas ácido entra en la parte inferior del contactor o torre de absorción y la solución de amina pobre se rocía desde la parte superior. El gas purificado fluye desde la parte superior de la torre. La solución de amina que contiene los gases ácidos absorbidos ahora se considera una corriente rica. La amina pobre y la amina rica fluyen a través del intercambiador de calor en dirección contraria a la corriente, calentando la amina rica. A continuación, la amina rica se calienta adicionalmente en la columna de regeneración mediante vapor. El vapor que sube a través de él aún libera H_2S y CO_2 , regenerando la amina. Los gases ácidos y vapor separados de la amina rica se condensan y se enfrían. El agua condensada se separa en el acumulador de reflujo. La amina pobre, regenerada y caliente se enfría en un enfriador de aire y

se hace circular a la torre del contactor, completando el ciclo (Ghosh et. al., 2009). El proceso de endulzamiento del gas es mostrado en la figura n° 7.

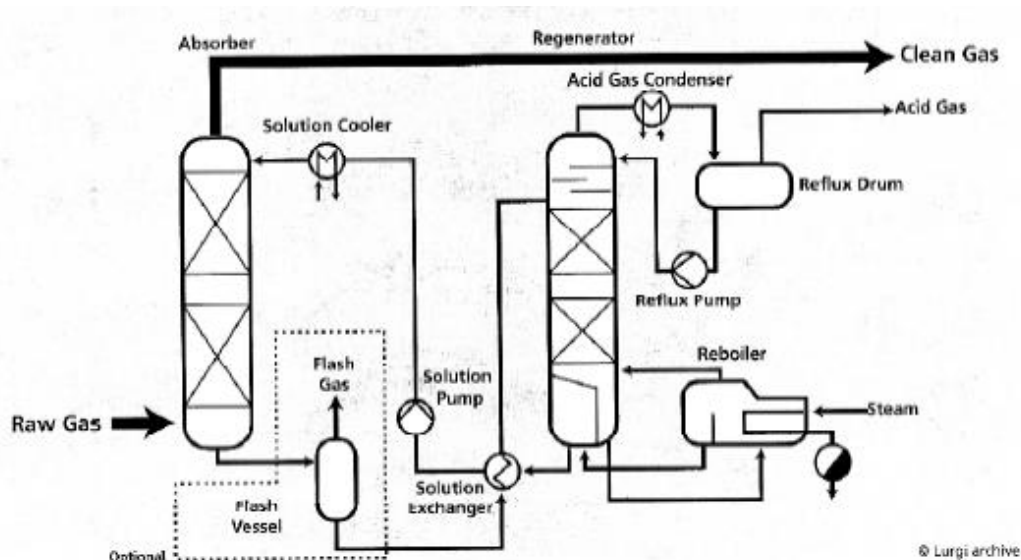


Figura n° 7. Proceso de Endulzamiento del Gas con Aminas. (Ghosh et. al., 2009)

5. Extracción de los Líquidos del Gas Natural (LGN)

El LGN se refiere a los componentes recuperados del gas natural tales como el etano y fracciones pesadas, se puede recuperar de la corriente usando dos métodos: criogénico y métodos de absorción (no criogénicos). El 90% de los líquidos de gas natural producidos se extraen por expansión criogénica y por absorción. (Ghosh et. al., 2009)

Según (Ochoa et. al., 2011) existen diversas tecnologías como por ejemplo:

- **Absorción con aceite pobre:**

En este método, el gas natural se pone en contacto con un aceite magro (peso molecular de aproximadamente 150 lb/lbmol en una columna absorbente a una temperatura de aproximadamente 100 ° F. El aceite que tiene una alta afinidad por los LGN se usa en la columna de absorción. Dicho proceso mostrado en la figura n° 8, permite la recuperación de alrededor del 75% de los butanos, y del 85 al 90% de los pentanos y moléculas más pesadas de la

corriente de gas natural. La extracción de LGN se puede mejorar usando un peso molecular bajo refrigerado.

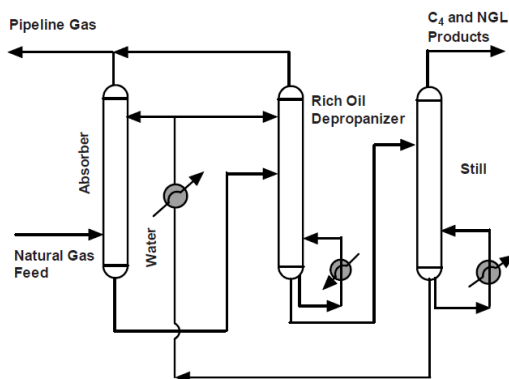


Figura n° 8. Absorción con aceite pobre (Ghosh et. al., 2009)

- **Enfriamiento y condensación**

El proceso de refrigeración directa sólo puede ser utilizado para el control del punto de rocío cuando la recuperación de líquido es necesaria o deseada. Asimismo, el proceso puede ser utilizado para la alta recuperación de propano y, en el caso de los gases ricos, para recuperación de etano en cantidades. El nivel de recuperación es directamente proporcional a la presión de gas de alimentación, de la composición del gas y el nivel de temperatura en el chiller. Usualmente, se puede lograr una mayor eficiencia de recuperación con un gas de alimentación más rico. El proceso de refrigeración directa se utiliza generalmente con un sistema de inyección de glicol. Esta configuración que se observa en la figura n° 9, está limitada en la temperatura de operación por la viscosidad del glicol en las temperaturas más bajas. Además, el enfriamiento es normalmente proporcionado por la refrigeración del propano el cual limita a refrigerar hasta -44°F a presión atmosférica, y por lo tanto se alcanza una temperatura de proceso de alrededor de -40°F (Ochoa et. al., 2011)

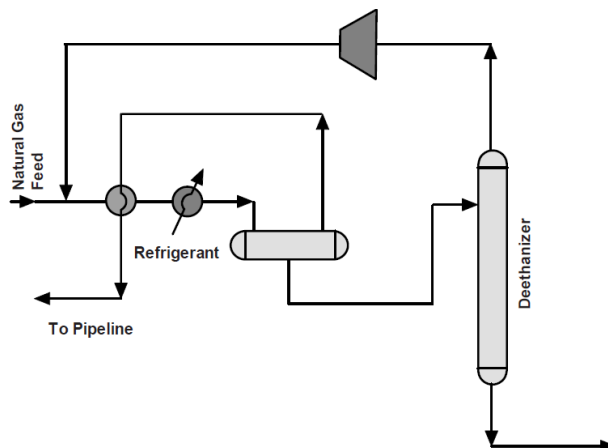


Figura n° 9. Sistema de extracción de LGN por refrigeración. (Ghosh et. al., 2009)

De acuerdo a (Ghosh et. al., 2009) existen múltiples desarrollos de refrigeración que se han ido desarrollando a medida que pasa el tiempo, como por ejemplo: refrigeración en cascada, Joule Thompson (JT) proceso de expansión, y proceso de turbo expansión, todos con la finalidad de reducir aún más la temperatura.

6. Fraccionamiento de los Líquidos del Gas Natural (LGN)

El LGN recuperado se separa en diferentes fracciones para aumentar su valor del producto, en este paso separa el etano de la corriente de LGN. Seguidamente, el propano se separa en el despropanizador, luego el desbutanizador hierve los butanos, dejando los pentanos y más pesados. Por último, un divisor de butano o desisobutanizador se utiliza para separar los isobutano y los butanos normales. (Ghosh et. al., 2009).

Según (Ochoa et. al., 2011) para fraccionar el LGN y que dicho proceso sea económica rentable, el gas natural debe tener al menos un 1,3% molar de propano, de lo contrario debe hacerse un análisis para instalar facilidades distintas que permitan recuperar GLP.

El proceso utiliza el principio de la destilación el cual se puede identificar en la figura n° 10, lo cual resulta lo más rentable para separar componentes de una mezcla, dicho proceso consiste en separar componentes por la dificultad de separación así como por la pureza. Los componentes más livianos sube, los más pesados bajan, así el profundo de fondo en una torre es el alimento a la próxima torre. Cabe destacar que mientras más dificultad de separación haya en la mezcla, mas alta será la torre.

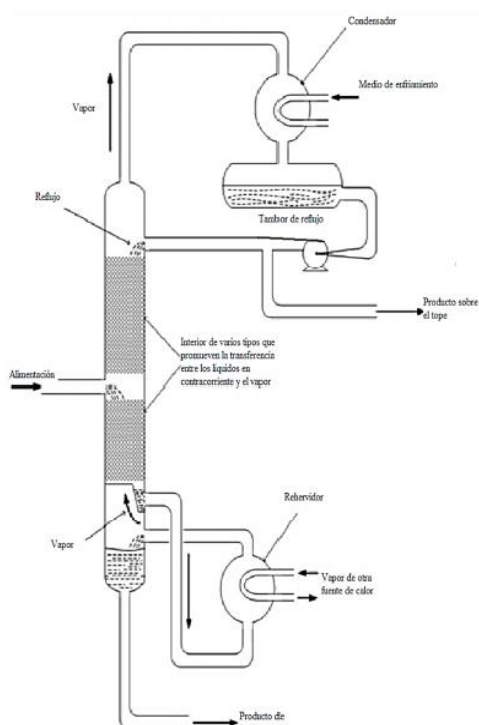


Figura n° 10. Diagrama esquemático de fraccionamiento (Ochoa et. al., 2011)

Cabe destacar que para la presente investigación se utilizara la tecnología LPG-SEP™. LPG Recovery from Associated Gas, es una tecnología modular innovadora desarrollada por la compañía Membrane Technology & Research, Inc (2016), teniendo como premisa: *“El gas asociado a menudo no puede usarse en pozos remotos y la corriente total tiene que ser quemada, desperdiciando un recurso valioso y contaminando el ambiente... La recuperación de GLP a partir*

de estos gases de combustión ahorra valiosos hidrocarburos y permite utilizarlos localmente”

Según los fabricantes, el sistema es considerado una buena opción para reducir los volúmenes de gas venteado, reduciendo considerablemente las emisiones de carbono, mientras que la mayor parte de los BTU del gas asociado se recupera para consumo en el mercado interno. Mientras que para algunos casos de gas asociado, el LPG-Sep TM permite que el metano remanente sea recuperado fácilmente en unidades de gas natural licuado, con la finalidad de utilizarlo como combustible para consumidores cercanos.

Descripción del Proceso LPG-Sep TM

El LPG-Sep TM consiste básicamente en 4 pasos descritos a continuación:

1. Se recibe el gas de venteo y se envía un sistema de compresión a 350 psi aproximadamente
2. El gas comprimido pasa a un sistema de enfriamiento donde se condensará el C₃+ aplicando un proceso de enfriamiento por agua a 60 °F.
3. Este flujo criogénico se divide en dos, un gas pobre y unos LGN condensados; en el caso del gas condensado o líquidos de gas natural, pasan a un proceso de fraccionamiento donde se produce el GLP requerido y condensados para almacenamiento y comercialización.
4. Con respecto al gas residual que se obtiene del proceso de enfriamiento, es enviado a un separador de membrana, el cual tiene la finalidad de separar los componentes ricos en C₃+ en esta corriente para reinyectarlos al sistema de compresión, mientras que el metano y etano correspondiente al gas pobre, será destinado a producción para consumo interno o local.

En la figura n° 11 se muestra el proceso descrito para el procesamiento del gas aplicado por LPG-Sep TM.

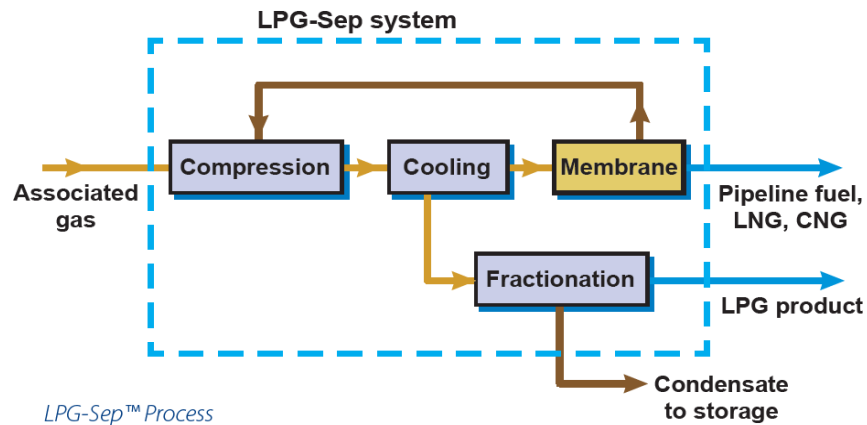


Figura n° 11. Diagrama esquemático de extracción y fraccionamiento de LGN (Membrane Technology & Research, Inc, 2016)

7. Compresión

La compresión se refiere al aumento de energía que se logra en un fluido gaseoso por medio de un trabajo que se efectúa sobre él. El gas natural se somete a un proceso de compresión para elevar su nivel energético, los compresores tienen como función principal aumentar la presión del gas, por lo cual el compresor somete el gas a un trabajo de tal manera que se incremente la energía total del mismo, este incremento se manifiesta por aumentos de presión y temperatura. Este proceso puede darse en una o varias etapas y es un proceso vital al momento de transportar el gas por tubería.

De acuerdo a lo expresado por (U.S. EPA Office of Air Quality Planning and Standards (OAQPS), 2014) los principales tipos de compresores son unidades de flujo positivo o de flujo intermitente y unidades de flujo continuo. Posteriormente, la clasifica de la siguiente forma:

- **Unidades de desplazamiento positivo:** son aquellas en las que volúmenes sucesivos de gas se confinan dentro de un espacio cerrado y se elevan a una presión más alta.
 - **Compresores recíprocos:** son máquinas de desplazamiento positivo en las que el elemento de compresión

y desplazamiento es un pistón que tiene un movimiento recíproco dentro de un cilindro.

- **Compresores rotativos de desplazamiento positivo:** son máquinas en las que la compresión y el desplazamiento se efectúan por la acción positiva de los elementos giratorios.
- **Unidades de flujo continuo:** son aquellas en las que un elemento que gira rápidamente acelera el gas a medida que pasa a través del elemento, convirtiendo el cabezal de velocidad en presión, parcialmente en el elemento giratorio y parcialmente en un difusor u cuchillas estacionarias.
 - **Compresores centrífugos:** el proceso consiste en que uno o más impulsores giratorios, generalmente envueltos en los lados, aceleran el gas. El flujo principal de gas es radial.
 - **Expulsores:** máquinas que usan un flujo de gas o vapor a alta velocidad para arrastrar el gas que entra, luego convertir la velocidad de la mezcla a presión en un difusor.

A continuación se muestran en la figura n° 12 distintos tipos de compresores de acuerdo a las condiciones de operación de cada uno.

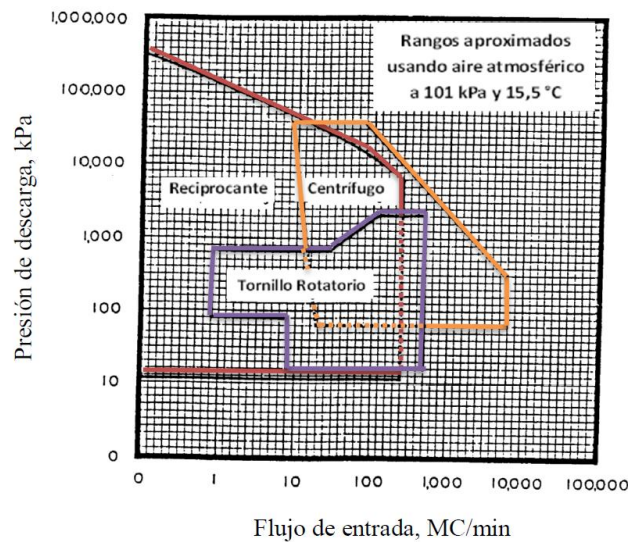


Figura n° 12. Rango general de aplicación de Compresores. (Ochoa et. al., 2011)

8. Transporte

Es el conjunto de actividades necesarias para recibir, transportar y entregar el gas natural desde la zona de su producción hacia un punto de distribución, lo cual necesita gasoductos y plantas de compresión si se transmite el hidrocarburo en estado gaseoso o facilidades de licuefacción, regasificación y desplazamiento por cabotaje si se transporta en estado líquido. (ENAGAS, 2007)

Existen diversas formas de transportar del gas natural, (Ochoa et. al., 2011) las clasifica de la siguiente forma:

- **Gasoductos:** El gasoducto está formado por tubos de aceros muy elásticos y unidos entre sí por medio de soldaduras recubiertos de polietileno. El diámetro es directamente proporcional a corriente de gas natural que vaya a fluir por ella. La principal ventaja del gasoducto sobre transportes alternativos es su economía y su seguridad. Su impacto ambiental es mínimo.
- **Licuar y exportar (GNL/LGN):** Al licuar el gas, el producto tiene un volumen seiscientos veces menor que en estado gaseoso, lo que permite disminuir los costos de transporte llevándolo en barco a grandes distancias. Además, convertido en líquido, el gas no arde ni explota, de modo que se mejora notablemente la seguridad de la navegación. En el caso del GNL, una vez regasificado, su distribución se realiza a través de la red de gasoductos; no obstante, también puede ser distribuido utilizando camiones cisternas especiales.
- **Barco Gasífero:** los buques de transporte de gas natural licuado, también denominados metaneros, son probablemente los barcos mercantes más sofisticados y de más alta tecnología. Todos cuentan con doble casco y en el lugar de las bodegas tienen habilitados uno o varios depósitos criogénicos que permiten mantener la carga a 162°C

bajo cero. En función del aislamiento de los tanques, estos transportes pueden ser de dos tipos, ambos igualmente idóneos, de modo que resulta muy difícil distinguir el mejor: metaneros de membrana (su cubierta sobresale una gran estructura, normalmente prismática) o metaneros KvaernerMoss (aleación de aluminio y de forma esférica).

- **Comprimir y Exportar (GNC):** El GNC es el gas natural que, al ser comprimido, es utilizado como combustible alternativo para la propulsión del automotor. Éste se puede exportar mediante sistemas de gasoductos.
- **GLP envasado:** que se utiliza casi exclusivamente como combustible doméstico y en la calefacción.
- **GLP almacenado en tanque estacionario:** que se utiliza principalmente en los sectores comercial, agricultura, y en determinadas industrias.

II.3.4 Cadena de Valor del Gas Natural

De acuerdo a (Ochoa et. al., 2011) la cadena de valor es fundamentalmente una forma de análisis de la actividad empresarial mediante la cual se descompone una empresa en sus partes constitutivas buscando identificar ventajas competitivas así como aquellas actividades generadoras de valor.

El gas natural presenta oportunidades de negocios en todos y cada uno de los eslabones de su cadena de valor requiriendo cantidades de recursos humanos, insumos y servicios para la definición y ejecución de sus proyectos

Asimismo la primera fase de la cadena es la exploración y desarrollo de reservas y su inyección para la recuperación adicional de crudo directamente “in situ” o a través de empresas de servicios. Una vez obtenida la primera burbuja de gas natural, ésta, luego de pasar por las etapas de manejo, compresión y almacenaje viaja por gasoductos hacia su tratamiento y procesamiento donde es tratado para

reducir su contenido de azufre, agua e impurezas y después, va a los sistemas de recolección para el posterior fraccionamiento con la intención de generar GLP, gasolina natural, etc. Adicionalmente se realiza la producción del gas natural licuado (GNL), mediante un proceso de conversión a líquido enfriándolo a -162°C para facilitar el transporte desde donde se encuentran las reservas, alejadas hasta los centros de consumo, lo que da origen al próspero negocio del transporte marítimos GNL o por su denominación inglesa de LNG.

En esta parte de la cadena de valor de gas se ha desarrollado el productivo sector de transporte marítimo, un negocio especializado que opera tecnologías criogénicas, la industria de la configuración de flota, construcción y diseño de buques.

Posteriormente, el gas llega a la ciudad donde se origina la más rentable fase de distribución a mercados minoristas o al detal con actividades de tendido de tuberías a través de zonas urbanas y oferta de equipos y aparatos que funcionan con el producto en hogares, establecimientos comerciales y servicios públicos.

II.3.5 Importancia y Mercado

El gas natural se posiciona como una de las principales fuentes de energía, usada tanto para uso doméstico como para uso industrial o comercial, es un tipo de energía menos dañina para el medio ambiente, segura, económica y la única alternativa que, en la práctica, puede sustituir masivamente al carbón y al petróleo.

Usos del Gas Natural:

El gas natural tiene diversos usos en la rama industrial, comercial y residencial, así como para el transporte y generación eléctrica. Ofrece amplias ventajas en el ahorro energético y en procesos industriales que requieren ambientes limpios, procesos controlados y combustibles altamente eficientes (Ghosh et. al., 2009)

Según (Ochoa et. al., 2011) los usos del gas natural se clasifican de la siguiente forma:

- **Sector industrial:** Los consumidores industriales, que representan el 44% del mercado global, usan el combustible en industrias y molinos para la fabricación de gran variedad de productos, desde papel hasta automóviles. Los clientes de este segmento que usan el gas como combustible e insumo para procesos se desempeñan en las áreas de generación de vapor, industria de alimentos, secado, cocción de productos cerámicos, fundición de metales, papel, tratamientos térmicos, temple y recocido de metales, generación eléctrica, producción de petroquímicos, textiles, sistemas de calefacción y hornos de fusión, entre otros.
- **Sector Comercio y Servicios:** Este importante sector del desarrollo demanda mundialmente alrededor del 14% del consumo utilizándolo para el confort, aire acondicionado, calefacción, agua caliente y los negocios relacionados con el procesamiento de alimentos a gran escala, establecimientos de comida rápida, hoteles, hospitales, escuelas, universidades, centros comerciales, lavanderías, edificios de oficinas y almacenes.
- **Sector de generación eléctrica:** La electricidad es el sector de mayor demanda y futuro para los usos del gas. La introducción de nuevas tecnologías en las centrales de generación de ciclo combinado (CGCC), de la turbina de gas (TG) y los ciclos combinados (CC) como el sistema dominante para la generación eléctrica en todo el mundo, se ha traducido en menor costo de instalación por kilovatio generado, en programas de construcción de infraestructura más cortos, bajos niveles de emisiones contaminantes del aire y por ende, costos de operación más competitivos.
- **Sector residencial:** Este sector genera el mayor intercambio comercial, aguas abajo, en términos de ventas al detal/facturación/clientes de toda la cadena de valor del gas. Las compañías han desarrollado un amplio

catálogo industrial y de mercado a escala global y local de equipos, artefactos y accesorios para el hogar, tales como: línea blanca, calentadores de agua, muebles, cocinas, calefacción, autogeneradores de energía.

- **Sector transporte:** La demanda de gas natural en el sector del transporte vehicular está en incremento, hasta agosto de 2009, 85 países aplican programas de gas comprimido vehicular y el parque de autos, caminos y buses ascendía a 10.514.373 unidades, siendo abastecidos por 15.919 estaciones de recarga despachando a un promedio combinado de 1.054.810 MMMC/mes, según la revista Gas Magazine Latinoamericana, de Caracas. Las principales ventaja del uso de gas natural como combustible vehicular es la economía, contribución al ambiente y seguridad.

Mercado del gas natural a nivel mundial

Tal como lo exponen (Ochoa et. al., 2011) la industria del gas natural era considerada como un monopolio estatal. No obstante, la liberalización de los mercados de gas natural está cambiando esta situación en muchos países, en un proceso de separación de la oferta de gas natural de los servicios de transporte, ampliando las posibilidades de los consumidores, dando así más libertad a las compañías de transporte.

En este mismo orden de ideas, como se muestra en la figura n° 13, la producción de gas natural se incrementó en 131 mil millones de metros cúbicos (4626 MMMPCS), o un 4%, casi el doble de la tasa de crecimiento promedio a 10 años del 2,2%. El crecimiento ruso fue el más grande de lejos, con 46 mil millones de metros cúbicos (1624 MMMPCS), seguido por Irán con 21 mil millones de metros cúbicos (742 MMMPCS), y Australia con 17 mil millones de metros cúbicos (600 MMMPCS). El consumo de gas aumentó en 96 mil millones de metros cúbicos (3390 MMMPCS), o 3%, el crecimiento más rápido desde 2010. El crecimiento fue impulsado por China (31 mil millones de metros cúbicos o

1094 MMMPCS, o 15.1%), Medio Oriente (28 mil millones de metros cúbicos o 989 MMMPCS) y Europa (26 mil millones de metros cúbicos o 918 MMMPCS). El consumo en los Estados Unidos cayó un 1,2%, o 11 mil millones de metros cúbicos (389 MMMPCS).

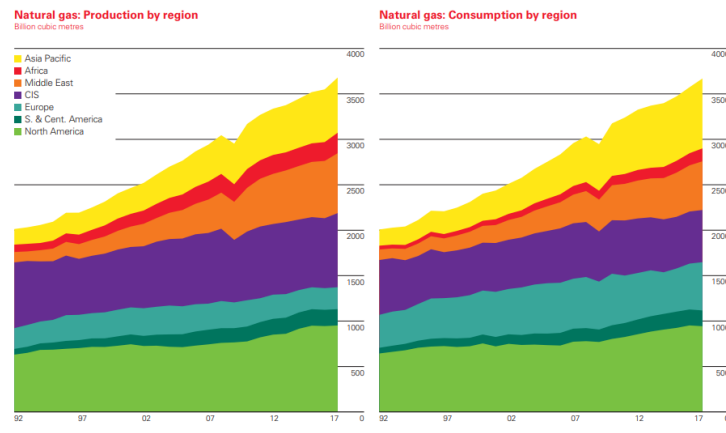


Figura n° 13. Producción mundial de Gas Natural. Fuente: (BP, 2018)

Cabe destacar que Venezuela puede jugar un papel preponderante en el mercado del gas natural, ya que, cuenta con grandes reservas de gas. Actualmente Trinidad y Tobago y Perú son los principales competidores de Venezuela en Suramérica, sin embargo, las reservas están en pleno descenso lo cual es una ventana de oportunidad para Venezuela. (BP, 2017)

El Gas Natural define sus precios al igual que los demás hidrocarburos, rigiéndose con la ley de la oferta y la demanda, sin embargo, al ser una fuente de energía, otros factores como los conflictos políticos y sociales nivel mundial influyen de manera determinante en la fijación de precios del mismo.

Existen diversos marcadores, los cuales van variando de forma armónica en relación unos con otros, tal como se expresa en la figura n° 14.

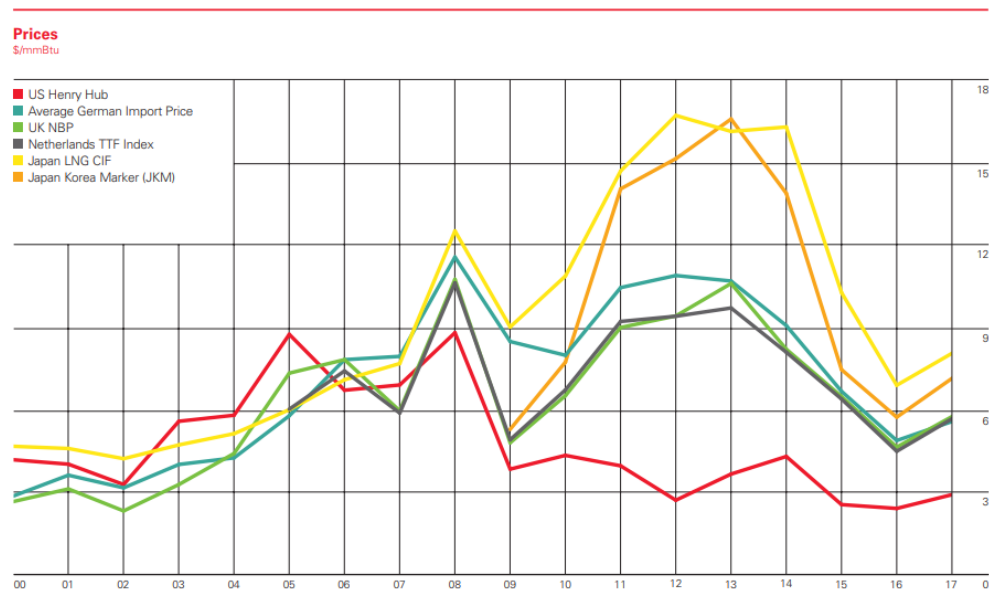


Figura n° 14. Precios de Marcadores de Gas Natural (BP, 2018)

II.3.6 Productos derivados del Gas Natural.

Según (Ochoa et. al., 2011) los derivados del procesamiento del gas natural se clasifican de la siguiente forma:

Gas metano: es el principal componente del gas natural el cual es incoloro, inodoro e inflamable bajo condiciones normales. El metano es el primer miembro en la serie de alcanos.

La industria petroquímica lo usa de forma masiva para producir fertilizantes y alcoholes.

Etano: es un hidrocarburo en estado gaseoso (a condiciones atmosféricas), incoloro y combustible que se encuentra en el gas natural y en el petróleo. Éste consiste en dos átomos de carbono y seis átomos de hidrógeno.

Propano: es un hidrocarburo en estado gaseoso (a condiciones atmosféricas) que se usa como combustible. Es un componente que se encuentra en pequeñas cantidades en el gas natural y principalmente en el gas licuado del petróleo (GLP).

Normal-Butano: El n-butano se usa comúnmente como gasolina, ya sea como componente de mezcla o a través de isomerización para transformarlo en iso-butano.

Iso-Butano: Los tres principales usos del iso-butano en los mercados son como materia prima para la producción de MTBE (Metil Ter Butil Éter), el cual se está eliminando gradualmente, se usa también como materia prima en la producción de gasolina reformulada, y como materia prima para la producción de óxido de propileno.

Gasolina Natural: es un término usado en la industria procesadora de gas para referirse a una mezcla estabilizadora de hidrocarburos líquidos, tales como pentano, hexano y heptano e hidrocarburos pesados, que se extraen durante procesamiento del gas natural, el mismo se encuentra en fase líquida

En la siguiente figura n° 15 se expresa el uso de cada uno de los productos del gas natural:

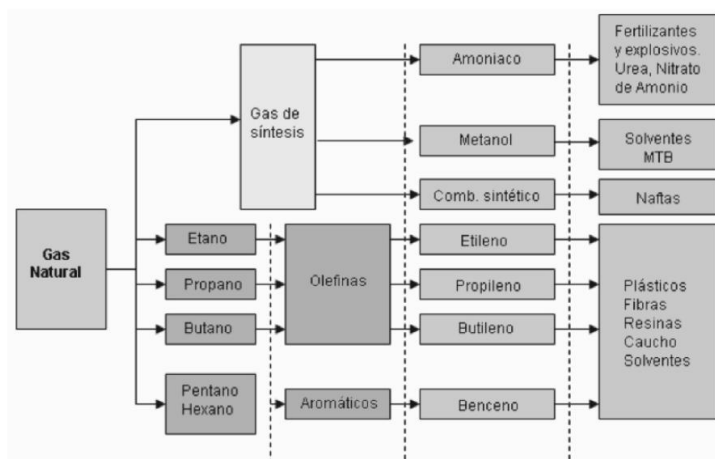


Figura n° 15. Principales productos derivados del gas natural. (Academia Nacional de la Ingeniería y el Habitat, 2009)

II.3.7 Facilidades para la utilización de gas natural en Venezuela

Según (Academia Nacional de la Ingeniería y el Habitat, 2009) el gas natural tiene diversos usos en el país. El metano, principal componente del gas natural

cubre el 42% de la matriz energética del país, un 73% se usa en la industria petrolera y el restante se divide en el mercado interno (27% para generación eléctrica, 28% en las empresas de Guayana, 21% en la industria petroquímica, 18% en uso residencial y comercial y el restante en la industria del cemento). Sin embargo, todos los sectores mencionados anteriormente presentan demandas de gas natural mayores a las que se les oferta actualmente. En la siguiente figura n°16 se esquematiza el uso del gas natural en Venezuela:

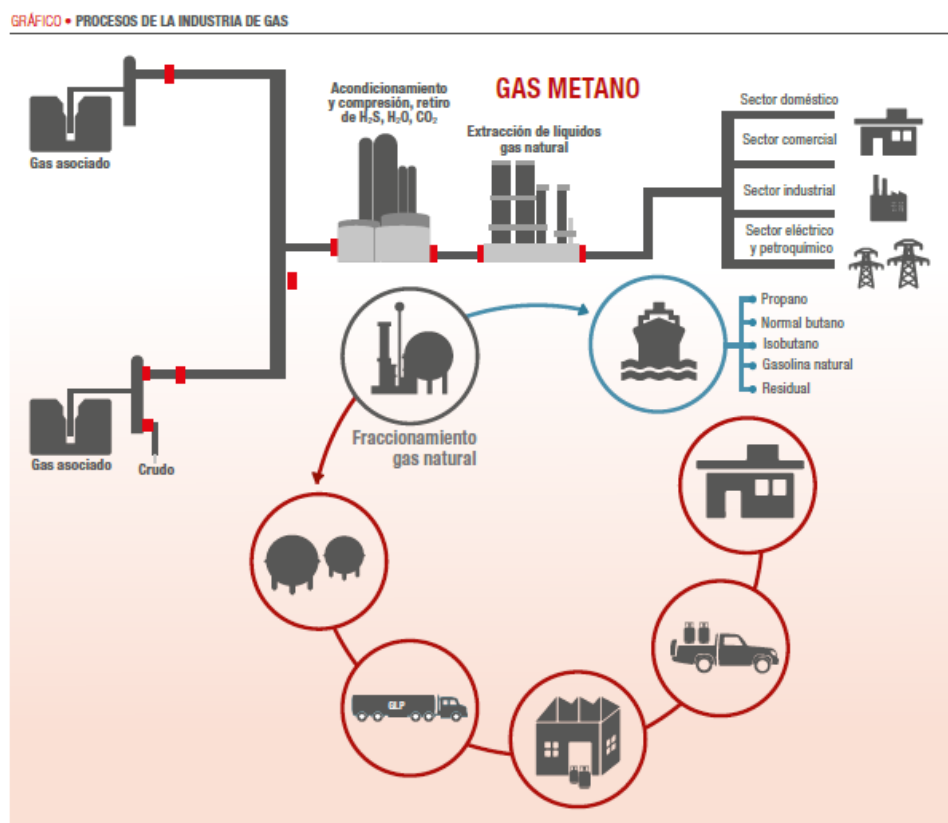


Figura n° 16. Principales productos derivados del gas natural. (PDVSA, 2016)

Venezuela cuenta con 48 plantas de compresión de gas natural en el occidente del país y 102 plantas en el oriente (PDVSA, 2016), las cuales son necesarias para transportar el gas hasta las tuberías que posteriormente se encargaran de distribuir el gas hacia el consumidor final. Sin embargo, la compresión es uno de los principales problemas para el manejo del gas natural debido a que las

facilidades de compresión no son suficientes para manejar los volúmenes de gas natural producidos.

Luego, de los líquidos extraídos del gas natural, en el año 2016 se distribuyó un total de 131,3 MBBL/D, a fin de cumplir las demandas de los sectores del país mostrados a continuación en la tabla n°4.

Tabla n° 4. Ventas de LGN por sector.

TABLA • VENTAS DE LGN POR SECTOR

Ventas LGN	MBD
Mercado interno	43
Pequiven	40
Filiales	43
Exportaciones PDVSA Gas	1,8
Exportaciones PDVSA Petróleo	3,2
Industrialización	0,3
Total	131,3

Fuente: (PDVSA, 2016)

Cabe destacar que para extraer líquidos del gas natural, dicha corriente debe ser tratada para posteriormente ser fraccionada y distribuida. Venezuela cuenta con las siguientes facilidades que se observan en la figura n° 17 a continuación.

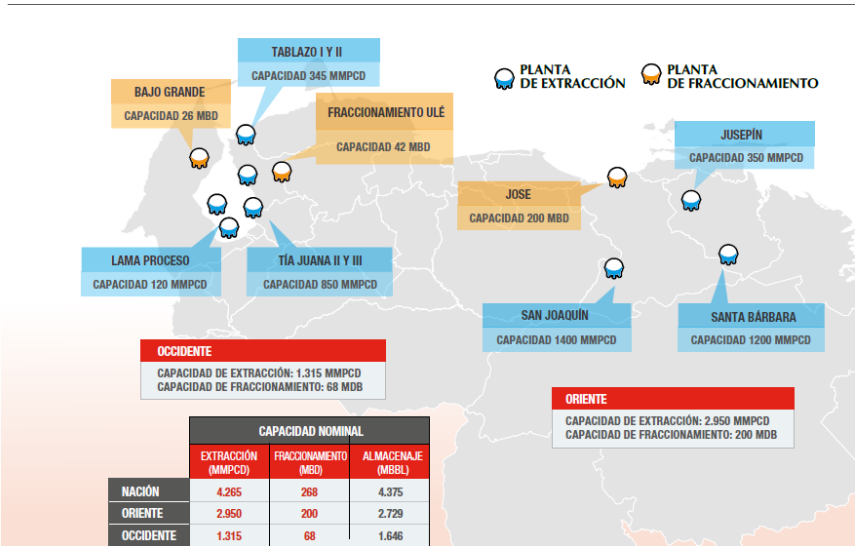


Figura n° 17. Infraestructura de Procesamiento de LGN. (PDVSA, 2016)

Cabe acotar que en la región oriental tiene mayor capacidad de extracción de LGN que el occidente del país y para el fraccionamiento de LGN existen tres plantas a nivel nacional, una ubicada en el Complejo Criogénico José Antonio Anzoátegui en el estado Anzoátegui y dos ubicadas en el estado Zulia llamadas Ulé y Bajo Grande.

Debido a las ubicaciones de las plantas, el transporte de LGN es ineficiente debido a que se debe transportar vía terrestre o por cabotaje. Por último, se cuenta con infraestructura para distribución de GLP que es manejada por PDVSA, a través de una filial denominada PDVSA Gas Comunal el cual tiene entre sus objetivos el transporte, envasado, almacenamiento y distribución de GLP. Dicha empresa cuenta con 66 plantas de llenado a nivel nacional, las mismas le proporcionan el GLP las 3 plantas de fraccionamiento instaladas en el país, lo cual genera un problema, ya que, para abastecer las zonas al sur del país los costos logísticos son más elevados.

II.3.8 Quema y Venteo

De acuerdo a (Piepyk et. al., 2015) el gas asociado si no se utiliza es quemado o venteado a la atmósfera. La quema del gas asociado se realiza a través de estructuras llamadas quemadores (en inglés se le denominan “Flare Stacks”, en Venezuela se le conocen como “Mechurrios”). Asimismo, se le denomina venteo (venting, en inglés) a la liberación de gas asociado de forma intencional.

Según (Energy Information Administration (EIA), 2012) y de acuerdo con lo mostrado en la figura n° 18, del total de la producción mundial de gas natural, un 86% corresponde a gas consumido, 10% del gas fue reinyectado y un 4% del gas fue quemado y venteado aproximadamente.

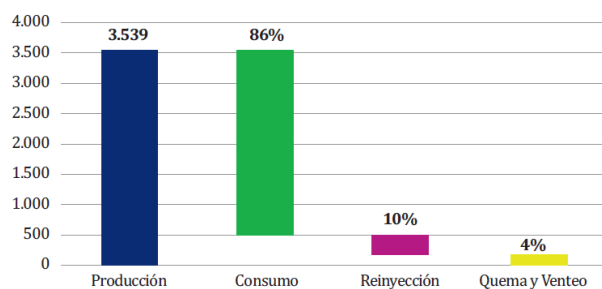


Figura n° 18. Balance mundial de Gas Natural Año 2015 (MMM m³). (ENERLA, 2017)

En concordancia a lo informado por (ENERLA, 2017), en Venezuela con una producción de gas cercana a los 73 MMMm3 (2578 MMMPCS), un 35% es reinyectado, 20% es desperdiciado a través de la quema y venteo (aproximadamente 10 m3 o 353 PC de gas asociado por cada barril producido), otro 7,5% es transformado, 8,8 % utilizado como combustible y el restante 28,5% vendido al mercado interno. Debido a esto, dichas cifras expresan una ventana de oportunidad para el aprovechamiento de ese gas venteado, ya que, una de las principales excusas para ventear el gas natural es la no rentabilidad económica de dicho proceso.

Tal como lo explica (GGFR (Global Gas Flaring Reduction Public-Private, 2002) se realizó una comparación de los ingresos provenientes de la utilización del gas, usa como valor de referencia del gas al precio de Henry Hub en los EE.UU. cercano a los 4 US\$/MMBtu, el cual, multiplicado por los 145 mil millones de metros cúbicos que se queman cada año sería un valor de alrededor de 20 mil millones de US\$. Además utiliza las siguientes premisas:

- El gas es mayoritariamente metano
- No toma en cuenta costos logísticos
- Precios del gas natural en otros continentes son más costosos.

Finalmente, afirman que Venezuela quema o ventea 9,3 MMMm3 al año, equivalentes a 899,42 MMPCD, los cuales, multiplicados por los costos unitarios estimados 7,5 US\$/PCD, indican que la inversión requerida para eliminar la

quema y venteo de gas sería de 6.746 MM\$, un 61% de las reservas internacionales (en diciembre de 2016). Los ingresos provenientes de la comercialización de ese gas recuperado se encontrarían entre 1.329 y 3.986 MMUS\$ dependiendo del precio de referencia, Henry Hub o costo de oportunidad, respectivamente. Por ende, la instalación de la infraestructura necesaria para el aprovechamiento del gas de quema y venteo puede ser financiada con la comercialización del producto y realizando solicitudes a organismos multilaterales como la Organización de Naciones Unidas.

II.3.8 Funcionamiento de nuevas tecnologías de deshidratación a evaluar

Proceso de Delicuescencia

El proceso de delicuescencia se basa en el principio químico de la higroscopia, haciendo uso de sales con una alta capacidad higroscópica, las cuales según (Vadequimica, 2017) son compuestos que atraen agua en forma de vapor o de líquido del ambiente donde se encuentran. Algunos compuestos con capacidad higroscópica son: Cloruro cálcico (CaCl_2), Cloruro de magnesio (MgCl_2), Cloruro de sodio (Halita)(NaCl), Hidróxido de sodio (NaOH), Hidroxilamina (NH_2OH), Ácido sulfúrico (H_2SO_4), Sulfato de cobre (CuSO_4), Óxido de fósforo (V) (P_4O_{10}), Óxido de calcio (Cal viva)(CaO), Sulfato sódico (Na_2SO_4).

Los materiales delicuescentes son sustancias (en su mayoría sales) que tienen una fuerte afinidad química por la humedad y que absorben grandes cantidades de agua al exponerse a la atmósfera, y, a diferencia de los compuestos higroscópicos, se convierten finalmente en una solución líquida. (Vadequimica, 2017)

El compuesto más utilizado en el proceso de delicuescencia para deshidratar el gas natural desde los años 1920 a 1930 ha sido el cloruro de calcio, el cual en un principio se colocaba en contacto con el gas de forma granular, lo que no permitía la uniformidad en el secado y generaba distorsiones en el fluido. Hoy en día de acuerdo con lo planteado por (Lori et. al., 2003) la combinación de sales

junto con nuevas formulaciones pueden producir presiones de vapor más bajas que cualquiera de las sales originales, adicionalmente a esto la configuración de dichos elementos afecta la uniformidad de la corriente a deshidratar, es por eso que la opción más eficiente a ser evaluada en esta investigación es el pastillas o discos, lo cual permite la un proceso más uniforme y controlado.

Descripción del Proceso

El proceso básicamente consiste en la colocación de tabletas desecantes en un plato que posee aperturas de servicio ubicadas en una columna o recipiente vertical. Este plato de soporte y difusión está localizado a varios pies del fondo del recipiente, mientras que la entrada de gas esta debajo del mismo para finalmente dejar caer en un sumidero el líquido libre.

Como el gas húmedo fluye hacia arriba, es difundido a través de los platos contenedores de las pastillas desecantes, las cuales se hidratan eliminando el vapor de agua de la corriente de alimentación. Ésta agua se acumula en la superficie de la tableta, y gotea fuera de la misma en el sumidero mientras que la salmuera higroscópica en la superficie de la tableta continúa removiendo vapor de agua del gas, finalmente el gas seco fluye por el tope de la columna recipiente secado hasta un punto consistente con el punto de equilibrio de cada desecante, este proceso se puede identificar en la Figura n° 19 a continuación:

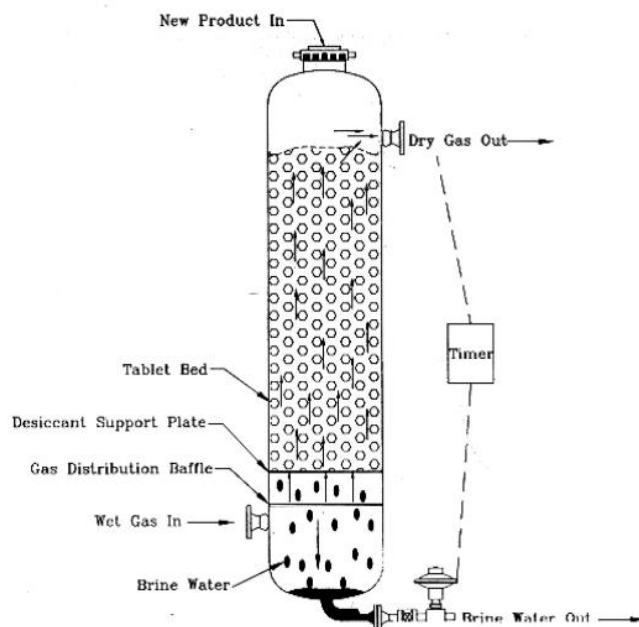


Figura n° 19. Operación de sistema de deliquescencia. (Lori et. al., 2003)

Cabe resaltar que este proceso hace que las sales desecantes se disuelvan en el agua fresca acumulada en el plato, por lo que las pastillas son consumidas a una tasa expresada en libra de desecante por cantidad de agua eliminada, basada en el factor de dilución dependiendo de la formulación de la sal. En general, los desecantes más higroscópicos tienen mayores tasas de dilución.

La selección del grado correcto del material desecante depende de las condiciones del gas de entrada y el contenido de humedad requerida, a grados mas altos requieren materiales con más capacidad higroscópica con mayor costo, es por ello que es más económico usar varias configuraciones en serie de distintos grados de higroscopia de manera ascendente

A medida que se consumen las tabletas, se deben añadir nuevas periódicamente aislando y despresurizando el recipiente, este intervalo de tiempo entre operaciones de servicio es predecible y se puede prolongar sobredimensionando el envase.

El único residuo generado por este proceso es la salmuera retirada luego de la delicuescencia, la cual puede desecharse como una salmuera común de un campo petrolero, facilitando este proceso en campos costa afuera ya que la misma no es incompatible con el agua del mar. No existen otros subproductos o emisiones, más que la salmuera previamente mencionada, la cual no es corrosiva para corrientes sin contenido significativo de oxígeno (Lori et. al., 2003).

Ventajas

Comparado con unidades tradicionales como el glicol, filtros de membrana y unidades de adsorción regenerativa, es una unidad más simple por lo que los costos de instalación son más bajos. Con respecto a los costos operativos, son dependientes de la temperatura, presión y cantidad de vapor de agua a ser eliminado. Asumiendo gas a 65 °F de temperatura y una presión baja de aproximadamente 100 psig (debido a que en la investigación se estudia gas a baja presión por ser venteado), los costos pueden variar entre \$ 0.02/MPC hasta \$0.10/MPC para un contenido máximo de agua de 7 libras por MMPCS

Otra ventaja del sistema de delicuescencia es la prevención en la formación de hidratos, debido a que el proceso no involucra manejos en la temperatura de la corriente ni temperaturas criogénicas en la entrada al sistema. La capacidad de remoción depende de la sal utilizada, para el caso del CaCl_2 es 0,3 lb CaCl_2 / lb H_2O mientras que las velocidades superficiales en el contactor son de 20 a 30 pies/min (Rocha, 2016).

Desventajas

La principal desventaja de la delicuescencia radica en el consumo de pastillas de material higroscópico (de 30 50 lbs de material para una corriente máxima de 5 MMPCS) (Natural Gas EPA Pollution Preventer, 2016) el cual se puede consumir en un tiempo dependiente de la cantidad de gas a procesar y las condiciones de operación, pueden variar entre una semana para un caso de 2,5 MMPCSD a 230 psig hasta un mes o más para un caso de 0,5 MMPCSD a 230 psig de acuerdo con el ejemplo evaluado por (Lori et. al., 2003).

Proceso basado en separadores Supersónicos

Es una tecnología que según (Jaimes et. al., 2010) se utiliza para separar vapor de agua e hidrocarburos pesados de corrientes de gas natural, trabaja sin utilizar partes móviles disminuyendo la complejidad del proceso, y consiste en hacer circular la corriente hasta alcanzar velocidades supersónicas en un corto periodo de tiempo, específicamente menos de 2 milisegundos según (Netušil et. al., 2012) para evitar la formación de hidratos. Cabe destacar que uno de los procesos comerciales y patentados de este estilo se denomina twister.

Descripción del Proceso

El comportamiento termodinámico de este dispositivo es similar al de un turboexpander, combinando los procesos de expansión, separación ciclónica gas-líquido y re-compresión en un mismo equipo; sin embargo, un turboexpander convierte la caída de presión en energía, mientras que el separador supersónico alcanza una caída de temperatura transformando la presión en energía cinética. En el separador, el gas es inducido a un giro por medio de álabes estáticos; este giro concéntrico debe ser superior 500,000 veces a la fuerza de gravedad. Posteriormente el gas es expandido a velocidades supersónicas, generando caídas de temperatura y presión que ocasionan la condensación de hidrocarburos.

Debido al giro del gas, las gotas son centrifugadas, por lo que esta fase se ubica en la pared del separador y es extraída de la mezcla gaseosa por medio de un separador ciclónico coaxial. Por último, el gas seco pasa a través del difusor donde se recupera 80–85% de la presión original si la presión de entrada es suficientemente alta.

La condensación en el interior del separador es uno de los fenómenos que se generan y permiten la separación de diferentes componentes del gas natural; esta se presenta por ayuda del régimen supersónico el cual genera caídas en la temperatura y en la presión del fluido generando condiciones adecuadas para que los hidrocarburos pesados pasen a fase líquida. En la figura n° 20 se puede apreciar las temperaturas presentes en el interior de cada uno de los tipos de

separador supersónico obteniendo variaciones de temperatura entre los -40°C (azul) y los 20°C (rojo). Este cambio de temperatura asegura la condensación de los componentes a separar en la corriente de gas natural. La caída de presión del flujo en el separador puede llegar a los 60 bar o 870 psi, teniendo una presión de entrada del flujo de 100 bar o 1450 psi, adicionalmente admite presiones de entrada de de 1000 psi (Jaimes et. al., 2010).



Figura n° 20. Temperatura en el separador con generador de torbellino. (Jaimes et. al., 2010)

En el estudio de (Hawboldt et. al., 2013) se plantea el separador supersónico como un dispositivo compacto, capaz de eliminar contaminantes del gas natural con poca pérdida de energía térmica usando un cabezal hidrodinámico que combina los principios de expansión de gas y separación ciclónica. Estos autores realizan un estudio para verificar la mejor configuración de las boquillas o cabezales y plantea la comparación de dos tipos de las mismas expresada en la tabla n°5, esto sirve como referencia para conocer las magnitudes de condiciones de operación de esta tecnología así como el volumen de gas que puede manejar.

Tabla n° 5. Resumen de Comparación entre configuraciones de boquillas propuestas.

Property	Straight nozzle with swirling flow	U-shaped nozzle
Inlet Pressure (kPa)	345	345
Outlet Back Pressure (kPa)	138	138
Mass Flow Rate (kg/hr)	146.5	146.5
Maximum Centrifugal Acceleration exerted on the gas (m/s^2)	$\sim 6,000,000$	$\sim 7,000,000$
Position of the maximum acceleration	At the throat, at the beginning of the separation length	At the end of the U-shaped section

Fuente: (Hawboldt et. al., 2013)

Dos plantas operativas deshidrataron con éxito el gas húmedo en los Países Bajos y Nigeria logrando un punto de rocío de -30°C y -40°C respectivamente. (Torres et. al., 2012) realizaron un modelo de deshidratación supersónica de estas plantas, para la cual se analizó la unidad de operación con el uso de herramientas de simulación numérica. Se evaluó la eficiencia respecto a la pérdida de presión. Las simulaciones se realizaron sobre el gas natural saturado de agua a 30 MPa y 20°C . Los resultados se presentan en la tabla n° 6. La aplicación industrial de la separación supersónica se probó en una instalación de producción en Deficientesia. La primera aplicación comercial fue en 2006 para Shell Nigeria (condición- de gas de pozo para alimentar a una central eléctrica de gas). Los próximos proyectos están operando en Colombia y Brasil.

Tabla n° 6. Eficiencia de separación supersónica de agua con respecto a la pérdida de presión en la boquilla.

Supersonic water separation efficiency in respect to pressure lost in the nozzle

Pressure lost in nozzle [%]	17.3	20.0	27.6	49.0	51.5
Water separation efficiency [%]	40	50	90	94	96

Fuente: (Torres et. al., 2012)

Para esta simulación por ejemplo se utilizó una boquilla de 1,8 m de longitud colocada en un contenedor se utilizaron 0,22 m de diámetro para deshidratar 42000 m^3 de gas natural por hora (36 MMPCSD de gas natural), saturado a 25°C y comprimido a 10 MPa (1450 psia). El contactor de absorción sería de 5 m de altura y 1,4 m de diámetro, mientras que la línea de adsorción estaría compuesta por dos absorbentes de 3 m de altura y 1 de diámetro.

Ventajas

Esta tecnología en principio no necesita de compuestos químicos o sistemas de regeneración asociados para su funcionamiento, por tanto este sistema es económico y amigable con el medio ambiente.

Los separadores supersónicos presentan grandes ventajas con respecto a los sistemas de separación convencionalmente implementados, los cuales presentan grados de eficiencia en la separación entre el 60 y 70% y generan caídas de presión considerables, lo que implica la implementación de sistemas de compresión adicionales.

Algunas de las ventajas de los separadores supersónicos se presentan a continuación:

- No presenta partes móviles, lo cual asegura una alta confiabilidad, bajos costos de mantenimiento y largos períodos de operación.
- La velocidad supersónica se alcanza en un corto tiempo de residencia evitando la formación de hidratos, los cuales generan serios problemas de transporte.
- Evita químicos y equipos asociados a la regeneración de algunos sistemas convencionales de separación, lo que lo convierte en un sistema económico y amigable con el medio ambiente.
- Evita la implementación de un gran número de equipos (intercambiadores de calor, contenedores, torres de destilación etc.) requeridas para la mayoría de procesos convencionales.
- Presenta un mayor grado de separación que los métodos habituales.
- Presenta bajas caídas de presión, por lo que disminuye los costos de compresión implementados para alcanzar las presiones establecidas por la regulación.
- Este tipo sistemas permiten también separar compuestos indeseados de las corrientes de gas natural, tales como vapor de agua, sin el uso de separadores adicionales.
- Menor tamaño y peso que los sistemas usuales, lo que facilita su transporte.
- En condiciones de operación adecuadas, permite obtener grados de separación del 96 al 98%.

Desventajas

- El diseño apropiado de la boquilla es complicado, y el personal capacitado para diseñar dicha instalación es costoso.
- La construcción del material de las boquillas es complicado, ya que, la geometría se encuentra en el orden de los micrómetros y el material tiene que soportar la abrasión y los impactos de una onda de choque.
- Las variaciones de temperatura, presión o el caudal influyen en la eficiencia de separación.

II.3.9 Funcionamiento de nuevas tecnologías de endulzamiento a evaluar

Proceso basado en Enfriamiento Criogenico

De acuerdo con (Jackson et. al., 2005) se ha desarrollado una tecnología de separación de gases criogénicos en la Universidad de Curtin para endulzar el gas utilizando el principio de destilación criogénica. Esta tecnología resulta ser un módulo compacto, conocido comercialmente como Cryocell, el cual es portátil y se puede instalar fácilmente en plataformas de producción; es energéticamente eficiente y puede procesar una amplia variación en la composición del gas de alimentación, esto se puede notar ya que hasta un 70% en volumen de dióxido de carbono como contaminante del gas natural se ha eliminado con éxito, alcanzando hasta menos de 200 ppm de CO₂ durante ensayos de laboratorio.

Descripción del Proceso

Según lo planteado por (Hart et. al., 2009) el dióxido de carbono, en su forma pura, posee propiedades termodinámicas únicas y distintas en comparación con los hidrocarburos livianos del gas natural. Las tecnologías de separación de CO₂ convencionales se basan en la explotación de uno o más de esas propiedades físicas o químicas que posee éste elemento. Por el contrario la tecnología de enfriamiento criogénico utiliza la propiedad de solidificación del CO₂ como base para la separación del mismo de los otros componentes del gas.

El CO₂ puro posee un punto de sublimación de -69,81 °F, el sulfuro de hidrogeno posee un punto de sublimación de -121,82 °F según (Gas Processors Suppliers Association, 2004) mientras que el punto de fusión del metano es en -296,45 °F, el cual es el principal componente del gas natural. Asimismo para poder remover los demás contaminantes o gases inertes, la celda criogénica debe enfriarse hasta la temperatura de sublimación de los mismos. Con respecto a la mezcla del hidrocarburo y contaminante, se divide en fases sólida, líquida y vapor a ciertas condiciones de presión y temperatura. Por su parte la fase sólida será CO₂ puro, mientras que las fases líquidas y de vapor consisten tanto de CO₂ como de hidrocarburo. En la figura n° 21 a continuación se puede notar el comportamiento termodinámico del enfriamiento criogénico, donde se evidencia una envoltura de fase para una mezcla de gases que contiene 50 moles % de CO₂, 40% en moles de metano y el resto de hidrocarburos ligeros. Las tres regiones de fase (V- Vapor, L-líquido, S-sólido) se muestran en la envoltura de la fase, las curvas rojas indican el equilibrio entre dos fases y las curvas azules indican el equilibrio entre tres fases; las flechas negras muestran una ruta de funcionamiento termodinámica típica del proceso de enfriamiento criogenico.

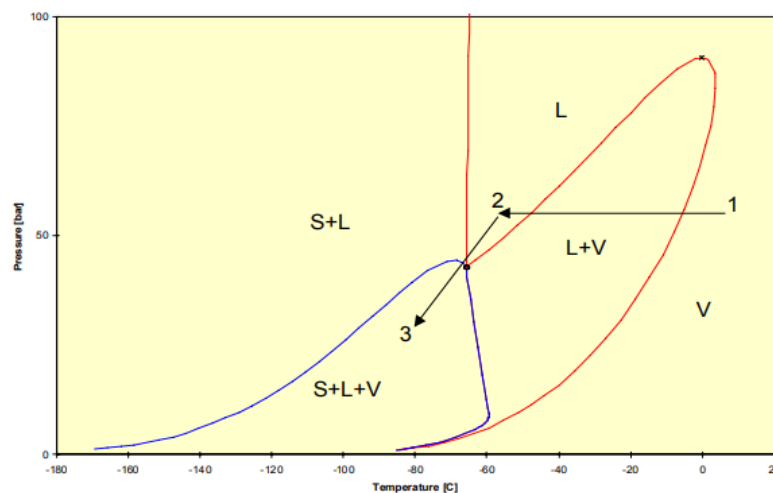


Figura n° 21. Domo de fases de una mezcla de gas natural y CO₂ (Hart et. al., 2009)

La mezcla de vapor a presión intermedia y temperatura ambiente (Punto 1), es enfriada a temperatura justo debajo del punto de congelación por lo que la corriente condensa a una fase líquida (Punto 2). Posteriormente el líquido se dispara a través de una válvula Joule-Thompson creando un proceso flash isoentálpico, de tal manera que el fluido se divide en vapor, líquido y sólido (Punto 3).

Desde el punto de vista del proceso, la temperatura de pre-enfriamiento (Punto 2) y la presión flash isoentálpica (Punto 3) se seleccionan de tal manera que la composición de CO₂ en fase de vapor sea mínima y que el metano en fase líquida de la composición también sea mínima. La separación física de la fase ligera y las fases densas se consiguen en un recipiente separador, de manera que la fase de vapor tiene suficientemente baja CO₂ para ser adecuado para la exportación y uso, mientras que la fase densa es rica en CO₂ y puede ser eliminado de la corriente. El CO₂ sólido recogido en el fondo del recipiente se funde, utilizando una fuente de calor, de modo que se mezcle con la fase líquida que se va a eliminar del recipiente. Como en el separador CryoCell los líquidos se dirigen a la eliminación, es esencial que la concentración de hidrocarburos sea mínima dentro del líquido CO₂ y como el vapor del separador CryoCell se dirige a las ventas o al uso posterior, también es necesario mantener las especificaciones de gas de requeridas para contenido de CO₂.

Sobre la base de los principios operativos anteriores, se desarrollaron varios esquemas de flujo de CryoCell para tratar un rango variable de la composición del gas en las corrientes de alimentación. Los esquemas de proceso se basaron en, (a) contenido de CO₂ (alto:> 20% en moles o bajo:<20% en moles), (b) contenido de LGN (pobre o rico).

En la figura n° 22 se muestra una configuración del proceso aplicado a un gas de CO₂ bajo. El gas de alimentación se deshidrata inicialmente a bajo contenido de agua (5ppm) para prevenir las posibles complicaciones durante las operaciones criogénicas. El gas es tratado con un intercambiador de calor antes de enfriar

completamente a la temperatura de congelación del CO₂. Posteriormente el líquido es expandido a través de una válvula Joule-Thomson que ingresa al separador CryoCell como una mezcla trifásica. Los residuos de CO₂ sólido, son recogidos en la parte inferior del separador y derretidos con un calentador para ser separado de los líquidos. Finalmente el gas de salida está comprimido y con las especificaciones necesarias para su posterior uso. Es importante destacar que para los casos de gas rico es necesario añadir una columna de recuperación de líquidos de gas natural.

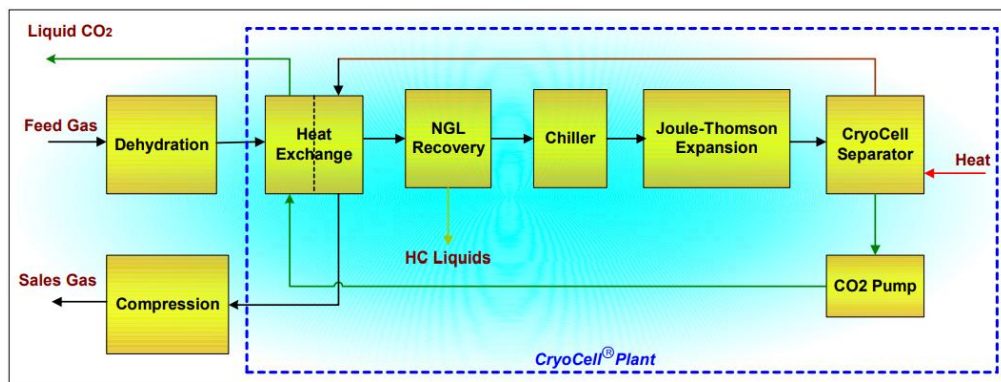


Figura n° 22. Diagrama de flujo de enfriamiento criogénico para un Gas Rico, con bajo CO₂ (Hart et. al., 2009)

Como parte de la comercialización de la tecnología de enfriamiento criogenico, (Hart et. al., 2009) explican como una planta de demostración fue diseñada y construida por CoolEnergy Ltd en la cuenca de Perth, Australia Occidental. El diseño de la planta de demostración se basó en el CryoCell, la planta de 2 MMPCSD se construyó en el yacimiento de gas Xyris de ARC Energy, cerca de Dongara, a 370 km al norte de Perth. Una corriente de gas de cabezal de pozo se tomó como fuente de alimentación y se procesó en la planta de demostración. Los resultados de campo se obtuvieron después de establecer períodos operativos de estado estable en cada condición de prueba. Lo mas vital del conjunto de resultados fue la temperatura del recipiente CryoCell y la composición del vapor de gas tratado. Los resultados de se representan en la figura n° 23, obtenidos para

varias composiciones de gas de alimentación (%CO₂) y diferentes temperaturas a una presión fija del recipiente.

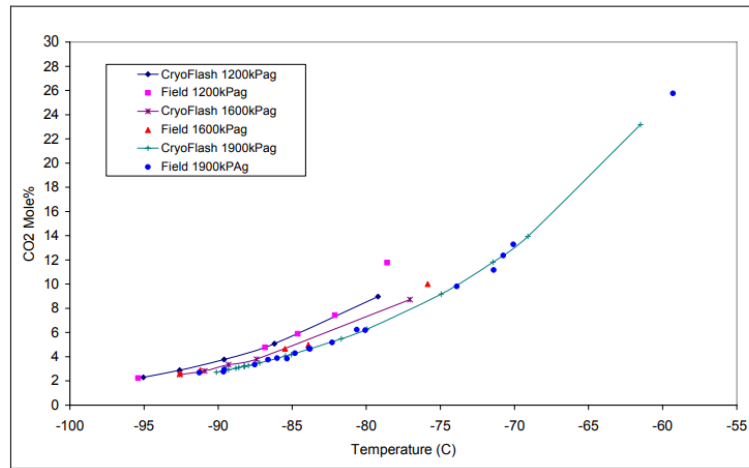


Figura n° 23. Comportamiento del enfriamiento criogénico a varias temperaturas de operación (Hart et. al., 2009)

También se realizaron pruebas con mayor porcentaje de CO₂ donde se mostró que la tecnología puede eliminar a partir de un gas natural que contiene 60% en moles a 26% en moles, de 40% en moles a 14 % en moles, desde 21% en moles hasta 4% en moles y desde 13% en moles a 3% en moles en para las respectivas presiones de 1200 kPa, 1600 kPa y 1900 kPa. Las pruebas se llevaron a cabo a temperaturas de entrada del gas de alimentación que van desde -50 o C a -65 o C a una presión de gas de alimentación de 5500 a 6500 kPag, mientras que el termostato del envase Cryocell se mantuvo entre -50 o C y -60 o C durante las pruebas. El caudal de gas de alimentación se estableció en 600 a 1300 kg / h, dependiendo de la composición de gas de alimentación deseada. Mientras que el gas de salida.

Cool Energy espera emprender la primera aplicación comercial de esta nueva tecnología en un futuro próximo y ha completado recientemente la primera fase de un estudio de Front End Engineering and Design (FEED) para DrillSearch EnergyLtd para una planta de 60 MMPCSD de CryoCell, con almacenamiento geológico de CO₂ en la cuenca de Cooper, en el sur de Australia.

Ventajas

- Los procesos de pre tratamiento y licuefacción convencionales tienen costos de capital en el orden de entre el 20% y el 40% más que el proceso de enfriamiento criogénico, dependiendo del tipo de proceso utilizado. Aproximadamente el 10-15% de esto puede atribuirse a la porción de tratamiento de la planta y el resto debido al proceso de refrigeración simplificado.
- Además el enfriamiento criogénico es más compacto y tolerante al movimiento de plantas.
- Adicionalmente es capaz de tolerar una amplia gama de contaminantes, por ejemplo, mercurio, hidrocarburos pesados y H₂S sin tener que recurrir al proceso de aminas, tamices de mol y otros sistemas de pre tratamientos de gases.
- Se han realizado varios estudios de aplicación de campo para clientes potenciales de diversas partes del mundo con capacidades de planta que van desde 50 hasta 200 MMSCF/D de corriente de alimentación para plantas.

Desventajas

- Debido a las temperaturas criogénicas que alcanza se corre el riesgo de formación de hidratos en caso de una previa deshidratación poco eficiente.
- El desecho del CO₂ es el principal desafío, para lo cual se propone desecharlo en depósitos subterráneos, proceso que está siendo evaluado.

Sistema Membrana-Amina

El sistema híbrido se compone de una etapa de membrana única (tratamiento previo), seguida de una etapa de absorción.

Los autores (Alkatheri et. al., 2016) realizaron el estudio de un sistema híbrido de éste estilo, utilizando una membrana comercial llamada Pebax™ para la etapa de

tratamiento previo. Los grados de Pebax™ están clasificados en la tabla n° 7 a continuación.

Tabla n° 7. Propiedades de Membrana Pebax™

Property	Value
Permeability of CH ₄ (stdcm ³ /cm ² .s.cm Hg)	1.8
Components	Selectivity with respect to CH ₄
H ₂ S	77.78
CO ₂	17.22

Fuente: (Alkatheri et. al., 2016)

Descripción del Proceso

El módulo de membrana se utiliza para la eliminación de gases ácidos a granel (en particular H₂S) del gas natural de alimentación, mientras que las especificaciones de tuberías final serán alcanzadas por la unidad de absorción de gas; el gas permeado de la etapa de membrana se reinyecta a la corriente para ser transferido a la fase de absorción. Empleando el enfoque híbrido propuesto.

El módulo de membrana separa el gas de alimentación de entrada en dos corrientes:

- 1) Corriente de material retenido (generalmente rico en metano e hidrocarburos),
- 2) Corriente de gas permeado (rico en gas ácido).

El material de la membrana es selectivo hacia H₂S y CO₂ con mucha más baja tasa de permeabilidad para el CO₂ que para H₂S. En la etapa de separación previa, el gas es transportado a través de la membrana de polímero denso (no poroso) ocurre por una mecanismo de solución-difusión. Por ejemplo el gas es disuelto en el lado de alta presión de la membrana, luego es difundido a través de la fase polimérica y es evaporado en el lado de baja presión de la membrana.

El costo del módulo de membrana (que consta de un recipiente a presión, elemento de membrana, tuberías asociadas, válvulas, etc.) se estima en \$ 10 /

pie^2 , mientras que el costo de los reemplazos de elementos de membrana se estima en \$ 5 / pie^2 . El costo de los elementos corresponde a una estimación de una membrana enrollada en espiral y es importante destacar que se asume un tiempo de vida útil de la membrana de 3 años mientras que la unidad de endulzamiento de aminas puede alcanzar hasta 35 años.

Con respecto a la segunda fase del sistema, la absorción, el autor (Alkatheri et. al., 2016) evalúa entre las aminas más comunes, cual es la optima para utilizar en el sistema. Las aminas evaluadas fueron: MEA, DEA, DGA y MDEA y de acuerdo con los resultados mostrados en la tabla n° 8, MDEA y DGA son los dos solventes de mayor rendimiento para una corriente de alimentación de 250MMPCSD, 68 bar (986 psi) de presión de entrada, 100 °F, un porcentaje molar de 10% CO₂, 25% de H₂S y 3,98% de agua.

Tabla n° 8. Carga rica y concentración de solventes para diferentes aminas

Amine	Rich loading (mole of acid gases/mole of amine)	Amine concentration (wt %)
MEA	0.35	20
DEA	0.40	35
DGA	0.40	50
MDEA	0.50	50

Fuente: (Alkatheri et. al., 2016)

Ventajas

- Es un sistema que maneja grandes corrientes de gas de alimentación, en el orden de los 200 MMPCN
- Es un sistema que retira contenidos muy elevados de H₂S, en el orden de 20% molar de la composición del gas.

Desventajas

- El sistema híbrido podría funcionar mejor que un proceso convencional de endulzamiento por absorción cuando el gas a ser tratado es ultra ácido, de lo contrario es preferible usar un método más sencillo.

- Los costos de operación son elevados debido al requerimiento energético para su funcionamiento.

II.3.9 Funcionamiento de nueva tecnología de tratamiento y deshidratación (Proceso combinado)

Higee

De acuerdo con (Fowler et. al., 1989) la tecnología Higee es un sistema rotativo de transferencia masa en el que se utiliza la fuerza centrífuga para intensificar la transferencia de masa.

El nombre Higee fue acuñado para describir un dispositivo patentado de transferencia que emplea una alta fuerza gravitacional, Higee comprende un rotor que contiene un embalaje dispuesto como un toroide y una carcasa estacionaria. El embalaje es un material reticulado (usualmente metal), que se caracteriza por una amplia área superficial por unidad de volumen y un alto vacío.

Adicionalmente se le incorporan dos juegos de sellos; uno entre el eje de rotación y la carcasa y el otro juego entre el rotor y el conducto de salida para prevenir que el gas no traspase el embalaje rotor.

Descripción del Proceso

El gas entra a través de una boquilla en el casing y es forzado a través del anillo giratorio del embalaje, allí entra en contacto con el líquido de lavado que habiendo sido distribuido en el “ojo” (centro del toroide) del anillo, es expulsado por la fuerza centrífuga. El gas tratado sale del centro de la máquina mientras que la solución cargada choca con las paredes del casing y es drenada de éste. El proceso se puede observar mejor en las figuras n° 24 y 25.

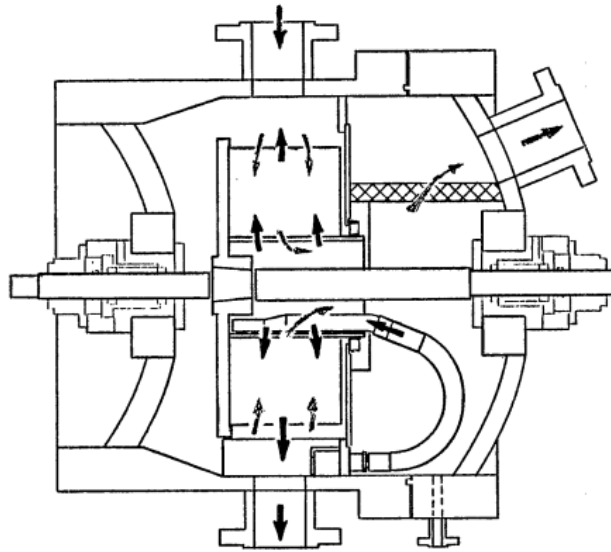


Figura n° 24. Sistema Higee (Fowler et. al., 1989)

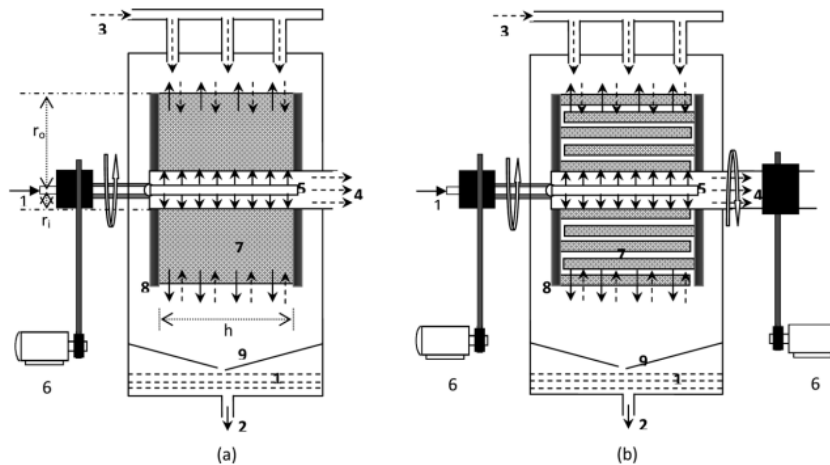


Figura n° 25. Esquema de unidades Higee. a) Embalaje continuo b) Embalaje dividido.
(Agarwal et. al., 2010)

En la figura n° 25 se puede observar el proceso que lleva a cabo el sistema Higee, observando en el punto 1 la entrada de la corriente de gas de alimentación, la cual ingresa al rotor que mueve la empacadura en forma de toroide permitiendo que el gas alimente al mismo por el centro u “ojo” del mismo en el cual se encuentra un distribuidor de líquido (punto 5). En el punto 2 se puede observar la salida de líquido que será expulsado hacia las paredes del casing contenedor debido a la

fuerza centrífuga. La corriente es humedecida con un líquido de lavado (vapor de agua) en el punto 3, con la finalidad de que este salga por el punto 4 y permita la eficiente separación de los contaminantes de la corriente.

Todo el movimiento es generado por un motor (punto 6) y el elemento determinante es el packing o camisa contenedora (punto 7), para la cual se han propuesto distintos diseños tal como el diseño dividido propuesto por (Agarwal et. al., 2010) en el cual aumentan notablemente el área superficial de absorción de la empacadura con el diseño que se muestra en la figura n° 26 a continuación.

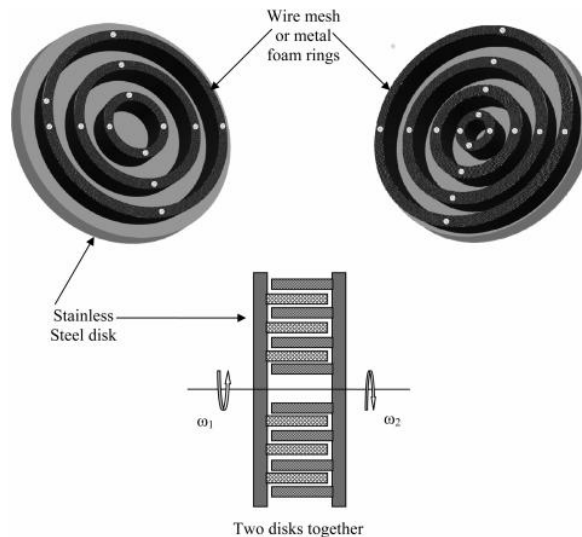


Figura n° 26. Anillos divididos empacados montados en discos. (Agarwal et. al., 2010)

Aplicación en Deshidratación

En la investigación realizada por (Agarwal et. al., 2010) se estudia un ejemplo donde se aplica Higee con la intención de deshidratar una corriente de gas natural. En el mencionado ejemplo se asume que el gas natural tendrá un contenido de agua de 7000 ppm, la corriente será de 50 MMSCFD 145 psia y 40 ° C debe procesarse de modo que el contenido de agua en la salida el gas es inferior a 100 ppm.

De acuerdo a (Fowler et. al., 1989) se probó Higee con TEG para deshidratar una corriente de gas natural. La corriente de gas natural variaba entre 10-22

MMSCFD de gas y se uso el rotor más pequeño. El punto de rocío del gas entrante varió de 75 F a 94 F, contenido de agua entre 28 y 49 lb Agua / MMPCD de gas. El contenido de agua del gas tratado varió de 2.8 lb / MMPCD a 5.8 lb utilizando un rango de presiones de: 1025-1056 psig, concentración de TEG 97,4 -98,1% en peso y por último se obtuvo un punto de rocío de salida de 16° - 27- F. La deshidratación de gases es una aplicación ideal para HIGEE con TEG porque la baja relación líquido / gas resulta en un muy bajo consumo de energía y alta capacidad por maquina instalada.

Según (Hy-Bon, 2014) las corrientes de gas natural contienen cantidades variables de metano y contaminantes peligrosos del aire (HAP por sus siglas en ingles). Los HAP en gas natural incluyen benceno, tolueno, etilbenceno, xilenos (BTEx), n-hexano y 2,2,4-trimetilpentano. Dichos HAP son ligeramente solubles en el TEG obteniendo como resultado que los HAP se absorben en el contactor de glicol. La regeneración del glicol rico en el hervidor de glicol hace que se liberen metano, VOC y HAP con el vapor de agua que sale de la ventilación de la columna.

Por último, (Fowler et. al., 1989) sintetizo las condiciones operacionales del Hige para deshidratar una corriente de gas natural tal como se muestra en la tabla n° 9

Tabla n° 9. Condiciones operaciones Hige para remoción H₂O

Corriente	11 – 200 MMPCSD
Presión	100 – 1056 psi
Temperatura	75 – 91 F
H ₂ O entrada	28 – 44 lb / MMPCS
H ₂ O salida	2,8 – 5,8 lb/ MMPCS
Flujo TEG	2 – 8 GPM

Fuente: (Fowler et. al., 1989)

Aplicación en Endulzamiento

La remoción de CO₂ es esencial, allí la absorción en etanol acuoso y aminas se emplea de forma rutinaria, donde se emplea una corriente de gas de 50 MMSCFD con 2,0% en moles de CO₂, allí la impureza se procesa de tal manera que el contenido de CO₂ del gas de salida es del 0,2%. El gas debe encontrarse a 218 psi. Un 30% en peso de dietano en lámina debe usarse como absorbente. El Higee es de tamaño moderado con un radio exterior de 24 cm y ancho axial de 42 cm. La caída de presión del RPB es de 1,7 psi con fricción y caída de presión centrífuga dependiendo de las condiciones de operación.

Asimismo, (Fowler & Gerdes, 1989) sintetizó las condiciones operacionales entre del Higee para remover el CO₂, como se ilustra en la tabla n° 10:

Tabla n° 10. Condiciones operaciones Higee para remoción CO₂

Corriente	50 MMPCSD
Presión	1050 – 2000 psi
Temperatura	70 – 100 F
CO ₂ de entrada	7% molar
CO ₂ de salida	2% - 0,7% molar
DEA (35%)	312 GPM

Fuente: (Fowler et. al., 1989)

Finalmente, la tabla n° 11 expresa un cuadro comparativo de las dimensiones del Higee y las columnas convencionales

Tabla n° 11. Comparación dimensional entre el Higee y Columnas

Componentes	Higee	Columnas
Rotor	0,81 x 0,55 x 0,40 m	-
Envase	1,08 x 2,04 m	1,82 x 2,68 m

Fuente: (Fowler et. al., 1989)

Además, Fujian Petroleum Refinery Co. (China) reemplazo una columna convencional con una aplicación del Hige para la absorción selectiva de H₂S sobre CO₂ utilizando MDEA como disolvente. Como resultado, la co-absorción de CO₂ se redujo de 79.9% a 8.9% mientras que el volumen del equipo se redujo drásticamente de 36 m³ a 3,4 m³. (Kiss, 2013)

Ventajas

De acuerdo a (Kiss, 2013)

- Un rendimiento de aproximadamente 3 a 6 veces mayor
- Una reducción de volumen del equipo de 2 a 3 órdenes de magnitud inferior en comparación con el de las columnas compactas convencionales.

Desventajas

Según lo explicado por (Kiss, 2013):

- La variación en el área de flujo y la fuerza centrífuga en la dirección radial de un HiGee hace que la transferencia de masa promedio teóricas no sean muy útiles para la aplicación en campo.
- Debido a que los materiales están sometidos a altas presiones y temperaturas, no es confiable resistencia a la corrosión de los materiales de embalaje.
- Existen riesgo asociado al uso de reacciones catalíticas, lo cual no permite un control específico de los productos a adsorber.
- Emite componentes volátiles asociados a las perdidas por corriente de aminas.
- La amina MDEA es sensible a la temperatura, debido a que funciona en un rango de 90 – 150 F aumentando su eficiencia a medida que aumenta la temperatura.

- La amina MDEA es más costosa que el resto de las aminas, sin embargo, es la única que es selectiva a los dos componentes típicos a remover en una corriente de gas natural.

II.4. Marco Legal

Según la ley fundamental del país denominada Constitución de la República Bolivariana de Venezuela (CRBV) en su artículo 302, el Estado se reserva la actividad petrolera debido a su carácter estratégico, además deberá promover la producción nacional de materias primas provenientes de la explotación de los recursos naturales no renovables, con el fin de asimilar, crear e innovar tecnologías, generar empleo y crecimiento económico. El desarrollo de innovaciones y aplicación de tecnologías puede ser realizado, según el artículo 303 de la CRBV, a través de Petróleos de Venezuela S.A, filiales de la misma donde el estado debe poseer la totalidad de las acciones o asociaciones estratégicas, en las cuales el Estado no debe poseer mayoría accionaria.

Cabe destacar que la presente investigación se ve regida por la Ley Orgánica de Hidrocarburos (LOH), ya que, la corriente de gas utilizada para la producción Gas Licuado de Petróleo (GLP) está asociada a la actividad primaria de extracción de hidrocarburos líquidos.

Asimismo, el propósito del presente Trabajo Especial de Grado es acatar el artículo 3 de la LOHG, mediante el aprovechamiento intensivo y eficiente de los hidrocarburos gaseosos, como combustible para uso doméstico o industrial, teniendo en cuenta el uso racional de los recursos y protección del ambiente.

La LOH en su artículo 3 y la LOHG en su artículo 1 establecen que los yacimientos de hidrocarburos existentes en el territorio nacional, bajo el lecho del mar territorial, de la zona marítima contigua y en la plataforma continental pertenecen a la República son bienes de dominio público y por tanto inalienables e imprescriptibles. Debido a esto, según el artículo 5 de la LOH, el Estado como ente regulador de los hidrocarburos debe promover la transformación de las

materias primas provenientes de los hidrocarburos, así como la incorporación de tecnologías avanzadas. Según el artículo 8 de la LOH: “Corresponde al Ministerio de Petróleo la formulación, regulación y seguimiento de las políticas y la planificación, realización y fiscalización de las actividades en materia de hidrocarburos, lo relativo al desarrollo, conservación, aprovechamiento y control de dichos recursos; así como al estudio de mercados, al análisis y fijación de precios de los hidrocarburos y sus productos. En tal sentido, el Ministerio de Petróleo es el órgano nacional competente en todo lo relacionado con la administración de los hidrocarburos y en consecuencia tiene la facultad de inspeccionar los trabajos y actividades inherentes a los mismos, así como las de fiscalizar las operaciones que causen los impuestos, tasas o contribuciones establecidos en este Decreto Ley y revisar las contabilidades respectivas. El Ministerio de Petróleo realizará la función de planificación a que se refiere este artículo, en concordancia con el Plan Nacional de Desarrollo.”. Las facultades indicadas anteriormente también son otorgadas al Ministerio del Poder Popular para el Petróleo con respecto a los hidrocarburos gaseosos, en el artículo 6 de la LOHG.

El artículo 9 de la LOH señala que las actividades relativas a la extracción de hidrocarburos en estado natural, recolección, transporte y almacenamiento iniciales se denominan actividades primarias. Es por ello que en el presente trabajo, el manejo de la corriente de gas que se pretende obtener en el cabezal de pozo, forma parte de la actividad primaria en las cuales para efectos de la presente ley, donde el Estado se reserva completamente su actividad. Sin embargo, los artículos 10 y 50 de la LOH y el artículo 30 de la LOHG, establecen que las actividades relativas a la destilación, purificación y transformación de los hidrocarburos así como la industrialización de hidrocarburos gaseosos, realizadas con el propósito de añadir valor a los hidrocarburos así como la comercialización de los productos obtenidos, pueden ser realizadas por el Estado y los particulares

conjunta o separadamente en cualquier proporción, lo que permite una eventual participación de particulares en dicha fase de la cadena de valor.

Debido a que la corriente de gas a procesar es un gas asociado, se plantea que el proceso de transformación sea preferiblemente realizado por el Estado, a través de Petróleos de Venezuela, S.A. o la filial que se designe para dicho objetivo; a través de una asociación con capital privado que participe como socio directo, mediante la figura de Empresa Mixta, o como empresa de servicio encargada del proceso de transformación de la materia prima; de conformidad con el artículo 18 de la LOH, que establece que el Ejecutivo Nacional debe adoptar medidas que propicien la formación de empresas operadoras y de servicios con capital nacional, así como involucrar a empresas venezolanas en sus procesos de contratación.

Cabe acotar que según el artículo 27 de la LOHG quienes deseen realizar las actividades de industrialización deberán obtener la autorización del Ministerio de Petróleo, previa definición de proyecto o destino determinado de los hidrocarburos gaseosos. Los permisos de industrialización del gas pueden ser revocados por el Ministerio de Petróleo cuando se realice su cesión o traspaso sin la autorización requerida para ello, o cuando se demuestre el incumplimiento del programa de ejecución del proyecto, de acuerdo con el artículo 28 de la LOHG.

Según el artículo 19 de la LOH y el artículo 15 de la LOHG, el aprovechamiento del gas natural de venteo debe hacerse de forma continua, eficiente, utilizando las mejores prácticas científicas y técnicas disponibles sobre seguridad e higiene, protección ambiental, aprovechamiento y uso racional de los hidrocarburos.

Seguidamente en el artículo 22 de la LOH, se denota que en el caso de conformación de una empresa mixta, el Ejecutivo Nacional debe tener control de sus decisiones, manteniendo una participación mayor del cincuenta por ciento (50%) del capital social, y las empresas que se dediquen a la actividad primaria serán catalogadas como empresas operadoras. La constitución de empresas

mixtas y las condiciones que regirán la realización de las actividades primarias requerirán la aprobación previa del Poder Legislativo, de conformidad con el artículo 33 de la LOH. En otro orden de ideas, en el artículo 25 de la LOH, las empresas operadoras pueden ejecutar los trámites necesarios para el desarrollo de las operaciones. El órgano inspector será el Ministerio del Petróleo, según lo que dictan los artículos 30 de la LOH y 47 de la LOHG.

Los artículos 51, en su ordinal número 2, y 52 de la LOH y el artículo 32 de la LOHG, establecen el papel del Ejecutivo Nacional debe ser prioridad en el fomento de las actividades que apoyen el desarrollo del sector industrial nacional, además de dar prioridad a los proyectos de industrialización de los hidrocarburos refinados y den a éste mayor valor agregado a los productos finales que serán comercializados a través de exportaciones. Por último según el artículo 33 de LOHG los proyectos referentes a la industrialización de los hidrocarburos gaseosos, es decir, posterior al pre tratamiento realizado a la corriente de gas natural, deberán inscribirse en el Registro que al efecto lleve el Ministerio del Poder Popular para Petróleo.

CAPÍTULO III

METODOLOGÍA

En el presente capítulo se detalla el tipo de investigación que se utilizó durante el desarrollo del presente trabajo. Además se puntualizarán las técnicas, métodos y pasos que se aplicó para realizar el trabajo de investigación con la intención de cumplir los objetivos específicos.

III.1 Tipo de investigación

Según la naturaleza del presente trabajo, el tipo de investigación se adapta a las características de tipo descriptiva, ya que, tiene como objetivo principal establecer un diseño con el fin de dar respuesta a determinadas condiciones o necesidades basadas en conocimientos anteriores.

La investigación descriptiva consiste en la caracterización de un hecho, fenómeno, individuo o grupo, con el fin de establecer su estructura o comportamiento. Los resultados de este tipo de investigación se ubican en un nivel intermedio en cuanto a la profundidad de los conocimientos se refiere.

(Arias, 2006)

La metodología de esta investigación plantea determinar el diseño óptimo para generar la corriente de alimentación de la tecnología LPG-SepTM, previamente modelada para un campo denominado “A” cuya finalidad es generar LGN a partir de gas de venteo desaprovechado en Venezuela para garantizar suministro de GLP destinado al consumo domestico e industrial

Se evaluó la tecnología de deshidratación y endulzamiento de una corriente previamente seleccionada por la investigación predecesora de (Salinas et. al., 2018). Para el diseño óptimo de la corriente de alimentación requerida para la tecnología de fraccionamiento y producción de GLP seleccionada y finalmente determinar el margen de error comparado con la corriente ideal generada a partir de condiciones mínimas establecidas por las regulaciones venezolanas.

El proceso evaluado se señala en color rojo a continuación en la figura n° 27, mientras que el proceso previamente evaluado y el cual sirve como punto de partida para el diseño se muestra en color azul en la misma figura.

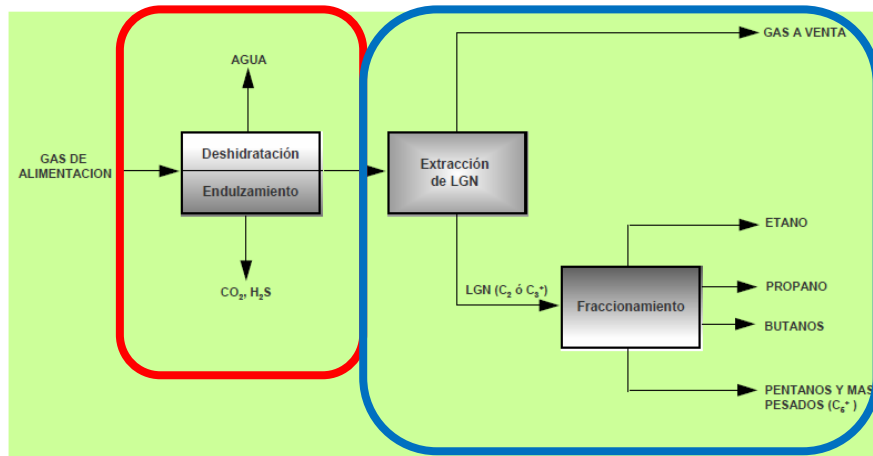


Figura n° 27. Esquema General de Procesamiento de Gas Natural. (Rondón, 2014)

Esta investigación plantea conocer el comportamiento de un concepto o variable (tecnologías) conociendo el comportamiento de otras variables relacionadas (corriente de gas de venteo de un campo petrolero venezolano), por lo cual se asume un tipo de investigación correlacional tal como lo plantea (Hernández et. al., 1999).

El conjunto de variables se definió de la siguiente manera:

- Independientes: Incluyen las características de la corriente de venteo, las condiciones de operación de la misma y su ubicación geográfica.
- Dependientes: Tecnologías de deshidratación y endulzamiento a ser evaluadas para determinar la óptima de acuerdo con el objetivo deseado.

De acuerdo a la intención de la investigación, se denomina Descriptiva-Correlacional debido a que permite identificar concretamente las características de las variables, las cuales en su mayoría tienen características cualitativas, por eso fue necesario crear una herramienta que calificara cada una de ellas generando un valor cuantitativo. Esta herramienta consistió en la aplicación de

matrices diseñadas con criterios específicos para esta investigación con el objetivo determinar las tecnologías de deshidratación y posteriormente de endulzamiento a ser aplicadas en la corriente ya determinada.

La corriente objetivo o de referencia se genera asumiendo condiciones mínimas de acuerdo a las regulaciones, por lo tanto las tecnologías que permitan generar una corriente similar a la referencial serán las seleccionadas.

Finalmente se realizó el modelaje teórico de la tecnología LPG-SepTM con la corriente generada por las tecnologías seleccionadas para determinar la cantidad real de GLP que se producirá haciendo uso de una corriente de gas de venteo para el Campo A y estas cantidades serán comparadas con las generadas por la corriente ideal previamente estudiada.

Para facilitar la comprensión del esquema metodológico establecido para esta investigación, se muestra en la figura n° 28 un diagrama de flujo del proceso a seguir en el presente trabajo investigativo.

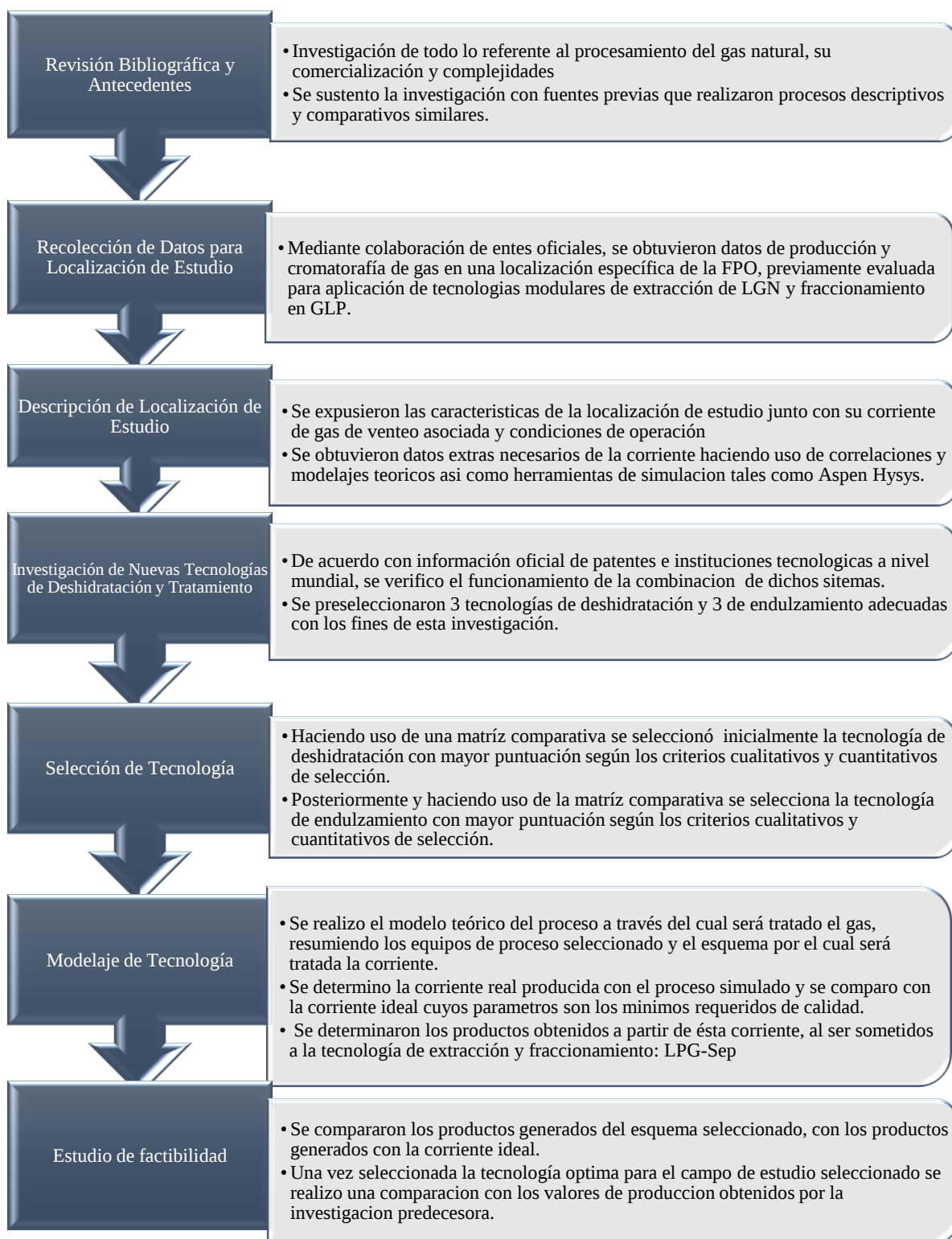


Figura n° 28. Esquema Metodología

III.2 Definición de localización de estudio

Partiendo de la necesidad de un suministro de gas de venteo que garantice una notable extracción de líquidos del gas natural, y posterior recobro de gases licuados de petróleo, se selecciona un campo de petróleo denominado en la investigación predecesora de (Salinas et. al., 2018) como “Campo A”, nombrado en la presente investigación de igual forma por comodidad y continuidad en la secuencia investigativa.

La localización de estudio se ubica en la FPO debido a que es el foco de producción de hidrocarburos de Venezuela para los próximos años. Los factores que permitirán el análisis cualitativo y cuantitativo de la corriente de gas asociada al campo de petróleo denominado “Campo A” serán organizados como se indica a continuación, señalando la ubicación con las condiciones de entorno de la misma, las características del gas asociado a la producción petrolera y finalmente las condiciones de operación a las cuales se somete la corriente estudiada.

Ubicación Geográfica y Condiciones de Entorno

Esta sección se utilizó para describir los datos de la ubicación y condiciones en las cuales se encuentra el campo de estudio y sus adyacencias, considerando datos demográficos y de consumo de GLP, siempre teniendo en cuenta la confidencialidad de la información ocultando ubicación exacta y nombre del campo de estudio.

Corriente de gas Natural

Esta sección se utilizó para describir las características del gas asociado del “Campo A” necesarias para el modelaje teórico de las tecnologías a ser evaluadas. Inicialmente se señalan las características volumétricas de la corriente donde se pueden detallar los siguientes parámetros:

- **Gas Producido:** Cantidad de gas asociado de petróleo total producido por el campo. Cifras en Metros Cúbicos y Pies Cúbicos Estándar (Volumen calculado a 60° F y 14,65 lpc).
- **Gas Combustible:** Cantidad de gas natural disponible utilizada como combustible en el campo. Cifras en Metros Cúbicos y Pies Cúbicos Estándar (Volumen calculado a 60° F y 14,65 lpc).
- **Gas Recibido de Transferencia:** Gas suministrado por campos adyacentes que no tienen capacidad de manejo del mismo. Cifras en Metros Cúbicos y Pies Cúbicos Estándar (Volumen calculado a 60° F y 14,65 lpc).
- **Gas Arrojado a la Atmósfera:** Cantidad de gas natural desperdiciado arrojado al ambiente, puede ser quemado o venteado. Cifras en Metros Cúbicos y Pies Cúbicos Estándar (Volumen calculado a 60° F y 14,65 lpc).
- **% Molar:** reflejado de esta manera por el Ministerio del Petróleo, representa la composición molar promedio de todas las corrientes del campo de estudio.

Posteriormente, para caracterizar la corriente se analizaron los datos de una prueba de cromatografía, la cual señala los parámetros que describen la composición molecular del gas y sus principales propiedades que permiten determinar condiciones de operación y cálculos para su aprovechamiento.

Cálculos de LGN extraíbles del gas

Finalmente, se calculó la cantidad de Líquidos del Gas Natural extraíbles teóricamente en barriles, con la finalidad de conocer el contenido máximo de líquidos que se pueden producir, a partir de la ecuación n° 1.

$$LGN_{Condensables} \text{ (Teóricamente) } = \frac{GPM \times \text{Flujo de Gas (MPCSD)}}{\frac{42 \text{ gal}}{1 \text{ bbl}}}$$

Ecuación n° 1

Condiciones de Operación

Para los fines de evaluar las tecnologías innovadoras para deshidratación y endulzamiento de gas natural explicadas en el capítulo anterior, se tuvo en cuenta que la corriente que será evaluada es tomada directamente del cabezal del pozo, que está siendo venteado o quemado en la actualidad. Por lo cual, se asumen condiciones con base en correlaciones a campos cercanos, fijándose condiciones operacionales de 100 psi de presión y 60 F de temperatura.

Seguidamente se debe aumentar la presión para garantizar que la corriente fluya en el sistema y pueda suplir a la tecnología de deshidratación que resulte mejor ponderada en la matriz de selección, por lo cual, fue necesario reubicar el compresor y la unidad de enfriamiento incluido en el sistema de la tecnología de extracción y fraccionamiento inicialmente seleccionado LPG-SepTM. Además, se utilizó la herramienta Aspen Hysys y se determinó el requerimiento energético y la capacidad del compresor necesario, teniendo en cuenta las condiciones de operación previamente fijadas

Finalmente se procedió a modelar la corriente con las condiciones obtenidas luego del proceso, para determinar el contenido de agua que posee la corriente al momento de salir de este equipo para conocer la cantidad de agua a remover. Es importante resaltar, el requerimiento de compresión y enfriamiento para cada tecnología es diferente, convirtiéndose así en un parámetro ponderable e importante dentro de la matriz de selección.

Contenido de agua

Una vez conocidas las condiciones de operación del gas proveniente de un equipo compresor y enfriador se procedió a determinar el contenido de agua que posee la corriente de gas natural en esta fase, para eso se utiliza la figura n° 29 obtenida del Engineering Data Book (Gas Processors Suppliers Association, 2004) donde se presenta la correlación de McKetta-Wehe (1958) para el contenido de vapor de agua saturada de gases naturales dulces y pobres. Adicionalmente, esta correlación incluye correcciones por gravedad específica del gas y salinidad de la

salmuera producida, estas correcciones son frecuentemente ignoradas como factores de seguridad. Dicha figura es confiable (cerca de 5 % de error promedio) para gases conteniendo hasta un 10 % de CO₂ y/o H₂S.

De acuerdo con los parámetros establecidos anteriormente se pudo aplicar esta correlación para determinar el contenido de agua, ingresando en la figura n°29 con la presión y temperaturas asumidas (100 psi y 60 F) para determinar las libras de agua por millón de pie cúbico estándar.

Composición molar a condiciones de saturación

Teniendo en cuenta que la cromatografía suministrada por los entes oficiales se realizó a condiciones operacionales sin contenido de agua, se calculó el flujo de gas de alimentación en unidades de masa utilizando la ecuación n°2, seguidamente se utilizó la ecuación n°3 para calcular las libras/mol por día de cada componente de la corriente de gas a condiciones secas. Además se utilizó la ecuación n°4 para determinar las lb/mol de agua contenida en la corriente de alimentación y finalmente se utilizó la ecuación n°5 como herramienta para determinar la nueva composición molar a condiciones de saturación de agua.

$$Corriente\ Venteo\ (Alimentación)[lbmol/Día] = \frac{Corriente\ de\ Venteo\ [PCSD]}{379 \frac{PCS}{lbmol}}$$

Ecuación n° 2

$$lbmol/Día_{n-componente} = \frac{\%mol_{n-componente}}{100} \times Corriente\ Venteo\ [lbmol/Día]$$

Ecuación n° 3

$$lbmol/Día_{agua} = \frac{lbAgua / MMPCS}{18 lbmol} \times Corriente\ Venteo\ [MMPCSD]$$

Ecuación n° 4

$$\%molar\ nuevo_{n-componente} = \frac{lbmol/Día_{n-componente}}{Corriente\ Venteo[lbmol/Día]} \times 100\%$$

Ecuación n° 5

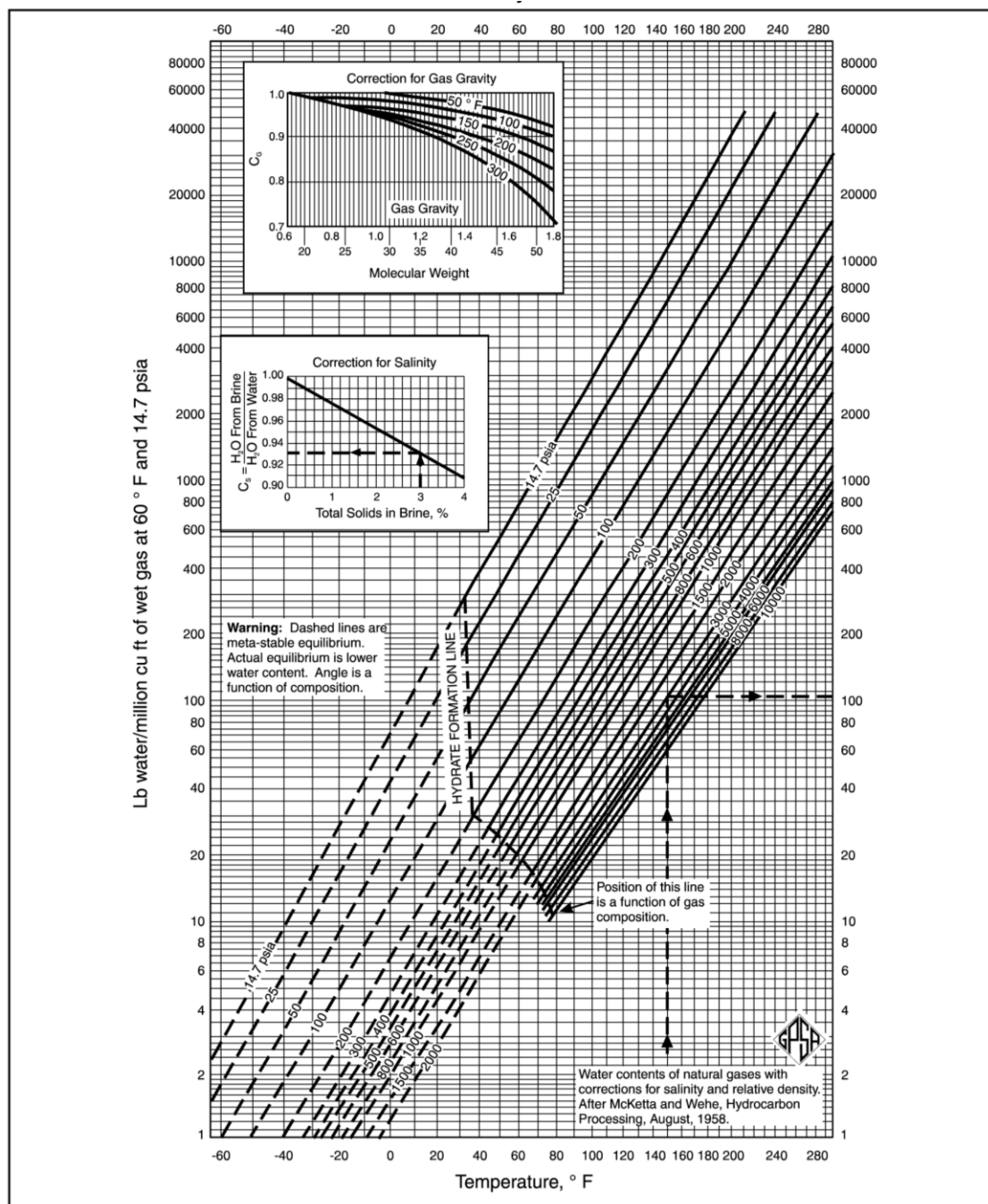


Figura n° 29. Contenido de agua de hidrocarburos gaseosos (Gas Processors Suppliers Association, 2004)

III.3 Evaluación de tecnologías y procesos

Se utilizaron dos tecnologías aplicadas a la deshidratación y endulzamiento respectivamente, y una tecnología que puede aplicarse a ambos procesos haciendo una mínima modificación en el sistema. A partir de estas tres tecnologías, se realizó el proceso comparativo entre ellas para seleccionar la más adecuada a los fines de esta investigación.

Para realizar la selección, se utilizó una matriz comparativa aplicada a cada proceso de tratamiento (deshidratación y endulzamiento), la cual permitió medir las ventajas y desventajas de cada tecnología con base en criterios definidos para esta investigación. Para facilitar el uso de esta matriz, se le asignó un rango de puntos a cada criterio dependiendo de su importancia, el cual calificó cada tecnología con una puntuación total definida como la sumatoria del puntaje de los criterios, para finalmente seleccionar la tecnología con mayor cantidad de puntos. La definición de parámetros junto con la puntuación y ponderación porcentual de cada uno se muestra en las tablas n°12 y n°13 respectivamente.

Tabla n° 12. Criterios a evaluar de los aspectos técnicos para cada tecnología de Deshidratación.

Criterio	Clasificación (Puntuación)
Volumen de Gas Manejado (10%): Cantidad de gas en MMPCSD permitidos como corriente de alimentación en el sistema.	Deficiente: 0 a 50 MMPCSD. Regular: 51 a 100 MMPCSD. Buena: 101 a 150 MMPCSD. Excelente: 151 a 200 MMPCSD.
Accesibilidad a la Tecnología (10%): Requerimiento de asesoría técnica para la operación, instalación y/o mantenimiento del sistema.	Deficiente: Servicio técnico y operación exclusiva por parte del fabricante. Regular: Servicio técnico exclusivo por parte del fabricante o con supervisión de su personal técnico Buena: Ajustes técnicos se pueden realizar con asesoría de técnicos

	especializados sin necesidad de involucrar a algún fabricante (tecnologías no patentadas pero poco conocidas técnicamente). Excelente: No se requiere de servicio técnico especializado para el proceso (tecnologías no patentadas y muy conocidas técnicamente).
Complejidad del Proceso (5%): Cantidad de equipos o interrelación entre ellos y experiencia requerida para la operación.	Deficiente: Proceso altamente complejo en cantidad de equipos e interconexión entre ellos y requiere experiencia de operación no disponible. Regular: Proceso medianamente complejo en cantidad de equipos e interconectividad entre ellos y requiere experiencia no disponible. Buena: Proceso medianamente complejo y no requiere equipos de los cuales no se posea experiencia. Excelente: Proceso de poca complejidad.
Experiencia Local y Global (5%): Conocimiento y experiencia técnica de la tecnología a nivel nacional o internacional.	Deficiente: Tecnología poco conocida a nivel mundial y con experiencia de laboratorio solamente. Regular: No conocida nacionalmente y con pruebas de laboratorio solamente. Buena: Conocida a nivel nacional y con pruebas de campo a nivel mundial. Excelente: Conocida a nivel nacional y

	con pruebas de campo a nivel nacional.
Factibilidad Técnica (5%): Cumplimiento de los requerimientos del proceso de acuerdo con el gas de la localización seleccionada y las normas establecidas.	Deficiente: No cumple con los requerimientos. Regular: Cumple con algunas especificaciones requeridas. Buena: Cumple con las especificaciones requeridas pero requiere un mayor esfuerzo. Excelente: Excede las especificaciones requeridas.
Cantidad de Agua Removida (15%): Cantidad de líquidos vapor de agua removida del gas natural para una corriente establecida.	Deficiente: 20 a 49 lb H ₂ O /MMPCS gas natural. Regular: 50 a 100 lb H ₂ O /MMPCS gas natural. Buena: 101 lb H ₂ O /MMPCS gas natural o mas. Excelente: Sin límites en el contenido de agua con porcentajes mayores a 90% de eficiencia en remoción.
Costos Comparativos con Sistema Convencional (10%): Costo comparativo de operación la tecnología en función de el proceso convencional de deshidratación con glicoles (No se evaluará valor de la patente de la tecnología por fines académicos)	Regular: Altos costos operativos. Buena: Costos operativos similares. Excelente: Bajos costos operativos.
Desechos Generados (5%): Cantidad de residuos que genera el proceso, y el grado de contaminación de los mismos.	Deficiente: Emite altas cantidades de residuos altamente contaminantes. Regular: Emite pocas cantidades de

	residuos altamente contaminantes. Buena: Emite altas cantidades de residuos no contaminantes al ambiente. Excelente: No emite ningún tipo de residuos.
Consumo energético (5%):	Deficiente: Requerimiento energético muy elevado, tanto para funcionamiento de la tecnología como para proceso de compresión y enfriamiento previo. Regular: Requerimiento energético bajo o nulo para funcionamiento de la tecnología mientras que para procesos de compresión y enfriamiento previos severos requiere alto contenido energético. Buena: Requerimiento energético para funcionamiento de la tecnología sin requerir proceso de compresión y enfriamiento previo severos. Excelente: Requerimiento energético bajo o nulo para funcionamiento de la tecnología sin requerir procesos de compresión y enfriamiento previo severos.
Modularidad en el Diseño (10%): Diseño compacto, con alta capacidad de transporte y facilidad de instalación.	Deficiente: Equipos complejos, sin posibilidad de transportar o reinstalar y con un amplio volumen. Regular: Equipos compactos pero con gran complejidad de instalación y

	dificultad para su transporte. Buena: Equipos de gran volumen pero con alta facilidad de transporte e instalación. Excelente: Equipos compacto que puede ser trasladado y rearmado en otras localizaciones.
Consumo de material de remoción (10%): requerimiento de componentes que deben ser agregados y recargados periódicamente.	Deficiente: Requerimiento de reposición de material en periodos cortos de tiempo debido a que se consume en el funcionamiento de la tecnología. Regular: Requerimiento de reposición de material en periodos largos de tiempo debido a que se consume en el funcionamiento de la tecnología. Buena: Requerimiento de reposición de material eventualmente por perdidas de funcionamiento de la tecnología. Excelente: Requerimiento nulo de material de remoción para el funcionamiento de la tecnología.
Necesidad de compresión y enfriamiento (10%): requerimiento de procesos de compresión y enfriamiento que deben ser aplicadas a la corriente de alimentación.	Deficiente: requerimiento de procesos severos de compresión y enfriamiento para la entrada en la tecnología. Regular: Requerimiento severo de compresión y mínimo enfriamiento para la entrada en la tecnología. Buena: Requerimiento mínimo de

	compresión y severo enfriamiento para la entrada en la tecnología. Excelente: Requerimiento mínimo de compresión y enfriamiento para la entrada en la tecnología.
--	---

Posterior al proceso de deshidratación, se obtuvieron las nuevas condiciones de operación bajo las cuales pueden operar las tecnologías del endulzamiento. Además, se tuvo en cuenta que en caso de que la tecnología de endulzamiento seleccionada involucrara soluciones acuosas para su operación, se debía realizar el proceso de endulzamiento previo al de deshidratación.

Tabla n° 13. Criterios a evaluar de los aspectos técnicos para cada tecnología de endulzamiento.

Criterio	Clasificación (Puntuación)
Volumen de Gas Manejado (10%): Cantidad de gas en MMPCSD permitidos como corriente de alimentación en el sistema.	Deficiente: 0 a 50 MMPCSD. Regular: 51 a 100 MMPCSD. Buena: 101 a 150 MMPCSD. Excelente: 151 a 200 MMPCSD.
Accesibilidad a la Tecnología (10%): Requerimiento de asesoría técnica para la operación, instalación y/o mantenimiento del sistema.	Deficiente: Servicio técnico y operación exclusiva por parte del fabricante. Regular: Servicio técnico exclusivo por parte del fabricante o con supervisión de su personal técnico Buena: Ajustes técnicos se pueden realizar con asesoría de técnicos especializados sin necesidad de involucrar a algún fabricante (tecnologías no patentadas pero poco conocidas técnicamente). Excelente: No se requiere de servicio

	técnico especializado para el proceso (tecnologías no patentadas y muy conocidas técnicamente).
Complejidad del Proceso (5%): Cantidad de equipos o interrelación entre ellos y experiencia requerida para la operación.	Deficiente: Proceso altamente complejo en cantidad de equipos e interconexión entre ellos y requiere experiencia de operación no disponible. Regular: Proceso medianamente complejo en cantidad de equipos e interconectividad entre ellos y requiere experiencia no disponible. Buena: Proceso medianamente complejo y no requiere equipos de los cuales no se posea experiencia. Excelente: Proceso de poca complejidad.
Experiencia Local y Global (5%): Conocimiento y experiencia técnica de la tecnología a nivel nacional o internacional.	Deficiente: Tecnología poco conocida a nivel mundial y con experiencia de laboratorio solamente. Regular: No conocida nacionalmente y con pruebas de laboratorio solamente. Buena: Conocida a nivel nacional y con pruebas de campo a nivel mundial. Excelente: Conocida a nivel nacional y con pruebas de campo a nivel nacional.
Factibilidad Técnica (5%): Cumplimiento de los requerimientos del proceso de acuerdo con el gas de la localización seleccionada y las normas establecidas.	Deficiente: No cumple con los requerimientos. Regular: Cumple con algunas especificaciones requeridas. Buena: Cumple con las especificaciones

	requeridas pero requiere un mayor esfuerzo. Excelente: Excede las especificaciones requeridas.
Cantidad de Gases Ácidos Removidos (15%): Cantidad de contaminantes removidos luego del proceso previo de deshidratación.	Deficiente: Pobre remoción de CO₂ y H₂S respectivamente. Regular: Remoción de altas cantidades de H₂S pero no selectivo a CO₂ Buena: Alta remoción de CO₂ pero no selectivo a H₂S. Excelente: Altos contenidos de remoción de CO₂ y H₂S, aplicable a gases ultra ácidos (>20% H₂S y 20% CO₂)
Costos Comparativos con Sistema Convencional (10%): Costo comparativo de operación la tecnología en función de el proceso convencional de deshidratación con glicoles (No se evaluará valor de la patente de la tecnología por fines académicos)	Regular: Altos costos operativos. Buena: Costos operativos similares. Excelente: Bajos costos operativos.
Desechos Generados (5%): Cantidad de residuos que genera el proceso, y el grado de contaminación de los mismos.	Deficiente: Emite altas cantidades de residuos altamente contaminantes. Regular: Emite pocas cantidades de residuos altamente contaminantes. Buena: Emite altas cantidades de residuos no contaminantes al ambiente. Excelente: No emite ningún tipo de residuos.
Consumo energético (5%):	Deficiente: Requerimiento energético

	muy elevado, tanto para funcionamiento de la tecnología como para proceso de compresión y enfriamiento previo. Regular: Requerimiento energético bajo o nulo para funcionamiento de la tecnología mientras que para procesos de compresión y enfriamiento previos severos requiere alto contenido energético. Buena: Requerimiento energético para funcionamiento de la tecnología sin requerir proceso de compresión y enfriamiento previo severos. Excelente: Requerimiento energético bajo o nulo para funcionamiento de la tecnología sin requerir procesos de compresión y enfriamiento previo severos.
Modularidad en el Diseño (10%): Diseño compacto, con alta capacidad de transporte y facilidad de instalación.	Deficiente: Equipos complejos, sin posibilidad de transportar o reinstalar y con un amplio volumen. Regular: Equipos compactos pero con gran complejidad de instalación y dificultad para su transporte. Buena: volumen pero con alta facilidad de transporte e instalación. Excelente: Equipos compacto que puede ser trasladado y rearmado en otras localizaciones.
Consumo de material de remoción (10%): requerimiento de componentes	Deficiente: Requerimiento de reposición de material en periodos cortos de tiempo

que deben ser agregados y recargados periódicamente.	debido a que se consume en el funcionamiento de la tecnología. Regular: Requerimiento de reposición de material en periodos largos de tiempo debido a que se consume en el funcionamiento de la tecnología. Buena: Requerimiento de reposición de material eventualmente por perdidas de funcionamiento de la tecnología. Excelente: Requerimiento nulo de material de remoción para el funcionamiento de la tecnología.
Necesidad de compresión y enfriamiento (10%): requerimiento de procesos de compresión y enfriamiento que deben ser aplicadas a la corriente de alimentación.	Deficiente: requerimiento de procesos severos de compresión y enfriamiento para la entrada en la tecnología. Regular: Requerimiento severo de compresión y mínimo enfriamiento para la entrada en la tecnología. Buena: Requerimiento mínimo de compresión y severo enfriamiento para la entrada en la tecnología. Excelente: Requerimiento mínimo de compresión y enfriamiento para la entrada en la tecnología.

A continuación se indica en la tabla n° 14 el puntaje establecido para las clasificaciones de los criterios, así como el valor porcentual establecido para cada criterio.

Tabla n° 14. Valor de Clasificación Para Criterios de Evaluación de las Tecnologías.

Descripción de la Clasificación	Valor
Excelente	100
Buena	75
Regular	50
Deficiente	25

Para obtener un valor cuantitativo en las matrices aplicadas tanto a deshidratación como a endulzamiento se multiplico el valor de los criterios por el porcentaje según su importancia, el cual se basa en un criterio propio para esta investigación, luego se totalizó la suma de estos puntos para cada tecnología. De esta manera, la tecnología que resultó con un mayor puntaje fue determinada como óptima y se procedió a hacer el modelaje de la misma.

Análisis de sensibilidades aplicada a la matriz de deshidratación

Por último, se realizaron corridas de la misma matriz de deshidratación con diferentes condiciones operacionales con la intención de estudiar las sensibilidades de ciertos parámetros de la misma, permitiendo así evaluar su aplicabilidad en distintas localizaciones tanto a nivel nacional como internacional, para ello se tomaran dos corrientes:

- **Corriente 1:** dicha corriente tendrá condiciones operacionales de altas presiones y altas temperaturas, manteniendo la cantidad de contaminantes de la corriente original
- **Corriente 2:** dicha corriente tendrá condiciones operacionales de bajas presiones, temperatura estándar y mayor proporción de contaminantes que la corriente original.

Los parámetros que variaron en esta corrida fueron requerimiento de compresión, consumo energético y factibilidad técnica. Por último, es importante resaltar que a la matriz de endulzamiento no se le realizó ningún estudio de sensibilidades

debido a que posterior al proceso de deshidratación, la tecnología fija unas condiciones operacionales predeterminadas.

III.4 Modelaje de la tecnología seleccionada

Una vez seleccionadas las tecnologías se procedió a realizar un esquema del proceso que genere el acople de las técnicas seleccionadas para tratar el gas, para sistematizar las condiciones de operación que permiten determinar la corriente que ingresará al sistema de extracción de LGN y fraccionamiento en GLP denominado LPG-SepTM.

Para ello la corriente de gas estudiada, a la cual durante todo el proceso de tratamiento se le extrajeron los contaminantes, se le debe calcular el nuevo flujo volumétrico, sin embargo para realizarlo hay que calcular el nuevo porcentaje molar de la corriente de estudio calculando las libras mol de contaminantes retiradas utilizando la ecuación n° 6.

$$lbmol/Día_{n-comp\ rem} = \frac{(\%mol\ inic. - \%mol\ req.)}{100\%} \times Corriente\ Venteo\ inicial\ [lbmol/Día]$$

Ecuación n° 6

Particularmente para el agua se utiliza la ecuación n° 7 para calcular las libras mol resultante luego de la deshidratación.

$$lbmol/Día_{agua\ fin} = lbmol/Día_{agua\ inic} - \frac{(lb_{agua\ inic} - lb_{agua\ fin}) / MMPCS}{18\ lbmol} \times Corriente\ inic\ [MMPCSD]$$

Ecuación n° 7

Finalmente, extraídos los contaminantes y determinada la cantidad de % molar removido, se procedió a calcular el flujo de la nueva corriente de gas, a partir de la ecuación n° 8, utilizando la sumatoria de las libras moles de toda la corriente luego de la deshidratación y endulzamiento.

$$Flujo_{Post\ Tratamiento} = \frac{lbmol/Día_{Total\ Post\ tratamiento} \times 379\ PCS/lbmol}{\frac{1.000.000}{1MM}}$$

Ecuación n° 8

Los datos de la nueva corriente permitirán definir la eficiencia del sistema LPG-SepTM para determinar la cantidad de LGN extraídos y así conocer el flujo de GLP producido. Para ello se calculó el GPM de cada componente con la ecuación n° 10 y los barriles de cada uno con la ecuación n° 9.

$$Producto[bbl] = GPM \times Flujo\ Gas\ de\ Entrada\ (MMPCD) \times Eficiencia\ de\ Recobro \times \frac{1bbl}{42gal}$$

Ecuación n° 9

$$GPM_{n-comp} = \frac{Fracción\ molar_{n-comp} \times PM_{n-comp} \times 1000}{\rho_{n-comp} \left[\frac{lb}{gal} \right] \times 379\ PCS/lbmol}$$

Ecuación n° 10

Por último, en concordancia con las Normas para el transporte terrestre, almacenamiento e instalación de sistemas de gases de petróleo licuados (1977), se procedió a convertir el flujo extraíble de GLP de galones a kg, con la finalidad de determinar la cantidad de cilindros a emitir a la red de consumo, para ello se utilizo el factor de conversión indicado en la ecuación n°11.

$$Gal\ GLP\ a\ Kg\ GLP = \frac{1000cm^3}{1\ litro} \times \frac{1ft^3}{(30,48cm)^3} \times \frac{7,48gal}{1ft^3} \times \frac{0,507litros\ GLP}{1\ Kg} = 0,521\ \frac{gal}{Kg}$$

Ecuación n° 11.

CAPÍTULO IV

ANÁLISIS DE RESULTADOS

IV.1 Definición de localización de estudio

Se seleccionó un campo perteneciente a la Faja Petrolífera del Orinoco, región que aun se encuentra en pleno proceso de desarrollo por lo que no existe un plan integral de aprovechamiento de recursos asociados al petróleo como el gas natural, lo cual permite probar alternativas de producción, que permitan el mayor aprovechamiento de recursos actualmente desechados por condiciones operativas, tal es el caso del gas natural de venteo arrojado a la atmósfera o quemado, practica bastante común en esta región del país.. La información utilizada es real y fue suministrada por el Ministerio del Poder Popular para el Petróleo, donde se especifica la cromatografía específica del gas para febrero de 2018, así como la producción y uso del gas para el mes de octubre del año 2017. Todos los datos de producción están representados en unidades de Metros Cúbicos de flujo de gas, los cuales fueron medidos a condiciones estándar, es decir 60 °F y 14,65 LPC.

Para los fines de la investigación y por solicitud del ente regulador de la nación se mantendrá la confidencialidad de la información, omitiendo el nombre y la localización específica del campo denominado “Campo A” para ésta investigación.

Ubicación Geográfica y Condiciones de Entorno

El “Campo A” está localizado en el bloque Junín de la Faja Petrolífera del Orinoco, es administrado por una empresa mixta cuya propiedad es 100% del Estado. Su principal atractivo para la investigación es que no se encuentra conectado al sistema nacional de fraccionamiento de líquidos de gas natural, debido a que es un campo destinado netamente a la producción de petróleo (adscrito a la Vicepresidencia de Exploración y Producción de PDVSA) y el gas producido es asociado, por ende, se considera un producto secundario que actualmente se está destinando en su mayoría a la quema y venteo, generando una

importante ventana de oportunidad para la aplicación de la matriz generada en la presente investigación.

Adicionalmente el “Campo A” se ubica en una zona rural al sur de la nación, la cual colinda con poblaciones cuya demanda energética es importante. El principal asentamiento con una concentración demográfica a ser atendida energéticamente con gas natural es la ciudad de El Tigre, en el estado Anzoátegui, la cual será el objetivo de abastecimiento de GLP debido a no poseer, en su mayoría, servicio de gas directo (metano por tubería).

Objetivo de Distribución:

De acuerdo con la ubicación del campo de estudio, la planta de llenado de Gas Comunal S.A. más cercana a la cual suministrar el GLP producido como resultado de todo el proceso se encuentra en la ciudad de El Tigre, la cual genera la principal demanda energética para la localización.

La ciudad de El Tigre es la capital del municipio Simón Rodríguez del Estado Anzoátegui, Venezuela, se encuentra ubicado al centro-sur de dicho estado. Posee una superficie de 703 km² y tenía una población de 236.566 habitantes.

Con respecto a la distribución de GLP, existe solo una planta de llenado de GLP en la zona la cual de acuerdo con datos cartográficos mostrados a continuación en la figura n° 30., se encuentra a 110 km por carretera desde el “Campo A” y según Gas Comunal S.A. para el año 2018 consume en promedio 40 cisternas semanales de GLP, con un volumen aproximado de 10.000 galones de GLP por cada viaje de cisterna, para atender 42.000 familias para un periodo de 20 días aproximadamente, tiempo de consumo de cilindros de GLP de 10kg.

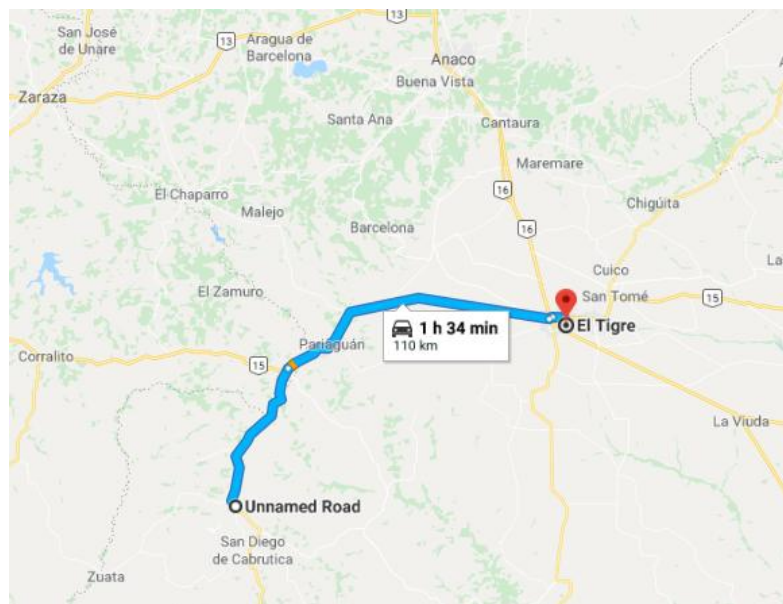


Figura n° 30. Distancia Aproximada del Campo A a la Población de El Tigre (Google Maps, 2018)

Corriente de gas natural

A continuación se señalan los principales parámetros de la corriente de gas natural que alimentará todo el sistema a ser estudiado, comenzando por los parámetros volumétricos y luego señalando los parámetros determinados a través de una cromatografía.

Volumetría:

Se muestra en las tablas n° 15 y n° 16 el volumen de gas disponible en el “Campo A”, dividido en gas producido como gas asociado de petróleo y gas recibido de transferencia (de otros campos adyacentes), de los cuales se utiliza una fracción como combustible de uso interno y el resto es quemado, es importante destacar que éste último es el gas que alimenta toda la investigación.

Tabla n° 15. Fuentes y Transferencias de Gas Natural Campo A.
Cifras en Metros Cúbicos (Volumen calculado a 60° F y 14,65 lpc)

PRODUCIDO DE FORMACIÓN - GAS ASOCIADO	PRODUCIDO DE FORMACIÓN - GAS NO ASOCIADO	TOTAL DE GAS PRODUCIDO	RECIBIDO TRANSFERENCIA	TRANSFERIDO	TOTAL DISPONIBLE
45.914,965		45.914,965	4.667,119		50.582,084
		0			0
		0			0
		0			0
		0			0
45.914,965	0	45.914,965	4.667,119	0	50.582,084

Fuente: (MENPET, 2017)

Tabla n° 16. Distribución Final del Gas Natural Disponible Campo A.
Cifras en Metros Cúbicos (Volumen calculado a 60° F y 14,65 lpc)

TOTAL DISPONIBLE	INYECTADO	USADO COMO COMBUSTIBLE	VENDED	MERMAS	PROCESADO EN PLANTAS DE EXTRACCIÓN	CONDENSADOS EN PLANTAS DE EXTRACCIÓN	PÉRDIDAS	ARROJADO A LA ATMÓSFERA	
								QUEMADO	VENTRADO
50.582,084		16.143,029						34.439,055	
50.582,084	0	16.143,029	0	0	0	0	0	34.439,055	0
CROMATOGRAFÍA									
% Molar									
GPM		C1		C2		C3		C4	C5+
(C2+) 0,5121		90,43		0,85		0,25		0,19	0,38
(C3+) 0,2846									
(C2+) 2,2283		83,35		1,81		1,21		1,43	2,42
(C3+) 1,7438									

Fuente: (MENPET, 2017)

De acuerdo con la tabla n° 16 se clasifico la corriente de gas como un gas pobre debido al GPM del propano mas, sin embargo por la gran cantidad de volumen de gas arrojado a la atmosfera es factible la extracción de líquidos de dicha corriente.

Normalmente las unidades en las que se trabaja una corriente de gas natural son en millones de pies cúbicos estándar (MMPCS), por lo que a continuación se muestra en la tabla n° 17 la misma volumetría convertida a la unidad más utilizada con fines de normalizar y facilitar los cálculos.

Tabla n° 17. Corrientes de Gas “Campo A”

Tipo de Corriente	Metros Cúbicos Estándar / Mes	Millones de Pies Cúbicos Estándar/ Día
Gas Producido de Formación-Gas Asociado	45.914.965 m^3 /mes	54,04 MMPCS/día
Gas Recibido de Transferencia	4.667.119 m^3 /mes	5,49 MMPCS/día
Total Disponible	50.582.084 m^3 /mes	59,54 MMPCS/día
Gas Usado como Combustible	16.143.029 m^3 /mes	19,00 MMPCS/día
Gas Arrojado a la Atmosfera - Quemado	34.439.055 m^3 /mes	40,53 MMPCS/día

Fuente: (MENPET, 2017)

El gas de interés es la corriente arrojada a la atmosfera que en el caso del campo de estudio es quemada, por lo tanto la corriente de alimentación a cualquier proceso posterior es 40,53 MMPCS/día.

Cromatografía

Tabla n° 18. Composición y Características Moleculares Gas “Campo A”

	Componente <i>Component</i>	%molar	μ , k=2	GPM	MM, g/mol	ρ Líquido, g/cm ³
H ₂ S	Sulfuro de Hidrogeno <i>Hydrogen Sulfide</i>	0,0028	0,00017		34,080	0,7900
CO ₂	Dioxido de Carbono <i>Carbon Dioxide</i>	9,05	0,12		44,010	0,8172
N ₂	Nitrogeno <i>Nitrogen</i>	0,14	0,07		28,013	0,8086
C ₁	Metano <i>Methane</i>	86,75	1,52		16,043	0,2997
C ₂	Etano <i>Ethane</i>	0,53	0,28	0,141	30,070	0,3558
C ₃	Propano <i>Propane</i>	0,12	0,16	0,032	44,097	0,5065
i-C ₄	iso-butano <i>i-so-butane</i>	0,109	0,046	0,036	58,123	0,5623
n-C ₄	n-butano <i>n-butane</i>	0,446	0,046	0,140	58,123	0,5834
i-C ₅	iso-pentano <i>iso-pentane</i>	0,813	0,023	0,297	72,150	0,6241
n-C ₅	n-pentano <i>n-pentane</i>	0,991	0,023	0,358	72,150	0,6305
C ₆	Hexanos <i>Hexanes</i>	0,519	0,012	0,201	86,170	0,6850
C ₇	Heptanos <i>Heptanes</i>	0,201	0,001	0,084	100,204	0,7068
C ₈	Octanos <i>Octanes</i>	0,2677	0,0013	0,121	114,231	0,7217
C ₉	Nonanos <i>Nonanes</i>	0,0420	0,0009	0,021	128,258	0,7342
C ₁₀	Decanos <i>Decanes</i>	0,0078	0,0008	0,004	142,285	0,7400
C ₁₁₊	Undecanos mas <i>Undecanes plus</i>	0,00942	0,00072	0,006	156,000	0,7490
Total		100,0		1,442		

μ = incertidumbre de la medición (*uncertainty*), MM= masa molar (*molar mass*), ρ = densidad (*density*), GPM = galones de liquido por cada mil pies cubicos de gas

Fuente: (MENPET, 2018)

Tabla n° 19. Composición Energética y Riqueza del Gas “Campo A”

a 14,7 lpca y 60 °F	
Valor Calorífico Bruto (BTU/fcn de Gas Seco)	1036
Gross calorific value (BTU/fcn dry gas)	
Valor Calorífico Neto (BTU/fcn de Gas Seco)	935
Net calorific value (BTU/fcn dry gas)	
GPM (C ₂₊):	1,4418
GPM (C ₃₊):	1,3004
Viscosidad del Gas (cP):	0,0107
Gas Viscosity (cP):	

Fuente: (MENPET, 2018)

Tabla n° 20. Características Gas “Campo A” Obtenidas de Muestra Cromatografía

Características de la muestra	
Sample Features	
Presión pseudocrítica (lpca):	696,73
Pseudocritical pressure (lpca):	
Temperatura pseudocrítica (°R):	380,93
Pseudocritical temperature:	
Masa molar promedio:	20,811
Average molar mass:	
Gravedad del Gas, Calculada (aire = 1,000):	0,719
Calculated Gas Gravity (air = 1,000):	
Factor de Gravedad del Gas, Fg:	1,180
Gas gravity factor, Fg:	
Corrección por Compresibilidad a Condiciones de Muestreo, Fpv:	1,007
Compressibility correction at sampling conditions, Fvp:	
Factor Z del Gas a Condiciones de Muestreo*:	0,986
Z gas factor at sampling conditions*:	
* De: Standing, M.B., "Volumetric and Phase Behavior of Oil Field Hydrocarbon Systems", SPE (Dallas), 1977, 8th Edition, Appendix II.	

Fuente: (MENPET, 2018)

De acuerdo con los datos suministrados por la prueba de cromatografía tomada en un pozo del Campo A, en condiciones secas y estándar mostradas en las tablas

n° 18, 19 y 20, se concluyó que el gas de estudio es una corriente agria, debido a que su contenido de CO₂ es mayor a 2 % mientras que la cantidad de partes por millón de sulfuro de hidrógeno es mayor a 4 ppm. Además, se puede considerar como un gas pobre pues posee un GPM < 2, esto de acuerdo a la tabla n° 16 la cual indica el porcentaje molar representativo para cada componente de la corriente producida en todo el campo de acuerdo con el Ministerio de Petróleo. Sin embargo, estos componentes son útiles para la recuperación de LGN debido al alto flujo de gas desperdiciado. Con respecto a la cantidad de vapor de agua solo se puede determinar una vez conocidas las condiciones de operación de tratamiento del gas.

Cálculos de Composición Teórica

Para conocer la cantidad de líquidos máxima extraída de la corriente se utilizó la ecuación n° 1 la cual resulto en:

$$LGN_{Cond. Teóricamente} = \frac{1,3004 \text{ GPM} \times 40.530 \text{ MPCs/día}}{\frac{42 \text{ gal}}{1 \text{ bbl}}} = 1254,886 \text{ bbl/día}$$

Condiciones de Operación

Tal como se indicó en el capítulo anterior, el gas de alimentación proviene directamente del cabezal del pozo por lo que se asumen condiciones (100 psi y 60 F) indicadas a continuación en la tabla n° 21 para caracterizar la corriente antes de ser comprimida.

Tabla n° 21. Condiciones de operación “Campo A” previa compresión.

Presión [psia]	60 psig
Temperatura [°F]	100 °F
Corriente de Entrada	40,53 MMPCS/día.

Posteriormente se evaluaron los tipos de compresores haciendo uso de la figura n°10 ubicada en el capítulo 3, ingresando en el gráfico con las condiciones de

operación requeridas por cada tecnología evaluada para el proceso de deshidratación, las mismas son expuestas a continuación en la tabla n° 22.

Tabla n° 22. Condiciones de operación tecnologías de deshidratación.

	Delicuescencia	Separadores Supersónicos	Higee
Presión [psia]	100 a 1200 psig	1000-1450 psig	100- 1056 psig
Temperatura [°F]	35 a 60° F	60 a -4 °F	75 a 91 °F
Corriente de Entrada	0 a 5 MMPCSD	36 MMPCSD (Probada)	11 a 200 MMPCSD
Tipo de Compresor	Reciprocante	Reciprocante o Centrifugo	Reciprocante o Centrifugo (Según corriente)
Capacidad de deshidratación	166, 5 lb H ₂ O / MMPCS	96 a 98% hasta 7 lb H ₂ O/ MMPCS	28 a 44 lb H ₂ O/ MMPCS

Asimismo se realizó una simulación del compresor en la herramienta Aspen Hysys tal como se expresa en la figura n° 31, lo cual permitió conocer que para obtener las condiciones operacionales necesarias para que el sistema cuente con la energía suficiente debe contar con una potencia de 3.796 caballos de fuerza.

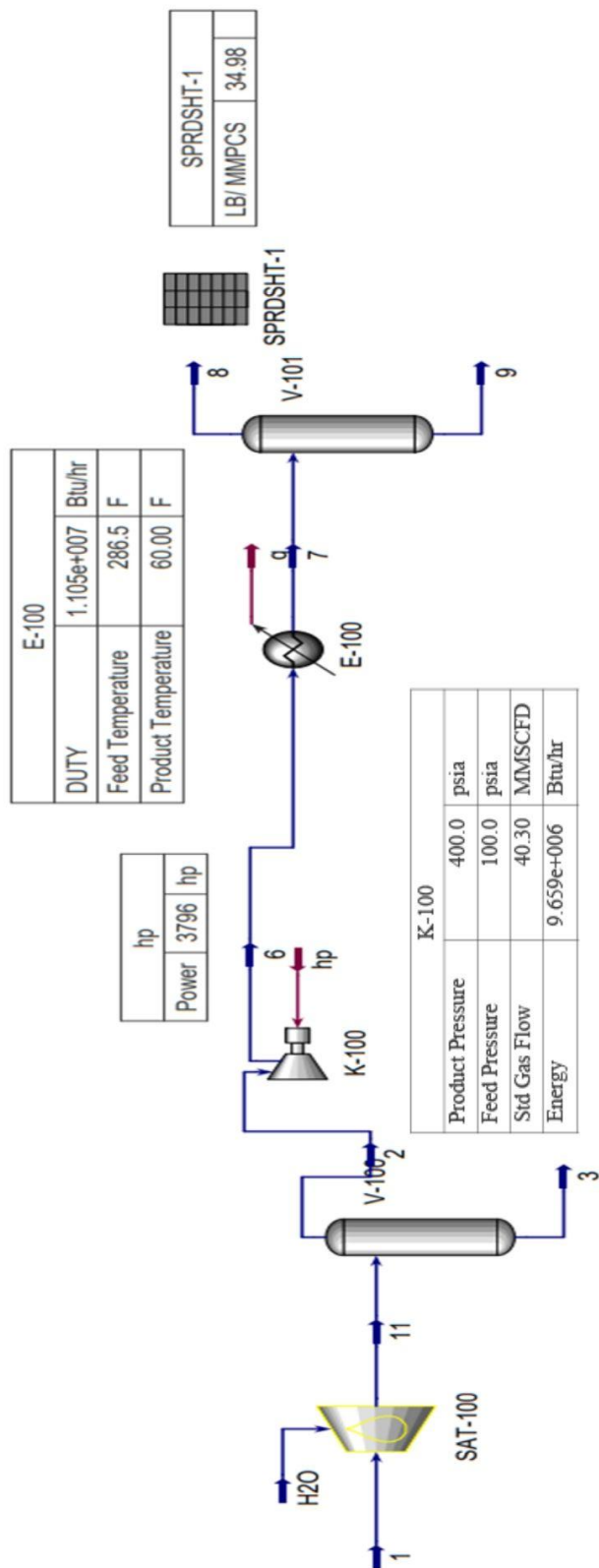


Figura n° 31. Simulación del proceso de compresión en Aspen Hysys

Con la finalidad de normalizar y poder definir la cantidad de agua se seleccionaron unas condiciones operacionales de salida del compresor con base en obtener el valor critico de remoción de deshidratación de las tecnologías, para ello se muestra en la tabla n° 23 las condiciones normalizadas asumidas, es importante indicar que para alcanzar la temperatura requerida por las tecnologías hay que añadir un enfriador luego del proceso de compresión.

Tabla n° 23. Condiciones de operación seleccionadas.

Presión [psia]	400 psig
Temperatura [°F]	60° F
Corriente de Entrada	2 corrientes de 20,265 MMPCSD para alcanzar el total venteado en el campo A

Cabe destacar que los valores de la tabla n° 24 son producto de de aplicar la correlación de McKetta-Wehe (1958) para determinar el contenido de agua, ingresando en la figura n°25 y obteniendo como resultado 40 lb de H₂O/MMPCS.

Composición molar a condiciones de saturación

Tabla n° 24. Composición molar a condiciones de saturación de agua.

COMPONENTES	Original % mol	Agua % mol	Lbmol/Dia Gas inicial	Lbmol/Dia Agua	Lbmol/Dia Total	%Molar nuevo
Nitrógeno	0,140	0,000	149,715	0,000	149,715	0,140
Sulfuro de Hidrógeno	0,003	0,000	2,994	0,000	2,994	0,003
Dióxido de Carbono	9,050	0,000	9678,008	0,000	9678,008	9,043
Metano	86,750	0,000	92769,855	0,000	92769,855	86,687
Etano	0,530	0,000	566,778	0,000	566,778	0,530
Propano	0,120	0,000	128,327	0,000	128,327	0,120
Iso-Butano	0,109	0,000	116,564	0,000	116,564	0,109
n-Butano	0,446	0,000	476,949	0,000	476,949	0,446
Iso-Pentano	0,813	0,000	869,417	0,000	869,417	0,812
n-Pentano	0,991	0,000	1059,769	0,000	1059,769	0,990
n-Hexano	0,519	0,000	555,015	0,000	555,015	0,519
n-Heptano	0,201	0,000	214,948	0,000	214,948	0,201
n-Octano	0,268	0,000	286,277	0,000	286,277	0,268
n-Nonano	0,042	0,000	44,915	0,000	44,915	0,042
n-Decano	0,008	0,000	8,341	0,000	8,341	0,008
Undecanos mas	0,009	0,000	10,074	0,000	10,074	0,009
Agua	0,000	100,000	0,000	78,763	78,763	0,074
Total	99,99872	100	106937,945	78,7633	107016,708	100

Cantidad de Contaminantes a Remover

Finalmente se resume en la siguiente tabla n° 25 la corriente a ser tratada, junto con los parámetros deseados y finalmente la cantidad de contaminantes a ser removidos.

Tabla n° 25. Condiciones de operación “Campo A” posterior compresión y enfriamiento.

	Niveles iniciales	Niveles Requeridos	Contenido a Remover
Contenido de Agua	40 lb/MMPCS	7 lb/MMPCS	33 lb/MMPCS
Contenido de H₂S	28ppm molar	4 ppm molar	24 ppm molar
Contenido de CO₂	9% molar	2% molar	7% molar

IV.2 Evaluación de tecnologías

IV.2.1 Caracterización de las Tecnologías de Deshidratación

Proceso de deliquesencia

Condiciones de Operación

Tabla n° 26. Características proceso Deliquesencia

Temperatura de Operación	35 a 60° F
Presión de Operación	100 a 1200 psig
Capacidad de Remoción	3,333 lb H ₂ O/lb CaCl ₂
Contenido de agua alcanzado	7 lb/MMPCS
Corriente Permitida	0 a 5 MMPCSD por unidad (Cada sistema posee 4 unidades)
Costos	0,02 a 0,10 \$/MMPCS
Recarga de Material	30 a 50 libras. 1 semana para 2,5MMPCSD @ 250psig
Desechos generados	Salmuera
Requerimiento Energético	Mínimo
Control de operación	Requiere suministro de material con personal operativo.

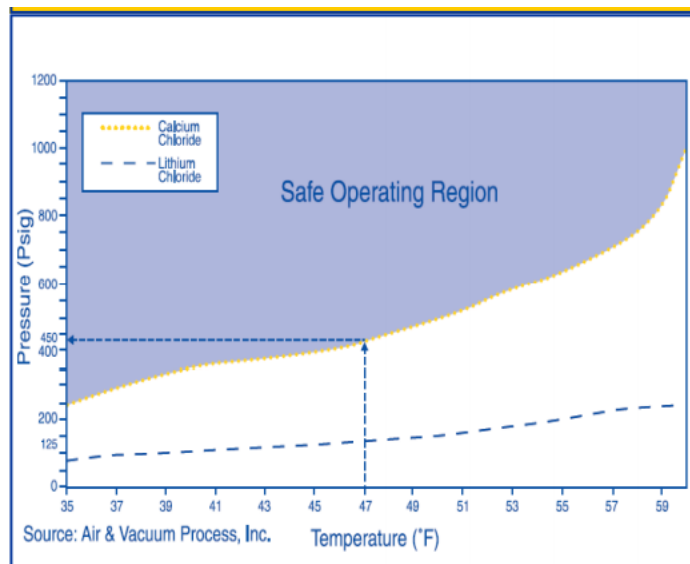


Figura n° 32. Curvas de comportamiento de desecantes para máximo contenido de humedad (7lb de agua / MMPCS) (Natural Gas EPA Polution Preventer, 2016)

A continuación se puede observar en la figura n° 32 una imagen referencial del sistema donde se aprecia que es un diseño compacto y portátil.



Figura n° 33. Curvas de comportamiento de desecantes para máximo contenido de humedad (7lb de agua / MMPCS) (Natural Gas EPA Polution Preventer, 2016)

Proceso basado en separadores supersónicos

Condiciones de Operación

Tabla n° 27. Características proceso Separadores Supersónicos

Temperatura de entrada	68 °F a -13°F aproximadamente
Presión de entrada	1100 a 1450 psig
Temperatura de salida	-40 °C
Presión de salida	870 psig
Capacidad de Remoción	96 al 98% en condiciones de operación adecuadas.
Contenido de agua alcanzado	7 lb/MMPCS
Corriente Permitida	36 MMPCSD (Probada)

Costos	Asociados a costo de la tecnología y costos de compresor.
Recarga de Material	No posee partes móviles ni material consumido
Desechos generados	No opera con materiales químicos por lo que no emite desechos.
Requerimiento Energético	El consumo energético se basa en los dispositivos de compresión a añadir
Dimensiones del Deshidratador	2 unidades de 3 m de altura y 1 m de diámetro (18 MMPCSD de capacidad c/u)

A continuación se puede observar en la figura n° 33 una imagen referencial del sistema donde se aprecia que es un diseño compacto y portátil.

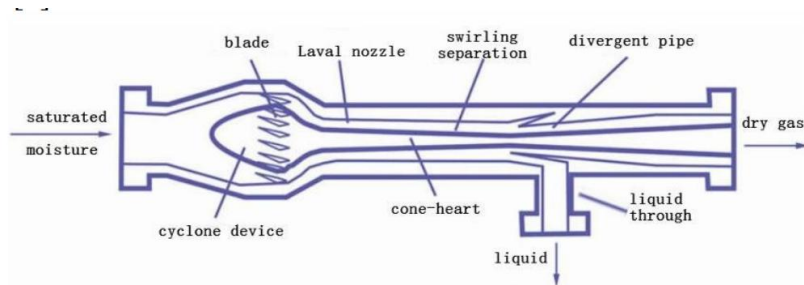


Figura n° 34. Sistema Twister a velocidad supersónica. (Jaimes et. al., 2010)

IV.2.2 Caracterización de las Tecnologías de Endulzamiento

Proceso de enfriamiento criogénico

Condiciones de Operación

Tabla n° 28. Características proceso enfriamiento criogenico

Temperatura de entrada	Ambiente
Presión de entrada	180 a 1000 psig
Temperatura de salida	-180 a -76°F
Presión de salida	180 a 1000 psig
Capacidad de Remoción	70% en volumen de dióxido de carbono como contaminante del gas natural se ha eliminado con

	éxito
Contenido de CO₂ alcanzado	Alcanza menos de 200 ppm de CO ₂
Contenido de H₂S alcanzado	Remueve el contenido de H ₂ S hasta el mínimo requerido.
Corriente Permitida	50 hasta 200 MMPCSD
Costos	Entre 20% y 40% más económicos que los procesos convencionales.
Recarga de Material	-
Desechos generados	-
Requerimiento Energético	Asociado a proceso de enfriamiento

A continuación se puede observar en la figura n° 34 una imagen referencial del sistema donde se aprecia que es un diseño compacto y portátil.

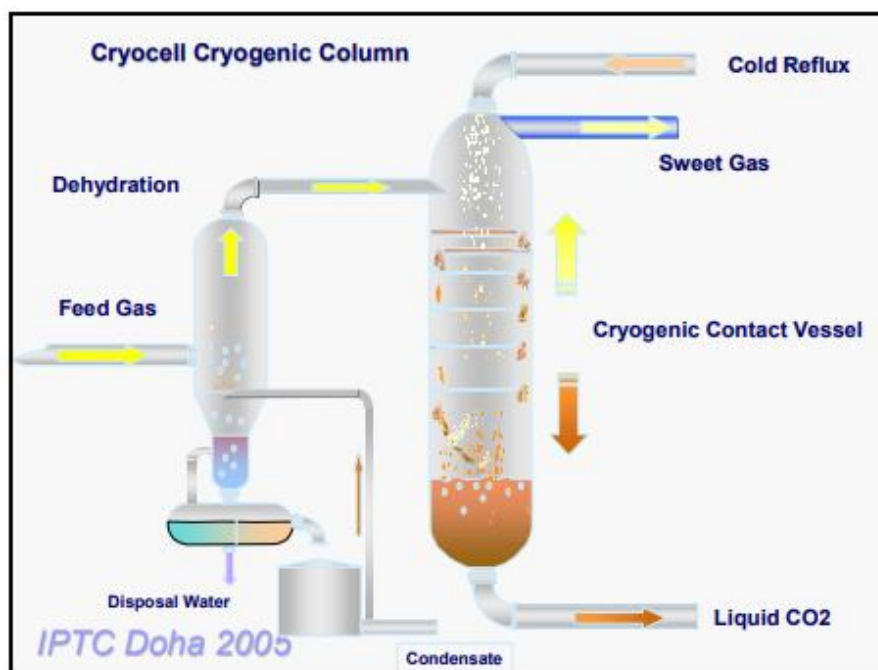


Figura n° 35. Sistema de enfriamiento criogénico (Hart et. al., 2009).

Sistema Membrana-Amina

Condiciones de Operación

Tabla n° 29. Características proceso Membrana-Amina

Temperatura de entrada	100 °F
Presión de entrada	1000 psi
Capacidad de Remoción	Membrana: Selectiva al H ₂ S de 12 a 84% de remoción Amina: Selectiva a CO ₂
Contenido de CO₂ alcanzado	1% mol
Contenido de H₂S alcanzado	4ppm o menos
Corriente Permitida	Hasta 250MMPCSD
Costos	\$ 10 / <i>pie</i> ² instalación, \$ 5 / <i>pie</i> ² reemplazo de membrana
Recarga de Material	Membranas con amplia duración y amina MDEA
Desechos generados	-
Requerimiento Energético	Asociado a compresor y sistemas de intercambio de calor

En la figura n° 35 se puede observar los costos de la membrana en función de su capacidad de remoción:

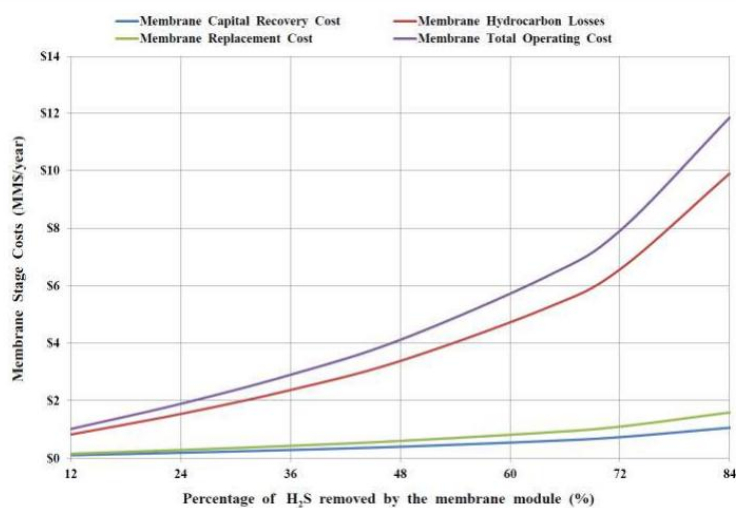


Figura n° 36. Costos de etapa de membrana en función del H₂S removido (Jackson et. al., 2005)

A continuación se puede observar en la figura n° 36 una imagen referencial del sistema donde se aprecia que es un diseño compacto y portátil.

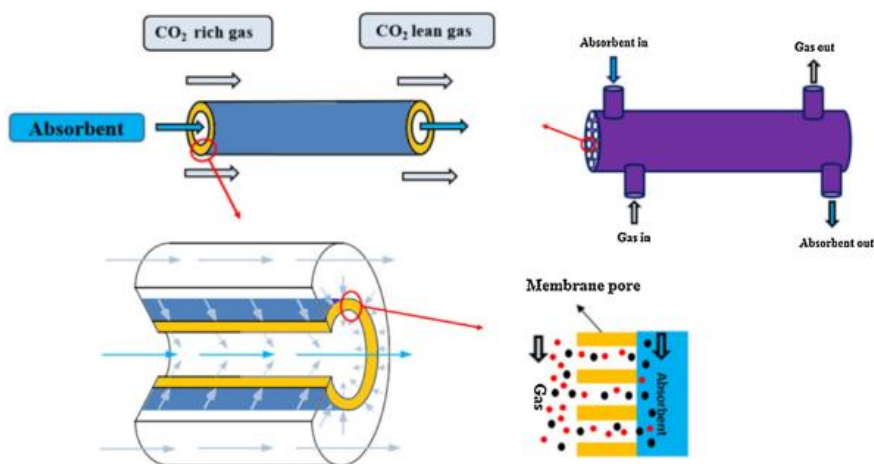


Figura n° 37. Esquema típico de separación de gas en módulo híbrido (Alkatheri et. al., 2016).

IV.2.3 Caracterización de las Tecnologías de Deshidratación y Endulzamiento

Higee

Condiciones de Operación para Deshidratación

Tabla n° 30. Condiciones operacionales Higee para remoción de H₂O

Temperatura de entrada	75 – 91 °F
Presión de entrada	100 – 1056 psi
Temperatura de salida	No hay cambios significativos con respecto a valores de entrada
Presión de salida	No hay cambios significativos con respecto a valores de entrada
Capacidad de Remoción	28 – 44 lb / MMPCS
Contenido de H₂O alcanzado	2,8 – 5,8 lb / MMPCS
Corriente Permitida	11 – 200 MMPCSD
Costos	Asociados a unidad Higee, sopesados con reducción en

	volumen de torre de separación.
Recarga de Material	TEG necesario para absorción
Desechos generados	Componentes volátiles
Requerimiento Energético	Alto asociado al funcionamiento del motor que genera la rotación. aproximadamente
Dimensiones	2 a 3 veces menor torres convencionales

Condiciones de Operación para Endulzamiento

Tabla n° 31. Condiciones operaciones Hige para remoción CO₂

Temperatura de entrada	70 – 100 °F
Presión de entrada	1050 psi
Capacidad de Remoción	MDEA como disolvente. Como resultado, la co-absorción de 79.9% a 8.9% utilizando MDEA como amina de H ₂ S
Contenido de CO₂ alcanzado	2% - 0,7% molar
Corriente Permitida	50 MMPCSD
Costos	Asociados a unidad Hige, sopesados con reducción en volumen de torre de separación.
Recarga de Material	MDEA necesario para absorción
Desechos generados	Componentes volátiles
Requerimiento Energético	Alto asociado al funcionamiento del motor que genera la rotación.
Dimensiones	2 a 3 veces menor torres convencionales

A continuación se puede observar en la figura n° 37 una imagen referencial del sistema donde se aprecia que es un diseño compacto y portátil.

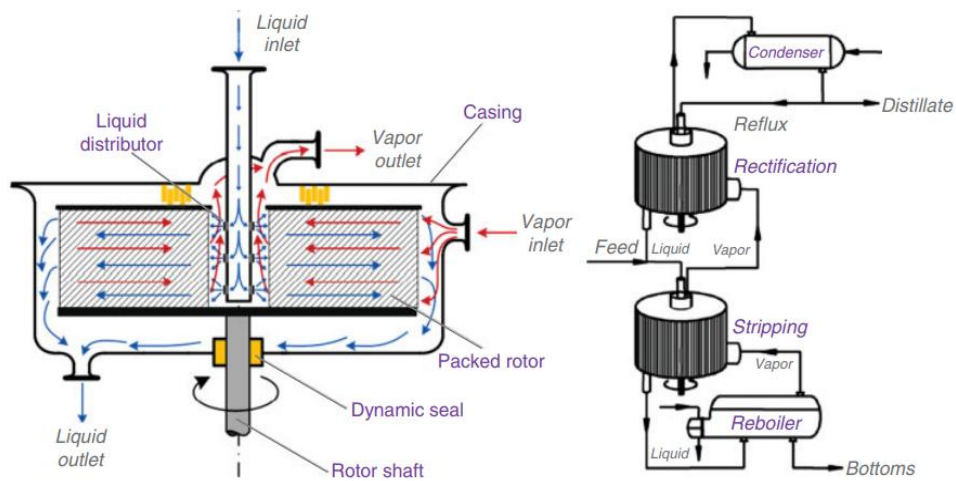


Figure 7. Rotating packed-bed (left) and HiGee distillation using RPB (right).

Figura n° 38. Sistema Hige (Kiss, 2013)

IV.2.4 Selección de Tecnología de Deshidratación

Finalmente, con los datos que caracterizan cada tecnología de deshidratación se procede a aplicar la matriz comparativa definida previamente en la tabla n° 12, donde se totalizó el puntaje definido por la tabla n° 14 y la tecnología seleccionada como óptima es la que produjo mayor puntuación

Tabla n° 32. Matriz de Selección de Tecnología de Deshidratación.

Criterio	Peso	Delicuescencia		Separadores Supersónicos		Higee	
		Clasif.	Puntos	Clasif.	Puntos	Clasif.	Puntos
Complejidad del Proceso	0,05	B	75	D	25	R	50
Accesibilidad a la Tecnología	0,1	E	100	R	50	B	75
Volumen de Gas Manejado	0,1	D	25	R	50	E	100
Experiencia Local y Global	0,05	B	75	B	75	B	75
Factibilidad Técnica	0,05	R	50	R	50	B	75
Cantidad de Agua Removida	0,15	E	100	B	75	D	25
Costos Comparativos con Sistema Convencional	0,1	E	100	B	75	R	50
Desechos Generados	0,05	B	75	E	100	R	50
Consumo energético	0,05	E	100	R	50	B	75
Modularidad en el Diseño	0,1	B	75	E	100	B	75
Consumo de material de remoción	0,1	D	25	B	75	E	100
Necesidad de compresión y enfriamiento	0,1	B	75	D	25	E	100
Total		73,75		63,75		70	

Finalmente la tecnología que emite un mayor puntaje según la matriz de evaluación es Delicuescencia, la cual posee unas condiciones de operación mostradas en la tabla n° 26.

Análisis de sensibilidades aplicada a la matriz de deshidratación

A continuación en la tabla n° 33 se muestran la variación de las condiciones de alimentación a la tecnología de deshidratación para las 2 corridas adicionales que se realizaron a la misma matriz para verificar la sensibilidad de aplicación de la herramienta de selección en distintos tipos de corrientes de gas natural:

Tabla n° 33. Condiciones operaciones corrientes para sensibilidades

	Corriente 1	Corriente 2
Presión (psi)	1000	100
CO₂ (%molar)	9,05	58
H₂S (ppm)	28	100
Temperatura (F)	>100	60

Los parámetros que se ven afectados por la modificación de las condiciones operacionales originales son: factibilidad técnica, consumo energético y necesidad de compresor y enfriador, los mismos se encuentran los sombreados en rojo en las tablas n° 34 y tabla n°35. Dicha sensibilidad permitió afirmar que la variación entre cada uno de los análisis es de 20% debido a la ponderación con la que cuentan los parámetros anteriormente mencionados.

Cabe acotar que las condiciones operacionales dependen netamente de la tecnología de deshidratación seleccionada, por lo cual, posiblemente se deba agregar un compresor o enfriador para obtener las condiciones operacionales de entrada en las tecnologías de endulzamiento siendo esto un parámetro a evaluar en la matriz con una ponderación establecida.

Tabla n° 34. Matriz de Selección de Tecnología de Deshidratación (Sensibilidad 1).

Criterio	Peso	Delicuescencia		Separadores Supersónicos		Higee	
		Clasif.	Puntos	Clasif.	Puntos	Clasif.	Puntos
Complejidad del Proceso	0,05	B	75	D	25	R	50
Accesibilidad a la Tecnología	0,1	E	100	R	50	B	75
Volumen de Gas Manejado	0,1	D	25	R	50	E	100
Experiencia Local y Global	0,05	B	75	B	75	B	75
Factibilidad Técnica	0,05	B	75	B	75	B	75
Cantidad de Agua Removida	0,15	E	100	B	75	D	25
Costos Comparativos con Sistema Convencional	0,1	E	100	B	75	R	50
Desechos Generados	0,05	B	75	E	100	R	50
Consumo energético	0,05	R	50	R	50	B	75
Modularidad en el Diseño	0,1	B	75	E	100	B	75
Consumo de material de remoción	0,1	D	25	B	75	E	100
Necesidad de compresión y enfriamiento	0,1	B	75	D	25	E	100
Total		72,5		65		70	

Tabla n° 35. Matriz de Selección de Tecnología de Deshidratación (Sensibilidad 2).

Criterio	Peso	Delicuescencia		Separadores Supersónicos		Higee	
		Clasif.	Puntos	Clasif.	Puntos	Clasif.	Puntos
Complejidad del Proceso	0,05	B	75	D	25	R	50
Accesibilidad a la Tecnología	0,1	E	100	R	50	B	75
Volumen de Gas Manejado	0,1	D	25	R	50	E	100
Experiencia Local y Global	0,05	B	75	B	75	B	75
Factibilidad Técnica	0,05	E	50	R	50	B	75
Cantidad de Agua Removida	0,15	E	100	B	75	D	25
Costos Comparativos con Sistema Convencional	0,1	E	100	B	75	R	50
Desechos Generados	0,05	B	75	E	100	R	50
Consumo energético	0,05	E	100	R	75	R	50
Modularidad en el Diseño	0,1	B	75	E	100	B	75
Consumo de material de remoción	0,1	D	25	B	75	E	100
Necesidad de compresión y enfriamiento	0,1	E	75	D	25	E	100
Total		73,75		65		68,75	

Después de realizar las sensibilidades a la matriz de deshidratación se obtuvo como resultado que la elección coincide con la arrojada por la matriz original, lo cual permitió afirmar que la tecnología óptima para distintas condiciones operacionales del flujo de alimentación es la delicuescencia.

IV.2.5 Selección de Tecnología de Endulzamiento

Los datos que caracterizan cada tecnología de endulzamiento permitieron aplicar la matriz comparativa definida previamente en la tabla n° 12, donde se totalizó el puntaje definido por la tabla n° 14 y la tecnología seleccionada como óptima es la que produjo mayor puntuación.

Tabla n° 36. Matriz de Selección de Tecnología de Endulzamiento.

Criterio	Peso	Enfriamiento Criogénico		Membrana-Amina		Higee	
		Clasif.	Puntos	Clasif.	Puntos	Clasif.	Puntos
Complejidad del Proceso	0,05	B	75	R	50	D	25
Accesibilidad a la Tecnología	0,1	B	75	R	50	B	75
Volumen de Gas Manejado	0,1	E	100	E	100	D	25
Experiencia Local y Global	0,05	R	50	B	75	R	50
Factibilidad Técnica	0,05	B	75	R	50	R	50
Cantidad de Gases Ácidos a Remover	0,15	R	50	E	100	B	75
Costos Comparativos con Sistema Convencional	0,1	E	100	B	75	B	75
Desechos Generados	0,05	E	100	R	50	R	50

Consumo energético	0,05	R	50	R	50	R	50
Modularidad en el Diseño	0,1	B	75	B	75	B	75
Consumo de material de remoción	0,1	E	100	B	75	B	75
Necesidad de compresión y enfriamiento	0,1	R	50	R	50	R	50
Total			75		71,25		60

Finalmente la tecnología que emite un mayor puntaje según la matriz de evaluación es enfriamiento criogenico, tal como se expreso en los resultados de la tabla n° 36.

IV.3 Modelaje de la tecnología seleccionada

La tecnología óptima para ser aplicada en el proceso de deshidratación fue la **Delicuescencia**, mientras que el sistema indicado para el proceso de endulzamiento resultó ser el **Enfriamiento Criogénico** para ingresar en la tecnología LPG-Sep™ con el objetivo de extraer LGN y fraccionar para obtener GLP.

A continuación se muestra en la tabla n° 37 las condiciones de entrada de la corriente de alimentación al proceso de delicuescencia.

Tabla n° 37. Condiciones de operación de entrada a sistema de delicuescencia.

Presión [psia]	400 psig
Temperatura [°F]	60° F
Corriente de Entrada	2 corrientes de 20,265 MMPCSD para alcanzar el total venteado en el campo A
Cantidad de Agua	34,98 lb H2O /MMPCS Gas natural.

De acuerdo con las condiciones de operación seguras para el envase contenedor del proceso de delicuescencia indicada en la figura n° 31, se seleccionó la presión de entrada de 400 psi arrojando un resultado de temperatura de operación de 45 °F que se genera en el interior del sistema. Con respecto a las dos corrientes de 20,265 MMPCSD que alimentan las dos unidades requeridas para la deshidratación por delicuescencia, las mismas son combinadas para alimentar a una unidad de endulzamiento seleccionado. En resumen, se muestran las condiciones de salida de la tecnología de deshidratación en la tabla n° 38 a continuación.

Tabla n° 38. Condiciones de operación de salida de sistema de delicuescencia.

Presión [psia]	400 psig
Temperatura [°F]	45° F
Cantidad de Agua	7 lb H2O /MMPCS Gas natural.

Finalmente estas condiciones de salida del sistema de deshidratación seleccionado, serán las condiciones con las que ingresará la corriente de gas natural al proceso de endulzamiento, el cual emitirá una corriente con las condiciones de operación mostradas en la tabla n° 39.

Para determinar éstas condiciones de operación se asumen las siguientes premisas teniendo en cuenta el tiempo de transito de la corriente dentro del recipiente criogénico:

- Debido al punto de congelación del agua, se asume que se congelará una parte de la misma alcanzando un contenido de 5 lb H2O /MMPCS dentro de la corriente de gas.
- Se alcanzará el requerimiento mínimo de H2S, controlando la temperatura del sistema hasta el punto de congelación de éste componente.
- Los hidrocarburos pesados que poseen un punto de congelación a mayor temperatura que la de operación del sistema, se solidificarán, sin embargo

se asume que serán reinyectados a la corriente de salida para mantener la riqueza de la misma.

Estos parámetros asumidos solo se pueden verificar teniendo en cuenta las especificaciones de cada tecnología, suministradas por cada fabricante, es por ello y debido a la naturaleza académica de los objetivos iniciales, que se asumen condiciones que permitan cumplir con los objetivos de esta investigación.

Tabla n° 39. Condiciones de operación de salida de sistema de enfriamiento criogenico.

Presión [psia]	180 a 1000 psig
Temperatura [°F]	-190 °F
Cantidad de Agua	5 lb H ₂ O/MMPCS Gas natural.
Contenido de CO₂	Alcanza menos de 200 ppm de CO ₂ (0,02% molar CO ₂)
Contenido de H₂S	4 ppm molar (0,0004 % molar H ₂ S)

Para establecer el flujo volumétrico de la corriente resultante luego del proceso de deshidratación y endulzamiento, es necesario calcular las nuevas composiciones molares, para lo cual se utilizaron las ecuaciones n° 6 y 7 y su composición molar final se muestra en la tabla n° 40 a continuación.

Tabla n° 40. Composición molar antes y después de procesos de deshidratación y endulzamiento.

COMPONENTES	%Molar Previo tratamiento	Lbmol/Dia Previo tratamiento	Lbmol/Dia Post tratamiento	%Molar Post tratamiento
Agua	0,0736	78,7633	16,0622	0,0150
Nitrógeno	0,1398	149,7150	149,7150	0,1506
Sulfuro de Hidrógeno	0,0028	2,9943	0,4366	0,0004
Dióxido de Carbono	9,0430	9678,0079	2140,8211	2,0000
Metano	86,7500	92769,8549	92769,8549	93,3164
Etano	0,5300	566,7784	566,7784	0,5701
Propano	0,1200	128,3272	128,3272	0,1291
Iso-Butano	0,1090	116,5639	116,5639	0,1173
n-Butano	0,4460	476,9493	476,9493	0,4798
Iso-Pentano	0,8130	869,4166	869,4166	0,8745
n-Pentano	0,9910	1059,7686	1059,7686	1,0660
n-Hexano	0,5190	555,0150	555,0150	0,5583
n-Heptano	0,2010	214,9480	214,9480	0,2162
n-Octano	0,2670	286,2765	286,2765	0,2880
n-Nonano	0,0420	44,9145	44,9145	0,0452
n-Decano	0,0078	8,3413	8,3413	0,0084
Undecanos mas	0,0094	10,0737	10,0737	0,0101
Total	100,06	107016,7085	99414,2629	99,85

Posterior a la extracción de contaminantes, se procedió a calcular el flujo de la nueva corriente de gas, a partir de la ecuación n° 8.

$$Flujo_{Post Tratamiento} = \frac{99414,26 \text{ lbmol} \times 379 \text{ PCS/lbmol}}{1.000.000} = 37,678 \text{ MMPCSD}$$

Por último, se procedió a modelar la corriente de 37,678 MMPCSD de gas deshidratado y endulzado a ser procesado por la tecnología LPG-Sep™, para ello se consideró la composición estándar de producción de GLP en Venezuela mostrada en la tabla n° 41, de la proporción propano-butano que fue asumida para el cálculo del GLP teóricamente extraíble a partir de la corriente de entrada. Con respecto a la cantidad de líquidos extraídos por la tecnología LPG-Sep™ se

utilizó el GPM de cada componente (hidrocarburos) calculado en función del factor de recobro expresado en la tabla n° 16 y convertido en función al porcentaje de contaminantes retirados de la corriente, los resultados se expresan en la tabla n° 39. Es importante destacar que el porcentaje de eficiencia de extracción de líquidos está determinado por la tabla n°42 donde se observan las propiedades de operación de LPG-Sep™.

Tabla n° 41. Composición GLP en Venezuela

Composición GLP en Venezuela		
Componente	PM	% molar
C ₃	44,097	70%
C ₄	58,123	30%
Total	48,3048	100%

Tabla n° 42. Resumen del Sistema LPG-Sep.™

LPG-Sep™	
Tasa de Alimentación o Entrada	2 a 50 MMPCS/D
Factor de Recobro de líquidos de Salida	Hasta 95%
Presión de Operación	350 psi
Temperatura de Operación	60°F

Fuente: (Alkatheri et. al., 2016)

Producción obtenida a partir de LPG-Sep.™

Conociendo las libras por mol de metano para el nuevo flujo, mostrada en la tabla n° 40 se calculó el flujo de la corriente de gas pobre emitida por la tecnología de extracción y fraccionamiento de LGN utilizando la ecuación n°8:

$$Flujo_{Gas\ Seco} = \frac{(92769,8549 \text{ lbmolmetano} + 566,7784 \text{ lbmoletano}) \times 379 \text{ PCS/lbmol}}{1.000.000}$$

$$= 35,37 \text{ MMPCSD}$$

Posteriormente se calculo la cantidad de LGN que se puede extraer a partir de la tecnología LPG-Sep™, utilizando la ecuación n°1 ajustada en función de la eficiencia de la misma.

$$LGN_{Condensables} = \frac{1,3004 \text{ GPM} \times 37.678 \text{ MPCSD/día} \times 0,95}{\frac{42 \text{ gal}}{1 \text{ bbl}}} = 1108,25 \text{ bbl/día}$$

En concordancia con los factores de recobro suministrados por el Ministerio de Petróleo en la tabla n° 16, se realiza el cálculo de GLP tal como se realizó en la investigación de (Salinas et. al., 2018)

Tabla n° 43. Cálculos de LGN en etapas del proceso.

Componente	Corriente Aprox.	Previo Trat.		Post Trat. (Deshidratación y Endulzamiento)		Extracción de LGN y Fraccionamiento LPG-Sep™	
		%molar	GPM	%molar	MPCSD	LGN Producibles	LGN Producibles por LPG Sep (95% Eff)
C1	Dens Molar Liq.	83,35			37678	BBL/D	BBL/D
C2	10,12	1,81	0,48	2,00		480,23	456,22
C3	10,43	1,21	0,33	1,33		330,77	314,23
C4	11,93	1,43	0,45	1,58		447,27	424,90
C5+	15,02	2,42	0,95	2,67		952,69	905,06
Total HC's		90,22		99,82			
Total Contaminantes iniciales		9,78		0,18			

Finalmente, en la tabla n°44, se expresan los volúmenes producidos por la tecnología LPG-Sep™:

Tabla n° 44. Producción LPG-Sep™

LGN Condensables para LPG-Sep™		
Eficiencia	95%	
Volumen C3	314,237492	BBL/D
Volumen C4	424,907752	BBL/D
Volumen GLP (producible)	448,910704	BBL/D
	18854,2495	GAL/D
	36187,6599	KG/D
Envases GLP (10 kg)	3618	Und/D

En la figura n° 39 a continuación se realizó un esquema general de los procesos que involucran el tratamiento de la corriente de gas natural obtenida del “Campo A”, mientras que en la figura n°40 se puede ver el mismo de una manera gráfica:

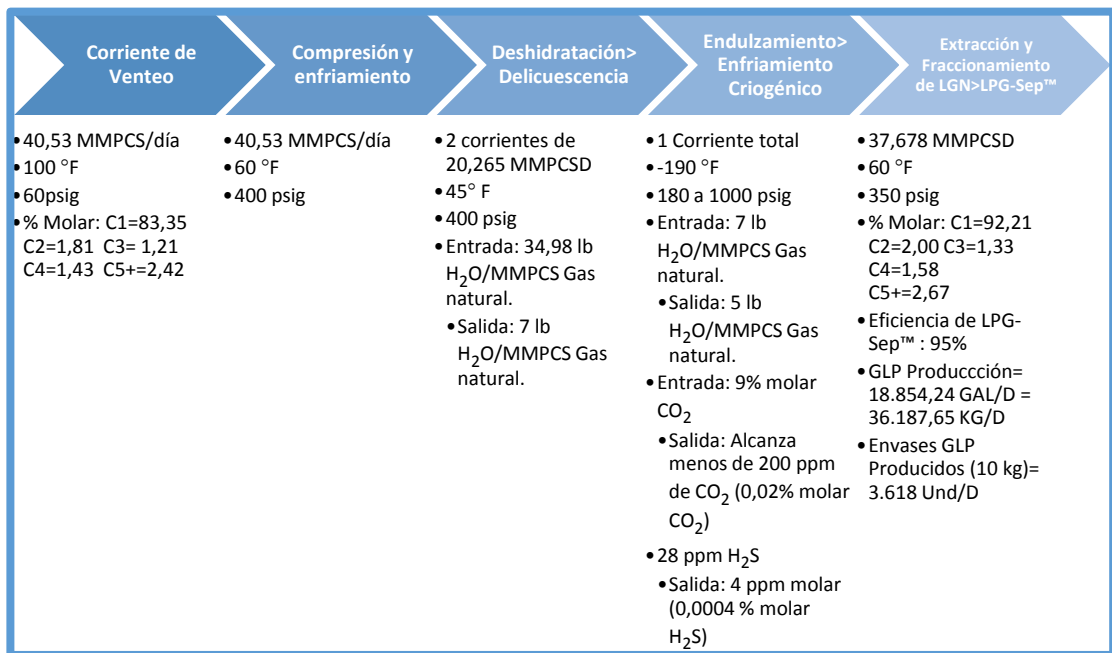


Figura n° 39. Esquema general producción de GLP a partir de “Campo A”.

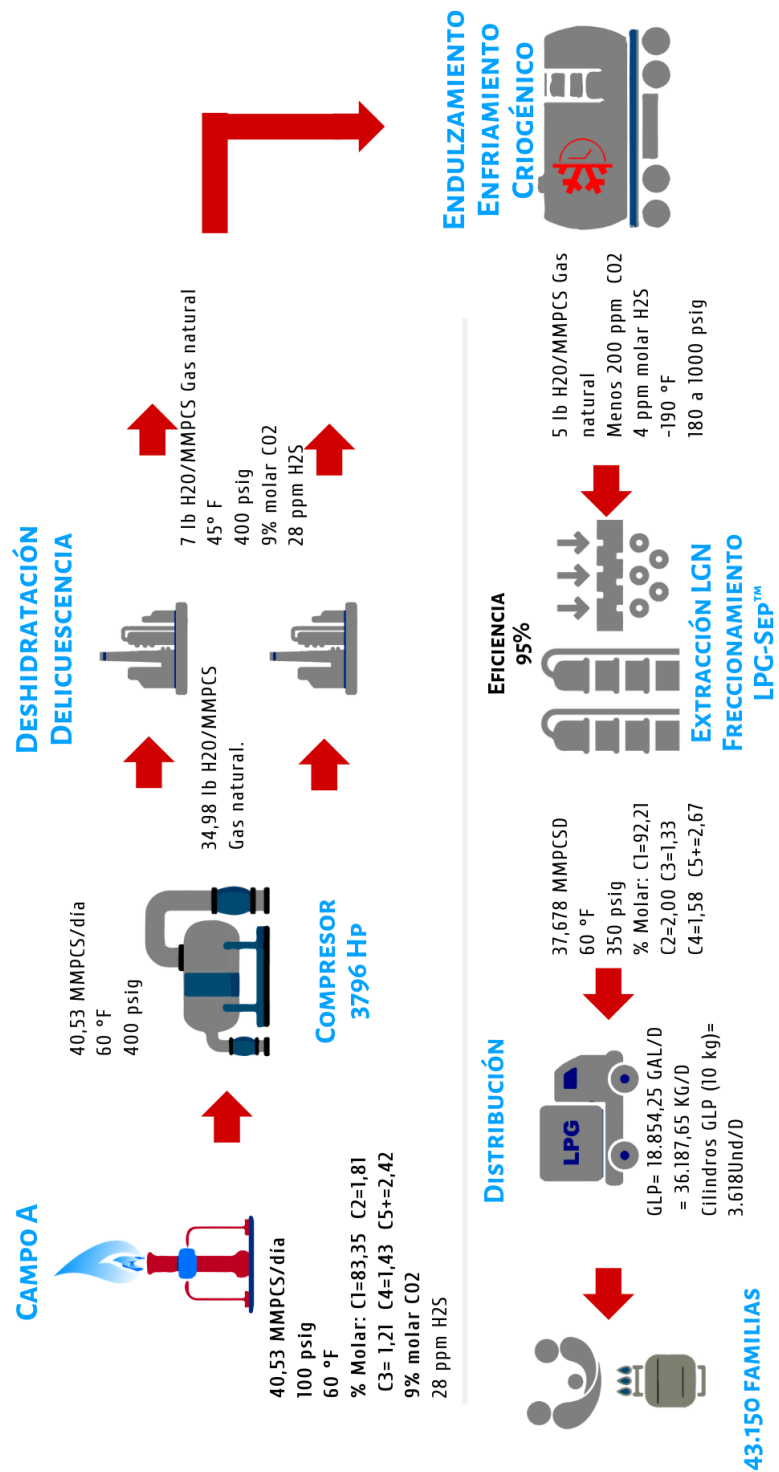


Figura n° 40. Esquema gráfico producción de GLP a partir de “Campo A”.

Comparación de GLP producido por corriente ideal respecto a corriente real

En la tabla n°45, se realizó una comparación de los volúmenes de GLP producidos utilizando una corriente ideal modelada en la investigación de (Salinas et. al., 2018) versus una corriente real obtenida del presente estudio.

Tabla n° 45. Resumen de Operación LPG-Sep™

LGN Condensables para LPG-Sep™				
	Corriente real		Corriente ideal	
Eficiencia	95%		95%	
Volumen C3	314,23	BBL/D	305,60	BBL/D
Volumen C4	424,90	BBL/D	413,23	BBL/D
Volumen GLP (producible)	448,91	BBL/D	436,57	BBL/D
	18854,24	GAL/D	18.336,19	GAL/D
	36187,65	KG/D	35.193,33	KG/D
Envases GLP (10 kg)	3618	Und/D	3519	Und/D

En comparación con los resultados obtenidos por la investigación predecesora se pudo afirmar que se obtuvo un volumen de GLP mayor en 2,74%. Adicionalmente como se contaba con la cromatografía específica, se pudo determinar la proporción real de contaminantes dentro de la corriente de gas.

Asimismo se utilizó el simulador Aspen Hysys, el cual permitió obtener los valores reales de requerimiento energético para que todo el sistema que atravesó la corriente de gas funcionara de manera óptima, obteniendo los resultados calculados.

CONCLUSIONES

1. Se generó una herramienta de selección (matriz) con la intención de estudiar la factibilidad de aplicación de diversas tecnologías innovadoras de deshidratación y endulzamiento de una corriente de gas natural.
2. Se determinó que la tecnología innovadora de deshidratación más adecuada para obtener los requerimientos mínimos establecidos por el ente regulador es la delicuescencia, tanto para la corriente de estudio como para las dos adicionales evaluadas en el estudio de sensibilidad aplicado con distintas condiciones de operación.
3. Se determinó que la tecnología de endulzamiento más adecuada para la misma corriente es el enfriamiento criogénico como resultado de la aplicación de las dos matrices de selección diseñadas en este Trabajo Especial de Grado.
4. Se simuló equipos adicionales (compresor y un enfriador) los cuales permitieron garantizar que posterior al proceso de tratamiento del gas se alcanzara las condiciones de operación requeridas por LPG-Sep™, y además aumentando la eficiencia de las tecnologías de tratamiento.
5. Los volúmenes obtenidos de GLP (18.854 gal/d) a partir de LPG-Sep™ podrían atender completamente la demanda mensual de una planta de llenado de GLP cercana al campo, abasteciendo un total de 43.150 familias de la región oriental del país que utilicen bombonas de 10 kg durante un período de 20 días.
6. El modelaje de la corriente real indicó una producción de GLP 2,74% mayor a la indicada por el modelaje de la corriente ideal, la cual fue realizada en la investigación predecesora.

RECOMENDACIONES

- Se recomienda la simulación del proceso de tratamiento de la corriente de gas natural, utilizando las especificaciones técnicas de los componentes internos de las tecnologías que resultaron optimas para deshidratación y endulzamiento.
- Se propone utilizar la herramienta diseñada en este trabajo especial de grado en diferentes campos de Venezuela, para verificar la viabilidad de la aplicación de este tipo de tecnologías en otras localizaciones.
- Se propone impulsar el uso de tecnologías modulares, lo que permitiría reducir el déficit energético del país por etapas y para ser aplicadas en corto y mediano plazo, lo cual reduciría costos en logística.
- Se recomienda realizar un plan económico que involucre la comparación entre la instalación de tecnologías modulares innovadores respecto a la reactivación del sistema nacional de extracción y fraccionamiento de LGN.
- Se recomienda utilizar la tecnología de deshidratación denominada delicuescencia en campos de costa afuera debido a que los desechos generados son una salmuera compatible con el ambiente marino, lo cual es una ventaja respecto a las demás tecnologías así como en comparación con instalaciones en tierra firme.

BIBLIOGRAFÍA

A.A. Hubbard, J. M. (1991). *Recent Developments in Gas Dehydration and*. Houston: Society of Petroleum Engineers.

Academia Nacional de la Ingenieria y el Habitat. (2009). *La industria del gas natural en Venezuela*. Caracas: ANIH.

Agarwal, L., Pavani, V., Rao, D., & Kaistha, N. (2010). *Intensificación del proceso en la absorción y destilación de HiGee: Procedimiento de diseño y aplicaciones*. Kanpur: Instituto Indio de Tecnología de Kanpur.

Agencia Internacional de Energía. (2017). *Natural Gas. Information Overview*. EIA.

Alkatheri, M., & Grandas, R. (2016). *Endulzamiento de gas natural ultra-ácido usando membranas / aminas híbridas*. Abu Dhabi: Society of Petroleum Engineers.

Alvarado, E. (27 de Enero de 2011). *Membranas*. Obtenido de La Comunidad Petrolera: <https://www.lacomunidadpetrolera.com/2011/01/membranas.html>

Amin, R., & Jackson, A. (2005). *El Cryocell: una tecnología avanzada de endulzamiento de gas*. Doha: Conferencia Internacional de Tecnología del Petróleo.

Arias, F. G. (2006). *El proyecto de investigacion*. Caracas.

BP. (2017). *BP Energy Outlook 2017 Edition*. British Petroleum.

BP. (2017). *BP Energy Outlook 2017 Edition*. British Petroleum.

BP. (2018). *BP Energy Outlook 2017 Edition*. British Petroleum.

Colfecar. Estudios Económicos. (2014). • *Gas Licuado De Petróleo: ¿Una Opción De Combustible Para El Transportador De Carga Por Carretera?* COLFECAR.

DAFFIETOOLS, S.A. (2017). *Mini enfriador EXAIR*. Obtenido de http://www.daffietools.com/daffie_exair_tubos_vortex3.html

Decreto Con Rango Y Fuerza De Ley Orgánica De Hidrocarburos Gaseosos, Gaceta Oficial N° 36.793 (23 de Septiembre de 1999).

Direct Industry. (2018). *BOWMAN. Intercambiador de calor tubular / líquido-gas / para de recuperación de calor sobre gases de escape*. Obtenido de <http://www.directindustry.es/prod/bowman/product-14017-84034.html>

Duerto O, M. (Julio de 2009). Evaluación del Sistema de Estabilización de los Trenes A y B de la Planta de Extracción San Joaquín. *Trabajo Especial de Grado* . Barcelona, Venezuela: Universidad de Oriente.

Duerto O, M. J. (2009). *Evaluación del sistema de estabilización de los trenes A y B de la planta de extracción San Joaquín*. Barcelona: Universidad de Oriente.

Ecopetrol. (2014). *Información General. ¿Qué es el Gas Natural?* Obtenido de Ecopetrol: https://www.ecopetrol.com.co/wps/portal/es/ecopetrol-web/productos-y-servicios/productos/gas-natural/Informaci%C3%B3n%20General/que-es-el-gas-natural!/ut/p/z/0/04_Sj9CPykssy0xPLMnMz0vMAfIjo8ziLQIMHd09DQy9DZwt3QwcjTwsQxw9g4I8nIz0C7IdFQEONbdQ/

ENAGAS. (2007). *Normas técnicas aplicables a la calidad del gas*. Caracas.

Energy Information Administration (EIA). (2012). *What are natural gas liquids and how are they used?* EEUU.

ENERLA. (2017). *ANÁLISIS DE LAS PRÁCTICAS DE QUEMA Y VENTEO DE GAS NATURAL ASOCIADO: OBSTÁCULOS Y AVANCES EN LATINOAMÉRICA*. Caracas.

ENI. (2018). *Eni's activities in Venezuela*. Obtenido de Enipedia: https://www.eni.com/enipedia/en_IT/international-presence/the-americas/enis-activities-in-venezuela.page?lnkfrm=serp

Fowler, R., & Gerdes, K. (1989). *Demostración a escala comercial de Hígea para Eliminación de CO₂ a granel y deshidratación de gases*. Houston: Offshore Technology Conference.

Fuenmayor, S. (2012). *Adecuación del sistema de alivio y venteo de la estación de flujo MX-94 a la ley penal de ambiente*. Maracaibo: Universidad Rafael Urdaneta.

Gandhidasan, P., Al-Farayedhi, A., & Al-Mubarak, A. (2003). *Análisis paramétrico de la deshidratación del gas natural por una solución de trietilenglicol*. Energy.

García Contreras, O., & Muñoz, J. E. (2009). *Construcción y caracterización de un tubo Ranque-Hilsch*. Bogotá, Colombia: Departamento de Física, Universidad Nacional de Colombia.

Gas Processors Suppliers Association. (2004). *ENGINEERING DATA BOOK*. Tulsa: GPSA.

Gas Processors Suppliers Association. (2004). *Engineering Data Book (Décima Segunda ed., Vol. I & II)*. Tulsa, Oklahoma: GPSA.

GGFR (Global Gas Flaring Reduction Public-Private. (2002). *Report on Consultations with*. Washington, D.C.

Ghosh, T. K., & Prelas, M. A. (2009). *Energy Resources and Systems: Volume 1: Fundamentals and Non-Renewable Resources* (Vol. I). Springer Science + Busines Media B.V.

Hart, A., & Gnanendran, N. (2009). *Captura de CO2 criogénico en gas natural*. West Perth: Cool Energy Ltd.

Hawboldt, M., & Haghighi, K. (2013). *Deshidratación del gas natural usando separadores supersónicos con un diseño novedoso*. Houston: Society of Petroleum Engineers.

Hernández, R., Fernández, C., & Baptista, P. (1999). *Metodología de la Investigación. Segunda Edición*. Juarez, México: McGraw-Hill Interamericana Editores.

Hy-Bon. (19 de Diciembre de 2014). Recuperado el 5 de Mayo de 2019, de <https://hy-bon.com/blog/air-pollution-and-glycol-dehydration/>

IndexMundi. (11 de Abril de 2018). Obtenido de Natural Gas Monthly Price - US Dollars per Million Metric British Thermal Unit: <https://www.indexmundi.com/commodities/?commodity=natural-gas&months=60>

Jaimes, R. G., & Herrera, J. D. (2010). *Separadores Gas - Líquido*. Colombia: Corporación CDT de GAS.

Kiss, A. A. (2013). *Distillation technology – still young and full of breakthrough opportunities*. Obtenido de www.wileyonlinelibrary.com/jctb

Ley Orgánica de Hidrocarburos (24 de Mayo de 2006).

Lori G., Acor; NATCO GROUP. (2003). *Beneficios del uso de desecantes desintoxicantes para la deshidratación de gases*. Oklahoma: Society of Petroleum Engineers.

Manning, F., & Thompson, R. (1991). *Oilfield Processing of Petroleum*. Tulsa: Pennwell books.

- Martinez, A. (2004). *La Faja del Orinoco*. Caracas: Editorial Gálac.
- Martínez, A. (Mayo de 2004). Proyecto Sipororo. Gas Libre Para Generación Eléctrica. Asociación Venezolana de Productores de Gas (AVPG).
- Mckay, W., & Maddocks, J. (2012). *Acid Gas Dehydration- Is there a Better Way*. Houston: Society of Petroleum Engineers.
- Membrane Technology & Research, Inc. (2016). *LPG Recovery from Associated Gas. LPG-SEP™*. California. USA: Membrane Technology & Research, Inc.
- MENPET. (2017). *Actas de Producción de Gas Octubre*. Caracas: Ministerio de Petróleo.
- MENPET. (2018). *Cromatografía Muestra de Gas Campo A*. Anzoátegui: Ministerio de Petróleo.
- Morillo, M. (2004). *Diseño de Planta de Extracción de GLP en un Sistema Existente de Compresión y Transmisión de Gas Asociado*. Maracaibo: Universidad del Zulia.
- Natural Gas EPA Polution Preventer. (2016). *Replacing Glycol Dehydrators With*. Natural Gas EPA Polution Preventer.
- Netušil, M., & Ditl, P. (2012). *Natural Gas Dehydration* . InTech.
- Norma COVENIN. Productos Derivados del Petróleo. Gases Licuados del Petroleo, COVENIN 904 (Sencamer 1998).
- Normas para el transporte terrestre, almacenamiento e instalación de sistemas de gases de petróleo licuados., Resolución N° 290. Gaceta Oficial Extraordinario N° 2.071 (8 de agosto de 1977).
- Ochoa M, G., & Alvarado P, E. (2011). Desarrollo de una plataforma informática para el apoyo técnico al área del gas natural en la F.I.U.C.V. *Trabajo Especial de Grado* . Caracas|, Venezuela: Universidad Central de Venezuela.

OPEC. (2013). *Annual Statistical Bulletin*. Viena: OPEC.

Ortloff Engineers, Ltd. (2011). *Gas Plant in A Bottle*. Texas, USA: Ortloff Engineers and SME Products, L.P.

PDVSA. (2016). *Exploración y Producción*. Obtenido de PDVSA: http://www.pdvsa.com/index.php?option=com_content&view=article&id=6536&Itemid=581&lang=es

PDVSA. (2010). *Informe de Gestion Anual*. Caracas.

PDVSA. (2016). *Informe de Gestión Anual*. Caracas: PDVSA.

Pieprzyk, B., & Rojas, P. (Diciembre de 2015). Quema y Venteo de Gas Asociado. *Desarrollo Actual y Efectos del Petróleo Marginal* . Alemania: Energy Research Architecture.

R. Amin y A. Jackson, C. U. (2005). *El Cryocell: una tecnología avanzada de endulzamiento de gas*. Doha: International Petroleum Teechnical Conference.

Reglamento de la Ley de Hidrocarburos Gaseosos (2000).

Robinson, D. H. (2002). *COMPRESSOR TYPES, CLASSIFICATIONS, AND APPLICATIONS* .

Rocha, L. C. (2016). *DESHIDRATACIÓN DEL GAS CON CLORURO DE CALCIO*.

Rondón, E. (2014). *TECNOGAS: Tecnología de Gas*. . Caracas.

Rowe, R. (2018). ¿Cómo funciona un expansor Turbo? *Geniolandia* .

Rudnick, H. (2015). *Mercado de GNL en Chile*. Chile: Universidad Pontificia Católica de Chile.

Salinas G, G. J., & Guerrero G, R. M. (2018). Factibilidad de Aprovechamiento de los Líquidos del Gas Natural Asociados al Gas de Venteo Utilizando Nuevas

Tecnologías. *Trabajo Especial de Grado* . Caracas, Venezuela: Universidad Central de Venezuela.

Schlumberger. (2018). *Oilfield Glossary*. Obtenido de Schlumberger Oilfield Glossary: <http://www.glossary.oilfield.slb.com/es/>

Sociedad Nacional de Minería, Petróleo y Energía. (Agosto de 2012). Informe Quincenal de la SNMPE. *Sistemas de Transporte de Gas Natural* . Lima, Perú.

Torres, M., & Pavel, D. (2012). *Deshidratación de gas natural en separador supersónico de rotación*. Kraków, Polonia: Universidad Politécnica de Cracovia .

U.S. Energy Information Administration. (2014). *Natural gas liquids prices trend down since the start of 2012*. Texas.

U.S. EPA Office of Air Quality Planning and Standards (OAQPS). (2014). *Reporte de compresores para el sector de petroleo y gas*.

Universidad Autónoma Juan Misael Saracho. (2004). *Diseño de Intercambiadores de Calor*. Bolivia: UAJMS.

Vadequímica. (Enero de 2017). *El Blog de Vadequímica*. Recuperado el Mayo de 2018, de <https://www.vadequimica.com/blog/2017/01/higroscopia-que-es-y-que-compuestos-tienen-esta-capacidad/>

Villalobos. (2011). *Manual de instalaciones Superficiales de Producción (Fundamentos)*. Mexico.

WLPGA. (2015). *LPG Exceptional Energy*. World LPG Association.

Zhanga, Y., Wang, S., & Jing, Z. (2014). *Design and Simulation of Supersonic Swirling Separator*. Suiza: Trans Tech Publications.

Zorrilla, A. (2014). "Valorización del Gas Natural de Quema y/o Venteo Bajo Distintos Escenarios de Producción en el Oriente Venezolano". *Trabajo Especial de Grado* . Caracas, Venezuela: Universidad Central de Venezuela.