

**ELABORACIÓN DE UNA METODOLOGÍA PARA EVALUAR LA VIABILIDAD
TÉCNICO-ECONÓMICA DE PROYECTOS PARA EXTRACCIÓN DE LÍQUIDOS A
PARTIR DEL GAS NATURAL (C₂⁺ Y C₃⁺) EN COLOMBIA**

DIANA VANESSA PERDOMO CÁRDENAS

UNIVERSIDAD SURCOLOMBIANA

FACULTAD DE INGENIERÍA

INGENIERÍA DE PETRÓLEOS

NEIVA-HUILA

JUNIO DE 2013

**ELABORACIÓN DE UNA METODOLOGÍA PARA EVALUAR LA VIABILIDAD
TÉCNICO-ECONÓMICA DE PROYECTOS PARA EXTRACCIÓN DE LÍQUIDOS A
PARTIR DEL GAS NATURAL (C₂⁺ Y C₃⁺) EN COLOMBIA**

AUTOR

DIANA VANESSA PERDOMO CÁRDENAS

**PROYECTO DE GRADO PARA OPTAR POR EL TÍTULO DE INGENIERA DE
PETRÓLEOS**

DIRECTOR

GUIBER OLAYA MARÍN

UNIVERSIDAD SURCOLOMBIANA

FACULTAD DE INGENIERÍA

INGENIERÍA DE PETRÓLEOS

NEIVA-HUILA

JUNIO DE 2013

Nota de Aceptación

Firma Jurado

Firma Jurado

Neiva, Mayo 22 de 2013

DEDICATORIA

Un proyecto de investigación encierra sueños, esfuerzos, metas por alcanzar, perseverancia y sacrificios, y son estos sentimientos y motivos que envuelve mi proyecto los que quiero dedicar, a Dios, a María Auxiliadora y a mi Ángel de la guarda, por permitirme dar cada paso y no dejarme rendir, a mi mamá por ser mi motor y mis fuerzas, mi ejemplo y mi motivación, mis ganas de ser mejor cada día, a mi papá por haberme dado el mejor consejo que he recibido, estudiar ingeniería de petróleos y a mi hermana por ser mi motivo de querer luchar de aquí en adelante.

AGRADECIMIENTOS

Un proyecto de investigación se hace gracias a esas personas que están detrás de cada página motivando e inspirando.

Gracias a Dios por tenerme aquí haciendo lo que más me gusta, a mi mamá, a mi papá y a mi hermana por darme las razones para querer ser mejor ingeniera cada día.

A mi director de tesis Guiber Olaya por no dejarme rendir, por animarme y por estar siempre dispuesto para este proyecto.

A mis amigas y amigos con quienes he compartido y me han apoyado, a todas las personas a quienes recurrí en busca de información, a las industrias que visité y a los ingenieros que consulté.

Y por supuesto gracias a cada uno de los profesores que me formó y hoy me permite decir que soy una ingeniera de petróleos.

TABLA DE CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN.....	19
1. CAPÍTULO PRIMERO, CONCEPTOS GENERALES.....	20
1.1 HISTORIA DEL GAS EN COLOMBIA.....	20
1.2 NGL “NATURAL GAS LIQUID”.....	21
1.3 GLP.....	23
1.4 PANORAMA MUNDIAL Y NACIONAL DEL GLP.....	25
2. CAPÍTULO SEGUNDO, ESTADO DEL ARTE DE LAS PLANTAS DE EXTRACCIÓN DE LÍQUIDOS A PARTIR DEL GAS NATURAL EN COLOMBIA.....	26
2.1 PLANTAS DE EXTRACCIÓN DE LÍQUIDOS EN COLOMBIA.....	26
2.1.1 Planta de gas Cusiana.....	26
2.1.2 Planta de gas Campo Corcel.....	33
2.1.3 Planta de gas Campo Dina.....	36
2.1.4 Planta de gas Gibraltar.....	40
2.2 EXTRACCIÓN DE LÍQUIDOS EN REFINERÍAS.....	40
2.3 POSICIÓN DE COLOMBIA FRENTE AL MUNDO.....	41
2.3.1 Reservas y producción de gas natural en Colombia.....	41
2.3.2 Extracción de líquidos a partir del gas natural en el mundo.....	46
3. CAPÍTULO TERCERO, TECNOLOGÍAS PARA EL PROCESAMIENTO DE EXTRACCIÓN DE LÍQUIDOS A PARTIR DEL GAS NATURAL	56
3.1 DESCRIPCIÓN DE LAS ETAPAS Y EQUIPOS DEL PROCESO.....	57
3.1.1 Compresión.....	57
3.1.1.1 Compresores dinámicos. Centrífugos y axiales.....	57
3.1.1.2 Compresores de desplazamiento positivo.....	58
3.1.1.3 Usos de los compresores.....	59
3.1.2 Desacidificación.....	60
3.1.2.1 Procesos con solventes químicos.....	61
3.1.2.2 Procesos con solventes físicos.....	62
3.1.2.3 Procesos con solventes híbridos o mixtos.....	62
3.1.2.4 Procesos de conversión directa.....	63
3.1.2.5 Membranas.....	63

3.1.2.6	Procesos con aminas	63
3.1.3	Deshidratación.....	65
3.1.3.1	Deshidratación con glicoles.....	67
3.1.4	Control de punto de rocío, recuperación de líquidos del gas natural.....	70
3.1.4.1	Refrigeración mecánica.....	70
3.1.4.2	Sistema de absorción con aceite pobre.....	70
3.1.4.3	Procesos Criogénicos.....	70
3.1.4.4	Turboexpansión (proceso isoentrópico).....	71
3.1.4.5	Procesos de estrangulamiento (proceso isoentálpico).....	72
3.1.4.6	Twister.....	72
3.1.4.7	Membranas permeables.....	73
3.2	TECNOLOGÍAS PARA EL PROCESAMIENTO DE GAS Y PARA LA EXTRACCIÓN DE LÍQUIDOS EN EL MUNDO.....	75
3.3	TECNOLOGÍAS PARA EL PROCESAMIENTO DE GAS Y PARA LA EXTRACCIÓN DE LÍQUIDOS EN COLOMBIA.....	78
4.	CAPÍTULO CUARTO, DISEÑO Y DESARROLLO DE LA METODOLOGÍA.....	79
4.1	ELABORACIÓN Y DESARROLLO DE LA METODOLOGÍA.....	80
4.1.1	Determinación del gas a procesar y sus propiedades.....	80
4.1.1.1	Características del yacimiento.....	80
4.1.1.2	Composición del gas.....	81
4.1.1.3	Propiedades del gas.....	81
4.1.1.4	Cálculo de GPM.....	81
4.1.2	Tecnologías para el procesamiento del gas.....	83
4.1.2.1	Tecnologías y sus costos iniciales.....	84
4.1.3	Determinación de la cantidad y costos de los productos a obtener.....	94
4.1.4	Evaluación económica y financiera.....	103
4.1.4.1	Inversión fija.....	103
4.1.4.2	Estructura de precios.....	105
4.1.4.3	Financiamiento.....	105
4.1.4.4	Depreciación.....	106
4.1.4.5	Riesgos.....	106
4.1.4.6	Ingresos.....	107
4.1.4.7	Flujo de caja proyectado.....	108
4.2	INDICADORES.....	113

5. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	116
BIBLIOGRAFÍA.....	119
ANEXOS.....	122

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1.1 Líquidos del gas natural.....	22
Tabla 1.2 Índice de Wobbe.....	23
Tabla 1.3 Composición de GLP en Colombia.....	23
Tabla 2.1 Especificaciones Planta Cusiana.....	26
Tabla 2.2 Especificaciones de calidad del gas natural, establecidas por el RUT.....	27
Tabla 2.3 Cromatografía de gas Cusiana en cabeza de pozo y a la entrada de la planta de GLP.....	31
Tabla 2.4 Composición de GLP Cusiana.....	33
Tabla 2.5 Propiedades gas a procesar, Planta Corcel.....	34
Tabla 2.6 Composición gas natural a procesar.....	34
Tabla 2.7 Recuperación de líquidos en etapa de compresión, Planta Corcel.....	35
Tabla 2.8 Separación de líquidos condensador, Planta Corcel.....	35
Tabla 2.9 Composición GLP, Planta Corcel.....	36
Tabla 2.10 Propiedades del gas natural de entrada, Planta Dina.....	37
Tabla 2.11 Propiedades del gas natural de entrada, Planta Dina.....	37
Tabla 2.12 Composición de los productos obtenidos en Dina.....	39
Tabla 2.13 Reservas de gas natural por Campos en Colombia 2011.....	42
Tabla 2.14 Producción de gas 2012.....	44
Tabla 3.1 Rangos de compresores utilizados en el procesamiento del gas.....	44

Tabla 3.2 Ventajas y desventajas de los tipos de compresores.....	60
Tabla 3.3 Métodos para la recuperación de líquidos a partir del gas natural.....	69
Tabla 3.4 Ventajas y desventajas de los métodos de extracción de líquidos a partir del gas natural.....	74
Tabla 4.1 Composición del gas a procesar.....	81
Tabla 4.2 Propiedades del gas a procesar.....	81
Tabla 4.3 Cálculo de GPM.....	82
Tabla 4.4 Premisas y supuestos para todos los costos	86
Tabla 4.5 Resumen propiedades del gas en el primer escenario.....	94
Tabla 4.6 Propiedades para cálculo de BTU, primer escenario.....	95
Tabla 4.7 Propiedades como gas ideal a condiciones estándar, primer escenario..	96
Tabla 4.8 Resumen propiedades del gas en el segundo escenario.....	97
Tabla 4.9 Propiedades para cálculo de BTU, segundo escenario.....	98
Tabla 4.10 Resumen propiedades del gas en el tercer escenario.....	98
Tabla 4.11 Propiedades para cálculo de BTU, tercer escenario.....	99
Tabla 4.12 Inversión capital, Primer escenario.....	103
Tabla 4.13 Inversión capital, Segundo escenario.....	104
Tabla 4.14 Inversión capital, Tercer escenario.....	104
Tabla 4.15 Amortización, Primer escenario.....	105
Tabla 4.16 Amortización, Segundo escenario.....	106
Tabla 4.17 Amortización, Tercer escenario.....	106
Tabla 4.18 Total ingresos, Primer escenario.....	107
Tabla 4.19 Total ingresos, Segundo escenario.....	108
Tabla 4.20 Total ingresos, Tercer escenario.....	108

Tabla 4.21 Flujo de caja para el Primer escenario.....	110
Tabla 4.22 Flujo de caja para el Segundo escenario.....	111
Tabla 4.23 Flujo de caja para el Tercer escenario.....	121

LISTA DE DIAGRAMAS

	Pág.
Diagrama 2.1 Diagrama de Proceso, Planta de gas Cusiana.....	27
Diagrama 3.1 Esquema del proceso general de campo.....	56
Diagrama 4.1 Desarrollo de la Metodología.....	80
Diagrama 4.2 Selección de la tecnología para procesar el Gas Natural.....	83
Diagrama 4.3 Esquema del proceso de refrigeración directa.....	89

LISTA DE GRÁFICOS

	Pág.
Gráfico 2.1 Reservas de gas en centro y Suramérica.....	41
Gráfico 2.2 Usuarios de gas natural.....	45
Gráfico 2.3 Consumo de NGL mundial.....	46
Gráfico 2.4 Producción de NGL en Estados Unidos.....	48
Gráfico 2.5 Productos de NGL en Venezuela.....	51
Gráfico 2.6 Suministro de NGL en países miembros de la OPEP.....	53
Gráfico 2.7 Suministro de GLP en el Medio Oriente.....	54
Gráfico 2.8 Suministro de GLP en Asia.....	55
Gráfico 4.1 Índice de costos de ingeniería	86
Gráfico 4.2 Costos capital del tratamiento con Amina.....	87
Gráfico 4.3 Costos capital del tratamiento con TEG.....	88
Gráfico 4.4 Costos capital de recuperación de líquidos con bajo recobro de Etano.....	89
Gráfico 4.5 Recuperación de Propano y Butano como función del Etano recuperado.....	90
Gráfico 4.6 Costo capital de recuperación de líquidos con alto recobro de Etano.....	91
Gráfico 4.7 Costo capital para control de punto de rocío.....	92
Gráfico 4.8 Histórico de precios del gas natural.....	100
Gráfico 4.9 Tendencias de precios de GLP en Colombia.....	101

Gráfico 4.10 Tendencias de precios de NGL establecidos por Mont Belvieu.....	102
Gráfico 4.11 Barriles recuperados por millones de pies cúbicos.....	113
Gráfico 4.12 Millones de BTU recuperados por millones de pies cúbicos.....	114
Gráfico 4.13 Ventas totales por millones de pies cúbicos procesados.....	114
Gráfico 4.14 Tasa interna de retorno Vs millones de pies cúbicos a Procesar, segundo escenario.....	115

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
Anexo 1.1 Distribución de campos de gas y gasoductos en Colombia.....	122
Anexo 2.1 Diagramas de proceso de la Planta Cusiana.....	123
Anexo 2.2 Diagrama de proceso de una refinería y descripción General del proceso.....	125
Anexo 2.3 Producción de gases asociados por campo.....	129
Anexo 2.4 Extracción de líquidos a partir del gas natural en EE.UU.....	130
Anexo 3.1 Tecnologías para remoción de CO ₂ y H ₂ S.....	132
Anexo 3.2 selección de la tecnología para desacidificación.....	133
Anexo 3.3 Tecnologías para la deshidratación	134
Anexo 3.4 Determinación del contenido de agua.....	135
Anexo 3.5 Selección de la tecnología para deshidratar.....	136
Anexo 3.6 Proceso de deshidratación con Glicol.....	137
Anexo 3.7 Diagrama de refrigeración mecánica.....	138
Anexo 3.8 Sistema de absorción con aceite pobre.....	139
Anexo 3.9 Proceso Criogénico.....	140
Anexo 3.10 Proceso general con tecnología Twister.....	141
Anexo 3.11 Flujo de gases a través de una membrana.....	142
Anexo 3.12 Composiciones típicas de los gases en el mundo.....	143

ABREVIATURAS

- ✓ NGL: “Natural gas liquid”, hace referencia a los hidrocarburos del gas natural a partir del etano que son separados de procesamiento y fraccionamiento del gas natural.
- ✓ GLP: Gas licuado del petróleo conocido también como LPG, mezcla de hidrocarburos extraídos del procesamiento del gas natural, compuesto principalmente por Propano y butanos.
- ✓ CREG: Comisión de regulación de energía y gas.
- ✓ ANH: Agencia Nacional de Hidrocarburos
- ✓ BUT: Unidad térmica británica, mide la energía del gas natural.
- ✓ RUT: Reglamento Único de Transporte del gas natural
- ✓ UPME: Unidad de planeación minero energética, entidad Colombiana.
- ✓ PCS: Poder calorífico superior, es el calor desprendido en la combustión completa de una unidad de volumen de gas medido en BTU/Ft³
- ✓ CPF: Centro de facilidades de producción.
- ✓ GPC: Unidad que indica Giga pies cúbicos
- ✓ MMBTU : Unidad que indica millones de BTU
- ✓ BOPD: Unidad que indica barriles de aceite por día
- ✓ BPD: Unidad que indica barriles de líquidos por día
- ✓ MMSCFD: Unidad que indica millones de pies cúbicos estándar por día
- ✓ MMUSD: Unidad que indica millones de dólares
- ✓ GPM: Riqueza del gas, galones de líquidos recuperados por cada mil pies cúbicos estándar.

RESUMEN DEL DOCUMENTO

El desarrollo de una metodología que permita evaluar económica y técnicamente la viabilidad de proyectos para extracción de líquidos a partir del gas natural en Colombia, tiene lugar partiendo de los conceptos generales y la historia del gas natural en el país, los procesos y usos que se le han dado al gas a través de la historia, la historia del arte además, permite evaluar las condiciones del gas natural nacional, las reservas, la producción, el pasado y el futuro del gas natural en campos Colombianos. Se menciona también la legislación colombiana en materia de gases y se establecen condiciones de procesos para el gas basándose en el RUT (Reglamento único de transporte).

El diseño de la metodología implica además, ubicar a Colombia frente al mundo con respecto a las tecnologías para procesar el gas y frente al mismo procesamiento que le está dando, evaluar cómo Colombia da uso a su gas y cómo ha progresado a medida que el mundo desarrolla cada vez mejores tecnologías. En esta instancia se centra a Colombia con respecto a la extracción de líquidos a partir del gas y se enfoca a los procesos que logran estos productos, cómo está Colombia en materia de GLP y NGL. De esta forma, se inicia a evaluar técnicamente un proyecto para extraer líquidos, estudiando las etapas para procesar un gas; se determinaron entonces los equipos para desacidificar, deshidratar, comprimir y extraer líquidos, evaluando los usados en Colombia y en el mundo y los más apropiados para los gases nacionales.

Una vez conocidos los antecedentes colombianos en materia de extraer líquidos a partir del gas natural, se procede a diseñar la metodología que con las herramientas anteriores va a poder determinar indicadores que examinen la viabilidad de un proyecto de esta magnitud.

La metodología tiene cuatro etapas:

1. Determinación del gas a procesar y sus propiedades (Yacimiento, Composición del gas y propiedades como caudal y riqueza). Y determinación del escenario en que se quiere trabajar:
 - ✓ Primer escenario, dejar el gas a condiciones RUT
 - ✓ Segundo escenario, obtener líquidos a partir del Propano C3 +
 - ✓ Tercer escenario, obtener líquidos a partir del Etano C2 +
2. Tecnologías para el procesamiento y costos de las mismas.
3. Determinación de las cantidades y los costos de los productos a obtener.
4. Evaluación económica y financiera.

La metodología se desarrolla paso a paso aplicándola a un ejemplo de un gas Colombiano.

Finalmente, se obtienen indicadores para cada uno de los tres escenarios, que permiten evidenciar por cada millón de pies cúbicos:

- ✓ Cantidad de barriles recuperados
- ✓ Millones de BTU obtenidos
- ✓ Ventas generadas

Además de un análisis de la tasa interna de retorno (rentabilidad) frente a los millones de pies cúbicos que deba procesar una planta.

INTRODUCCIÓN

El presente proyecto de grado, tiene como finalidad elaborar una metodología que involucre las diferentes variables que intervienen en el proceso de recuperación de líquidos a partir del gas natural tanto técnicas como económicas, para finalmente generar indicadores que faciliten la selección de dichos procesos.

Esto a su vez, implica revisar el estado del arte en Colombia de las tecnologías para la extracción de líquidos a partir del gas natural, determinar cuáles de esas tecnologías son las más adecuadas y sus elementos en los procesos de extracción de líquidos, dependiendo del yacimiento a evaluar, su reserva y producción diaria, por otro lado, es necesario establecer las propiedades y características que debe tener el gas al que se le dará el tratamiento para que el proceso resulte eficiente y rentable, y finalmente, identificar las variables económicas que intervienen en el proceso de extracción de líquidos para así obtener indicadores mediante los cuales estando en una etapa inicial de un estudio se pueda evaluar técnica y económicamente de forma rápida y sencilla pero veraz, la viabilidad en la selección de procesos para la extracción de líquidos a partir del gas natural (C_2^+ y C_3^+) en Colombia.

El proyecto presentará unos indicadores para elegir el proceso extracción de líquidos a partir del gas natural (C_2^+ y C_3^+) como mejor opción, sin embargo, la selección final estará afectada por un estudio más profundo que involucre el análisis de factores temporales y espaciales; en donde además también se tendrá que elaborar un paralelo con otros procesos a los cuales podría ser sometido el gas natural, de esta forma seleccionar el más efectivo y eficiente; teniendo claro que esa decisión final será tomada en un campo específico, y la metodología propuesta no se centra en ninguna locación, tiene un enfoque general dirigido a cualquier campo con gas asociado que presente la necesidad de buscar el mejor camino para su gas producido.

CAPÍTULO PRIMERO CONCEPTOS GENERALES

1.1. HISTORIA DEL GAS EN COLOMBIA

La historia del gas en Colombia se remonta al descubrimiento de los campos petroleros en Santander. Durante sus inicios, se consideraba el gas asociado como un subproducto de la explotación del petróleo y era quemado en las teas, solo hasta el año 1961 durante el gobierno de Alberto Lleras Camargo se le empezó a dar valor a este y a través de la Ley 10 de 1961 se prohíbe totalmente su quema y con el decreto 1873 de 1973 se ratifica esta decisión. En 1972 comienza en firme el desarrollo de la industria de gas en el país con el descubrimiento del Campo Chuchupa con reservas de siete terapiés cúbicos.

En 1973 se inicia la construcción del primer gasoducto en Colombia que cubriría el área de la Costa Atlántica para atender las necesidades del sector industrial en esta zona del país, naciendo así en 1974 la Promotora de la Interconexión de los Gasoductos de la Costa Atlántico, hoy conocida como Promigas; en 1977 entra en operación el gasoducto Ballena-Barranquilla-Cartagena, que distribuía el gas que se producía en Chuchupa. En 1986 se estableció el plan nacional de uso general del gas natural “Programa del gas para el cambio” que incluía el gas natural como un producto de la canasta familiar, sustituyendo energéticos de alto costo, sin embargo las bajas reservas de gas con las que se contaba en ese entonces y el escenario en el que se desenvolvían los energéticos impidió el desarrollo del plan.

En 1987 nace la empresa Gas Natural con el fin de abastecer a Bogotá y los municipios cercanos. Tres años después en 1990 nació de nuevo la necesidad de crear la cultura del gas, y se decidió entonces adelantar estudios que evaluaran el beneficio económico que traía para el país la utilización de este combustible, mediante el documento “Lineamientos del cambio”. Ya en 1991 el CONPES (Consejo Nacional de Política Económica y Social) aprobó el programa para la masificación del consumo del gas gracias a un estudio que había adelantado con la comunidad Económica Europea, en donde se identificaban los principales proyectos del plan de masificación del gas; en este documento el CONPES se hablaba de una política macroeconómica y energética integral en la que se establecían facilidades para que los particulares construyeran gasoductos troncales, mediante el esquema de concesión y en donde también se presentaba la posibilidad de que la distribución del gas estuviera a cargo de empresas privadas y mixtas.

Con el fin de garantizar un adecuado suministro del gas a todos los usuarios en 1992 la entonces Comisión Nacional de energía aprobó el sistema de transporte de gas separándolo en troncal, subsistemas y distribución; y en 1993 Ecopetrol junto con el Ministerio de Minas expresaron la necesidad de promocionar una matriz energética más eficiente y conveniente para el país, mediante la sustitución de energéticos de alto costo, con el fin de aumentar la oferta y la demanda; y en el mismo año el CONPES aprobó las estrategias para el desarrollo del Plan Gas, en

donde Ecopetrol ejercía directamente o por contrato la construcción de gasoductos en el país con el fin de conectar los campos de producción con los centros de consumo del país. Al mismo tiempo se vio la necesidad de la creación de un sistema de transporte independiente de los productores, comercializadores y distribuidores que garantizara la distribución completa a todos los usuarios. En 1994 la 142 define el gas combustible como servicio público, y se crea la Superintendencia de Servicios Públicos Domiciliarios y la Comisión de Regulación de Energía y Gas (CREG). Así en 1997 se creó la Empresa Colombiana de Gas (ECOGAS), siendo una empresa con autonomía de presupuesto encargada de administrar y controlar, operar y explotar comercialmente los sistemas de gasoductos en el interior del país.

La ley 142 de 1994 faculta al Ministerio de Minas y Energía para conformar áreas de servicio exclusivo para la distribución domiciliaria de gas combustible y suscribir contratos de concesión especial en los que se incluyen cláusulas de exclusividad que establecen que ninguna otra empresa podrá distribuir gas en esa área. En el 2003 aumentarán las reservas de gas a nivel nacional en 630 gigapiés cúbicos de gas con el descubrimiento del Campo Gibraltar, en límites entre Boyacá y Norte de Santander. En el 2004 Ecopetrol firma contrato Tayrona con las compañías ExxonMobil y Petrobras para la exploración de gas en el Mar Caribe.

Más adelante en el 2007 Ecopetrol, PDVSA y Chevron suscriben un acuerdo por 20 años para el comercio de gas natural entre Colombia y Venezuela; mientras que ECOGAS es vendida a la empresa de Energía de Bogotá (EEB), naciendo así la transportadora de Gas Internacional (TGI). Hoy en día Cevron, Equion y Ecopetrol dominan la producción de gas natural en Colombia, con reservas actuales que garantizan el abastecimiento hasta 2018.

1.2. NGL “Natural Gas Liquid”

NGL hace referencia a los hidrocarburos del gas natural que son separados como líquidos en las plantas de procesamiento y de fraccionamiento del gas natural; los productos que se obtienen incluyen el GLP, pentano plus, e isopentano. Los productos obtenidos pueden ser fraccionados y mezclados. El NGL puede ser clasificado basado en su presión de vapor:

Baja: Condensados

Intermedia: Gas natural

Alta: GLP

Usos

El NGL es usado como combustible de entrada de las plantas petroquímicas, quemados para calentar espacios e incluso en la cocina, a la vez puede ser mezclado con los combustibles de los vehículos. Los altos precios del crudo han ayudado al aumento de los precios del NGL e incentiva en la exploración de yacimientos ricos en líquidos con altos contenidos de NGL.

La composición química de los compuestos del NGL es similar, sin embargo sus aplicaciones varían ampliamente. El Etano ocupa la mayor parte de la producción del NGL y se usa principalmente para producir Etileno, el cual a su vez se utiliza para la creación de plásticos. Gran parte del propano se quema para producir calor, y otra parte se utiliza como combustible principal en las plantas petroquímicas. La mezcla de propanos y butanos es llamada “autogas” o “GLP”. El pentano plus ó gasolina natural puede ser mezclada con varios tipos de combustibles para la combustión de los motores y es usada en gran parte para el recobro de energía en los yacimientos.

Tabla 1.1 Líquidos del Gas Natural

COMPONENTE	APLICACIÓN	PRODUCTO FINAL	SECTORES PRIMARIOS
Etano	Etileno para la producción de plásticos. Materia prima de las plantas petroquímicas.	Plásticos, detergentes, anti congelantes.	Industrial
Propano	Calentamiento residencial y comercial. Combustible para la cocina. Materia prima de las plantas petroquímicas	Calentamiento residencial. Estufas pequeñas. LPG.	Industrial, residencial y comercial.
Butano	Materia prima de las plantas petroquímicas. Mezcla con propano o gasolina.	Goma sintética para neumáticos. GLP. Combustible liviano.	Industrial. Transporte.
Isobutano	Materia prima en refinerías y en plantas petroquímicas.	Aerosoles y refrigerante.	Industrial
Pentano	Gasolina natural. Agente de soplado para la espuma de poliestireno.	Gasolina, poliestireno, solvente.	Transporte
Pentano plus	Mezclado con combustible de vehículo, exportado para la producción de bitumen en arenas petrolíferas.	Gasolina, mezclas de etanol, producción de arenas petrolíferas.	Transporte

Fuente: *What are natural gas liquids and how are they used?. U.S Energy Information Administration.*

1.3. GLP

El gas licuado del petróleo (GLP) es una mezcla de hidrocarburos extraídos del procesamiento del gas natural o del petróleo, gaseosos en condiciones atmosféricas, que se licuan fácilmente por enfriamiento o compresión constituido principalmente por propano y butanos. Aunque el gas licuado está asociado a la producción de gas natural y crudo, es una de las energías con mayor potencial calorífico, pudiendo desempeñar prácticamente cualquiera de las funciones de los combustibles primarios de los que se deriva, además de contar con ventajas medioambientales y económicas respecto a la mayor parte de las energías tradicionales. Según la norma Española UNE 6002, los gases combustibles (aquellos que pueden reaccionar con el oxígeno del aire con desprendimiento de energía térmica), se pueden clasificar de acuerdo al índice de Wobbe, el cual expresa la relación entre el poder calorífico y la raíz cuadrada de la densidad relativa del gas respecto a la del aire, de la siguiente manera:

Tabla 1.2 Índice de Wobbe

FAMILIA	DENOMINACIÓN	ÍNDICE DE WOBBE (Kcal/m ³)
Primera	Gases manufacturados: de coquería, gas de mezcla de hidrocarburo-aire de bajo Wobbe.	5,700-7,500
Segunda	Gases naturales y mezclas de hidrocarburo- aire de alto Wobbe.	9,680-13,850
Tercera	Gases licuados del petróleo	18,500-22,070

Fuente: Norma UNE 60002

Comúnmente se llama gas propano; aunque las proporciones en la composición del GLP varían de acuerdo con la refinería o la planta de donde se obtenga; a continuación se puede observar las distintas composiciones para el GLP extraído por Ecopetrol en diferentes fuentes:

Tabla 1.3 Composiciones de GLP en Colombia

CAMPO	ETANOS, METANOS (%)	PROPANOS (%)	BUTANOS (%)	PENTANOS Y MÁS PESADOS (%)
APIAY	1,8	53	44,5	0,7
CARTAGENA	0	58	42	0
BARRANCA	0,6	38,7	59,8	0,9

Fuente: Ecopetrol

De acuerdo a su composición y al uso que se le vaya a dar existen diferentes tipos de GLP:

- Mezcla Propano-Butano: Mezcla en proporciones variables de propano y butano, en algunos países se han emitido normas específicas que fijan de una manera más precisa límites y exigen un máximo contenido de butanos.
- Propano comercial: Mezcla de propano, propileno y otros compuestos minoritarios, con un contenido máximo de butanos y de más pesados de 2,5%.
- HD5 o propano para uso especial: Tipo de GLP compuesto principalmente por propano con un contenido máximo de propileno de 5% y de 2,5% de butanos y más pesados.
- Butanos comercial: Mezcla de butanos con un contenido máximo de 2% de pentanos y más pesados.

Cerca del 80% del gas que se produce hoy a nivel mundial se obtiene de las refinerías como subproducto del procesamiento del crudo y el 20% restante es gas asociado que es separado en las plantas donde se procesa el gas natural. Actualmente en Colombia cerca del 5% del GLP se obtiene de gas asociado, mientras que el 95% se obtiene en refinería.

Las diferencias en las propiedades de los componentes del GLP y del Gas Natural, inciden en sus características finales. Entre las características del GLP es importante destacar su portabilidad, dado que se puede comprimir a presiones relativamente bajas y llevarlo a estado líquido, con lo que se logra transportar gran cantidad de energía en un recipiente muy liviano y a una presión muy baja; de igual manera el Gas Natural puede ser transportado en cilindros, sin embargo la cantidad de energía transportada en este caso es muy inferior comparada con la energía transportada en un cilindro de GLP, para que sea equivalente sería necesario transportarla a presiones muy altas y temperaturas muy bajas, lo que exigiría recipientes muy resistentes y por lo tanto muy costosos y pesados. Razón por la cual el GLP ha sido destinado como energía en zonas rurales y apartadas.

Usos

El GLP en Colombia ha sido destinado para la cocción de alimentos, calentamiento de agua en hogares, procesamiento industrial y como combustible vehicular en los sectores rurales; mientras que el Gas Natural se expandió principalmente en estratos altos y medios de las grandes ciudades pues sería comparativamente antieconómico su uso en ciudades pequeñas o sectores rurales.

Algunas de las ventajas del GLP frente al Gas Natural;

- Su portabilidad le permite llegar más fácilmente a cualquier región.
- Poder calorífico casi tres veces mayor que el del Gas Natural
- Debido a que se licua fácilmente, se puede almacenar de manera más sencilla, el Gas Natural no se puede almacenar de forma práctica,

especialmente sí se habla de altos consumos, a menos que se criogenice, lo que estaría relacionado a un procedimiento costoso.

- En combustión en motores, el GLP presenta un promedio de emisiones netas de 8.61, mientras que las del Gas Natural, son casi de 9.03.

Otro de los usos importantes del GLP es en aquellos sectores que se encuentran alejados de los gasoductos y en lugares donde por condiciones climáticas el diesel no es conveniente debido al elevado punto de congelamiento. Además de esto en petroquímica, se utiliza para la fabricación de plásticos, obtención de oleofinas para numerosos productos y como aditivo para aumentar la cantidad de octanos de las gasolinas.

1.4. PANORAMA MUNDIAL Y NACIONAL DE GLP

Durante los últimos años, Norte América y Asia han liderado la producción mundial de GLP. Así mismo, los principales consumidores de GLP a nivel mundial son Norte América, Asia Pacífica, Europa y Euroasia.

En Colombia la producción de GLP se inició en 1948, obteniéndose como subproducto de los procesos de refinación del petróleo en la zona de Tibú. Por esta época gracias a las perspectivas de producción de gas en el país se creó la Compañía Colombia de Gas COLGAS, la cual se encargaría de los asuntos relacionados con este producto, principalmente en Bogotá y Barranquilla. Las empresas distribuidoras de GLP de hoy en día nacieron a partir de los transportadores, que se encargaban de llevar los cilindros desde las refinerías al lugar de venta, con el paso del tiempo estas empresas se asociaron formando empresas más grandes y fuertes.

El objetivo principal en Colombia, más que ampliar los usos del GLP, se busca retomar las más empleadas a nivel mundial, para así aprovechar el potencial de este energético que se encuentra tan subutilizado en nuestro país y contar con tecnologías que faciliten su aplicación en gran variedad de usos. El GLP es susceptible de ser empleado como combustible en gran rango de aplicaciones, sin embargo su desarrollo se ha visto limitado por la falta de políticas gubernamentales, lo que ha llevado a estancarlo prácticamente solo en combustible residencial. A pesar de esto y gracias a la crisis energética mundial, los gobiernos han visto la necesidad de incluir nuevos combustibles dentro del mercado, siendo el GLP uno de los más opcionados.

Referirse al anexo 1.1 para la Distribución de gasoductos y campos de gas en Colombia y al anexo 1.2 para la Composición de gases típicos Colombianos.

CAPÍTULO SEGUNDO
ESTADO DEL ARTE DE LAS PLANTAS DE EXTRACCIÓN DE LÍQUIDOS A
PARTIR DEL GAS NATURAL EN COLOMBIA

2.1 PLANTAS DE EXTRACCIÓN DE LÍQUIDOS EN COLOMBIA

2.1.1 PLANTA DE GAS CUSIANA

La empresa Equion Energía, resultado de la fusión Ecopetrol-Talismán después de las ventas de las acciones de la British Petroleum en Colombia, maneja actualmente una producción diaria de 62,000 Barriles de crudo (incluyendo GLP y NGL) y 300 MMscf de gas para venta. Representando en Colombia un 17% de la producción de crudo nacional, 35% del gas de consumo para el país y 35% del GLP. Esta producción es procesada en tres facilidades principales: Cusiana, Floreña y Recetor; siendo Cusiana la planta de tratamiento más grande del país y por tanto cuenta con la planta de obtención de GLP más robusta en Colombia.

El centro de facilidades de producción CPF de Cusiana funcionando como centro de procesamiento desde 1993, actualmente está ubicado en la meseta del aceite en el municipio de Tauramena, Casanare, recibe la producción correspondiente a los pozos adjuntos a los contratos Santiago de las Atalayas, Río Chitamina y Tauramena. Cuenta con 2 trenes de crudo, 3 trenes de tratamiento y reinyección de gas, Tres plantas de gas para ventas, Una planta de GLP y Nueve balsas de almacenamiento de GLP (cada una con capacidad de 2,000 bbl).

Tabla 2.1 Especificaciones Planta Cusiana

Oil Prod. (BOPD)	Gas Prod. (MMSCFD)	Gas Sale (MMSCFD)	GLP (BPD)	Plant Efficiency	Oil wells	Injection wells
15,000	930	270	6300	98.5%	31	22

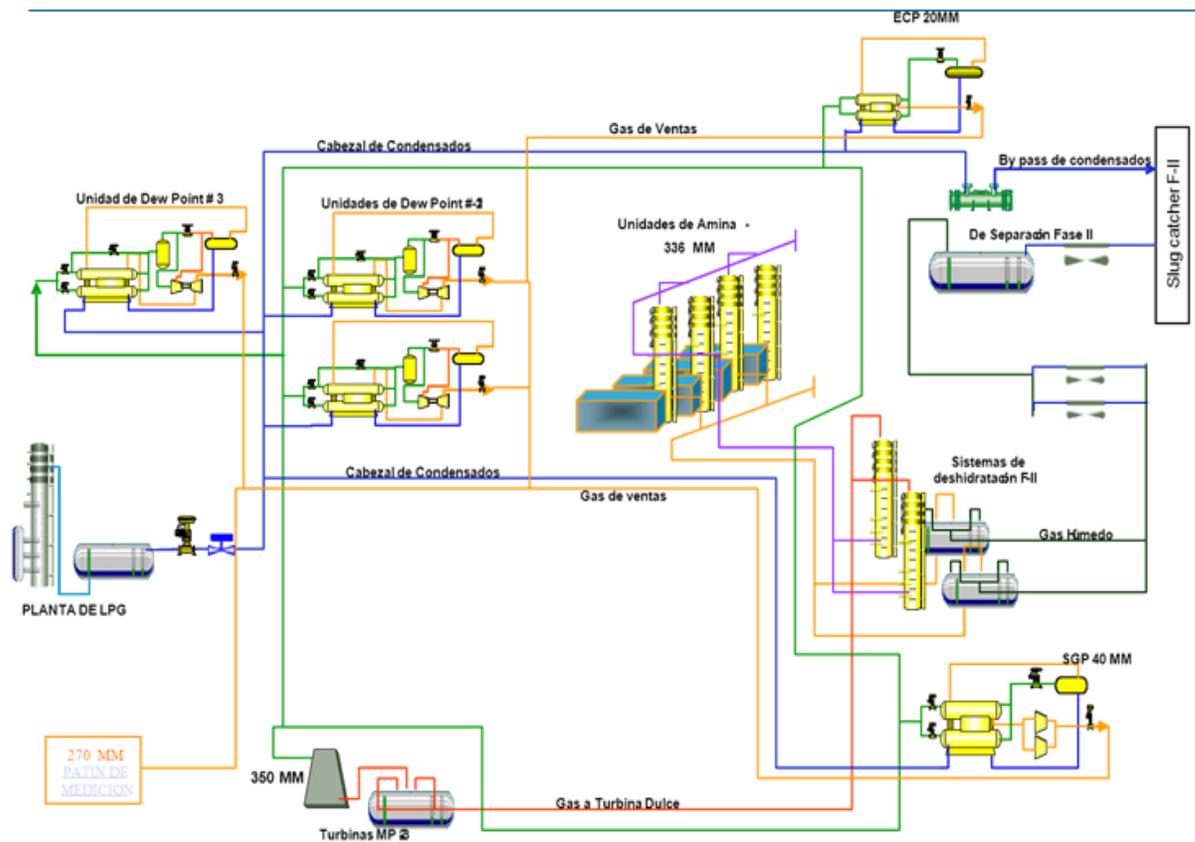
Fuente: *Visita CPF Cusiana.*

La planta de gas de Cusiana tiene una capacidad nominal de 270 MMscfd, inicia ventas de gas en Diciembre del 2005, supliendo las necesidades de Bogotá, Boyacá, Meta, Eje Cafetero, Sur Occidente del país, a través de los gasoductos de Porvenir/Apiay.

El gas sin tratamiento (agrio y saturado con vapor de agua), pasa en su orden por los siguientes procesos (Ver gráfico 2.1) para adecuarlo como gas de ventas: Endulzamiento con Amina (MDEA), Deshidratación con Glicol (TEG), Compresión y Control de punto de rocío de hidrocarburo. Las corrientes de gas provenientes de las unidades de control de punto de rocío se mezclan y entregan a los respectivos gasoductos previa fiscalización por un patín de medición dedicado. Los

condensados separados en los separadores fríos de las unidades de control de punto de rocío de hidrocarburo, se procesan posteriormente en la planta de GLP. Este procesamiento con el objetivo de dejar la corriente de alimentación de gas natural de entrada en condiciones establecidas por el RUT (Reglamento único de transporte del gas natural). La tabla 2.2 indica las especificaciones establecidas por el RUT.

Diagrama 2.1 Diagrama de proceso, Planta de gas Cusiana



Fuente: *CPF Cusiana*

Tabla 2.2 Especificaciones de calidad del Gas Natural, establecidas por el RUT

Especificaciones	Sistema Internacional	Sistema Inglés
Máximo poder calorífico bruto (GHV)	42.8 MJ/m ³	1.150 BTU/ft ³
Mínimo poder calorífico bruto (GHV)	35.4 MJ/m ³	950 BTU/ft ³
Contenido de Líquido (Los líquidos pueden ser: hidrocarburos, agua y otros contaminantes en estado líquido)	Libre de líquidos	Libre de líquidos

Contenido total de H2S máximo	6 mg/m3	0.25 grano/100PCS
Contenido total de azufre máximo	23 mg/m3	1.0 grano/100PCS
Contenido CO2, máximo en % volumen	2%	2%
Contenido de N2, máximo en % volumen	3	3
Contenido de inertes máximo en % volumen (Se considera como contenido de inertes la suma de los contenidos de CO2, nitrógeno y oxígeno)	5%	5%
Contenido de oxígeno máximo en % volumen	0.1%	0.1%
Contenido máximo de vapor de agua	97 mg/m3	6.0 Lb/MPCS
Temperatura de entrega máximo	49 °C	120°F
Temperatura de entrega mínimo	7.2 °C	45 °F
Contenido máximo de polvos y material en suspensión (El máximo tamaño de las partículas debe ser 15 micrones)	1.6 mg/m ³	0.7 grano/1000 pc

Fuente: *CPF de Cusiana*

A partir del diagrama 2.1 del proceso general de la planta de Cusiana, se describen a continuación cada una de las etapas y procesos llevados a cabo.

***Proceso de Desacidificación:**

El gas de carga a las Unidades de Endulzamiento se toma de la salida de gas de los separadores primarios. Las condiciones de entrada a las unidades de endulzamiento son:

- Presión de entrada: 460 - 526 psig.
- Temperatura de entrada: 100 - 110 °F.
- Máxima presión de entrada (para diseño de equipos): 660 psig.
- Máxima temperatura de entrada (para diseño de equipos): 200 °F.

El proceso incluye además regeneración de la amina, se tienen dos unidades, una con capacidad de 1,150 gpm (Tren 1) y la otra de 575 gpm (Tren 2).

La amina seleccionada para el proceso de endulzamiento es MDEA (metildietanolamina). *Referirse al anexo 2.1 para ver el proceso de unidad de amina.*

***Sistema de Compresión:**

La corriente de succión a la primera etapa de los compresores de gas ácido proviene de las unidades de endulzamiento con amina.

Los compresores de gas ácido son dos unidades idénticas compuestas de compresores de cuatro etapas, reciprocantes de motor eléctrico con sus respectivos tambores de succión e inter-etapas, botellas de succión y descarga, cilindros y aeroenfriadores de descarga e inter-etapas; estos últimos montados en la misma

estructura compartiendo ventiladores. La primera etapa toma el gas ácido proveniente de las Unidades de Regeneración de Amina (5 psig @ 120°F).

*Proceso de Deshidratación

El producto del proceso de endulzamiento (gas dulce y saturado con vapor de agua) es el alimento a este proceso. Las condiciones en el punto de entrada son:

- Presión de entrada (operación normal): 470 - 530 psig.
- Temperatura de entrada (operación normal): 110 - 120 °F.

El gas dulce y saturado con vapor de agua se deshidrata en tres unidades existentes de Deshidratación con Glicol. La rata total de flujo de gas de carga a este proceso está en el rango de 234 - 240 MMSCFD, luego cada unidad tiene una carga entre 78 - 80 MMSCFD, la cual está cubierta por la capacidad original de diseño de éstas unidades que es 85 MMSCFD.

Las corrientes de gas húmedo dulce (475 psig @ 110°F) llegan al tren de tratamiento de gas justo aguas arriba de los filtros, donde se decanta cualquier presencia de líquidos en esta corriente. A continuación el gas se envía a las Contactoras de Glicol existentes; para su respectiva deshidratación. Dichas Contactoras son empacadas y el gas se deshidrata por absorción en contracorriente con TEG de una alta pureza > 99.5%. El gas dulce deshidratado a continuación intercambia con el TEG pobre a través del intercambiador Glicol / Gas para luego ser enviado a compresores.

El gas de la descarga de la tercera y última etapa de los compresores (5,150 / 5,600 psig @ 150°F) es enviado al cabezal de gas dulce de alta presión, del cual se alimentan las Unidades de Control de Punto de Rocío.

*Control de punto de rocío

El gas que sale del proceso de deshidratación (gas dulce y deshidratado) va al tren de compresores y del cabezal de alta presión, alimenta a las unidades de control de punto de rocío por hidrocarburo, para lo cual hay dos procesos (Turboexpander y Joule Thompson).

El proceso de control de punto de rocío por hidrocarburo bajo el esquema de Turboexpander tiene una capacidad normal de producción de 140 MMSCFD de gas de ventas y mediante el sistema de compresión asociado al expansor, esta cantidad de gas se exporta al sistema de gasoducto.

- Capacidad de diseño, MMSCFD: 140 (dos unidades de 70 c/u)
- Capac. mín. de diseño (turndown), MMSCFD: 49 (35% de cada unidad).

Unidad Joule-Thomson de 70 MMSCFD

Esta unidad es alimentada de Gas Dulce de Alta Presión a través una línea que cuenta con válvula automática de seccionamiento y válvula de expansión (*letdown*) para expandir el gas (1,800 psig @ 95°F).

El gas expandido alimenta, a través de un patín de medición, a la Unidad de Tratamiento *JT*, la cual cuenta con dos intercambiadores (Gas/Gas, Gas-Líquido), by-pass caliente, válvulas de expansión (*JT*) y vasija fría. Los condensados separados son recolectados en un cabezal común para su estabilización; y el gas tratado (gas venta) en dicha Unidad nuevamente retorna al patín de medición para fiscalización y posterior despacho al gasoducto, vía Cabezal de Gas Venta.

Planta de Gas de 20 MMSCFD

Esta planta también es alimentada con gas dulce. La Unidad de tratamiento tiene dos modos de operación, normalmente opera con un ciclo de refrigeración con propano (de 2 etapas) y durante algún mantenimiento o problema con el compresor (tres etapas, dos para el ciclo de refrigeración y una para el gas de ventas), la planta opera bajo el esquema de *Joule Thomson*.

La unidad cuenta básicamente con un par de intercambiadores (Gas/Gas, Gas/Líquido), un *Chiller*, vasija fría, bombas de retorno de condensados, vasija de condensados y compresor de tres etapas, dos para el ciclo de refrigeración y una para gas venta, enfriador de gas venta, ciclo de refrigeración de dos etapas, y unidad de medición de fiscalización. Durante la operación de *JT*, de forma manual se aíslan los equipos no requeridos, tales como: *Chiller*, bombas de condensados, etc, y se alinea la alimentación desde el cabezal de gas dulce de alta presión y se expande el gas hasta 1,225 psig para luego ser despachado. Los condensados producidos son enviados al Cabezal de Recolección de Condensados y el gas producido es medido (fiscalizado) y enviado al Cabezal de Gas Venta para su posterior despacho a los gasoductos.

Unidades de Turbo/Expansor

Las dos Unidades de Turbo / Expansor (T/E) son idénticas. En la derivación del cabezal de gas de alta presión se realiza medición del contenido de humedad del gas de alimento a las unidades, posteriormente desde el cabezal se desprenden dos líneas, las cuales alimentan cada una de las unidades. El gas entra a las unidades a través de una línea la cual cuenta con válvula de seccionamiento automático para luego ser expandido hasta 1,800 psig a través de válvula de *letdown* y alimentado a los intercambiadores de calor Gas/Gas y Gas/Líquido, previa inyección de solución acuosa de EG (etilenglicol) (80% w/w) como inhibidor de hidratos, donde el gas es pre-enfriado en contracorriente con las corrientes de gas y condensados separadas en el separador de Baja Temperatura, adicionalmente existe un *by-pass* caliente con válvula de control de temperatura que tiene como

objeto controlar la temperatura de entrada al Expansor. Las corrientes de gas se mezclan y se pasa a través de la Vasija de Succión del Expansor, donde se remueve cualquier líquido condensado antes de alimentar el gas al Expansor; los líquidos decantados se envían por control de nivel al Separador de Baja Temperatura y el gas separado se envía al Expansor donde previamente se le inyecta solución acuosa de EG (para prevenir formación de hidratos debido a las bajas temperaturas alcanzadas, -10/10°F), luego la corriente de gas se expande hasta 850 / 900 psig produciéndose su auto-refrigeración y por ende condensación de hidrocarburos pesados. La mezcla es entonces enviada al Separador de Baja Temperatura, el cual es trifásico y cuenta con internos especiales (coalescentes) para garantizar una adecuada separación de las fases líquidas (hidrocarburos condensados y solución acuosa de EG), adicionalmente su tiempo de residencia de líquidos es de 15 minutos al flujo máximo esperado. El gas separado en ésta vasija, es precalentado en el intercambiador Gas / Gas, los condensados decantados y separados se envían por control de nivel para precalentamiento a través del intercambiador Gas / Líquido y posterior disposición en el cabezal de recolección de condensados, finalmente la fase líquida más densa (solución acuosa de EG) es enviada por control de nivel al Cabezal de Recolección de Glicol que alimenta la respectiva Unidad de Regeneración de EG. *Referirse al anexo 2.1 para ver el proceso de turboexpansión.*

El gas venta precalentado se envía al Compresor asociado al Expansor donde se incrementa la presión hasta 1,230 / 1,250 psig y luego se despacha por control de presión. El gas venta producido en las dos Unidades de T/E se envía a través de líneas a un cabezal de recolección, el cual descarga en el Cabezal de Gas Venta, donde se envía a medición y despacho al gasoducto.

A continuación se presenta la cromatografía típica de un gas de Cusiana antes de entrar a la facilidad y someterse a las etapas de tratamiento y la composición con la que sale la corriente de gas una vez ha pasado por las cuatro etapas, compresión, desacidificación, deshidratación y la etapa final de control de punto de rocío.

Tabla 2.3 Cromatografía de gas Cusiana en cabeza de pozo y a la entrada de la planta de GLP.

ESPECIFICACIÓN/ COMPOSICIÓN	UNIDADES	GAS EN CABEZA DE POZO	GAS QUE ALIMENTA LA PLANTA DE GLP (GAS A LA SALIDA DEL CONTROL DE DEW POINT)
PRESIÓN	Psi	100-800	550
TEMPERATURA	°F	130	60-100
METANO	% Molar	74,98	38,929
ETANO	% Molar	11,308	19,5943
PROPANO	% Molar	5,047	18,1469
I-BUTANO	% Molar	1,16	4,7752

n-BUTANO	% Molar	1,383	7,0696
I-PENTANO	% Molar	0,466	2,9412
n-PENTANO	% Molar	0,306	2,3508
n-HEXANO	% Molar	0,237	2,1799
C7-C10	% Molar		1,9289
C11-C14	% Molar		0,0599
C15-C20	% Molar		0,0004
H2O	% Molar		0,0025
NITRÓGENO	% Molar	1,12	0,1236
CO2	% Molar	4,785	1,8976
OXÍGENO	% Molar		
H2S	% Molar		0,0002

Fuente: *CPF de Cusiana*

A partir de la etapa de control de punto de rocío, el gas a condiciones de venta se dirige hacia un patín de medición y posterior envío por gasoducto, mientras la corriente de líquidos no estabilizados con la composición mostrada en la tabla 2.3, ingresa a la planta de GLP, que tiene la función de obtener GLP o C5+ (Llamado NGL por la planta de Cusiana).

La planta de GLP, inició su funcionamiento en Noviembre de 2011, tiene una capacidad nominal para 6,800 BPD de GLP y 2,200 BPD de NGL, además de una capacidad de almacenamiento de 18,000 BPD. Para su operación cuenta con una torre De-etanizadora, De-butanizadora, balas de almacenamiento y una unidad de llenado de cisternas. La planta de GLP trabaja con una eficiencia del 98,5%. (Ver *anexo 2.1, descripción del proceso de GLP*)

Las especificaciones de calidad de estos productos principales son:

GLP:

- Presión de Vapor @ 100 °F: 208 psig máx. (NTC 2562 o ASTM D-2598), adicionalmente no debe exceder el valor calculado por la siguiente relación (NTC-2303): $P_v = 1167 - 1880$ (densidad relativa a 60 °F/60 °F)
- Temperatura @ 95% evaporación: 36 °F máx. @ presión atmosférica (NTC – 2563)
- Contenido de C2: 6 % vol. líq. máximo.
- Contenido de C5+: 2 % vol. líq. máximo.
- Contenido de Agua: Ninguno.

NGL Estabilizado:

- Presión de Vapor @ 100 °F: 12.3 psia máximo.
- Presión @ condiciones en límite de batería: 45 psig mínimo
- Temperatura @ condiciones en límite de batería: 90 °F mínimo

Las condiciones finales del GLP obtenido en la planta se presentan a continuación:

Tabla 2.4 Composición GLP Cusiana

Especificación	Unidad	GLP
C ₃	%molar	55.8
i-C ₄	%molar	19.7
n-C ₄	%molar	20.9
C ₅₊	%molar	<2
Poder Calorífico	BTU/PC	2870
Presión Vapor	psi	143

Fuente: *CPF Cusiana*

2.1.2 PLANTA DE GAS CAMPO CORCEL

La planta de gas de Corcel está localizada entre las poblaciones de Barranca de Upia y Cabuyaro en el departamento del Meta.

Las facilidades de procesamiento de gas o planta de gas de corcel están construidas para procesar el gas que se quemaba en las teas de la planta de procesamiento de crudo de corcel proveniente de los pozos del campo "Corcel". La planta de gas fue diseñado para manejar 3,7 MMscf al día e inicialmente está procesando solo 2 MMscfd de gas.

Parte del gas procesado es convertido en fuel gas para la unidad de generación de potencia de la planta de gas y el restante es entregado a Petrominerales Colombia Limited en un cabezal de gas combustible, el producto restante de esta separación es estabilizado y convertido en GLP y Nafta cuyo destino final es: GLP. A futuro será utilizado como gas combustible del sistema de generación de potencia de Petrominerales Colombia Limited en su arranque inicial es posible que deba comercializarse. La Nafta en su totalidad y desde el arranque será utilizada para mejorar las condiciones de calidad del crudo aportado por el yacimiento Corcel.

La Planta está compuesta por un módulo de Fraccionamiento que cuenta con un sistema de compresión a alta presión y sistemas de destilación y un módulo de Servicios Auxiliares conformado por sistemas de refrigeración, inyección y regeneración de glicol, sistema de tea, sistema de gas combustible y sistemas de drenaje.

El gas asociado es la materia prima del proceso, de este se obtendrán los productos blancos a utilizar y / o comercializar, este procede de los separadores de producción Corcel.

El gas natural de carga presenta las siguientes características:

Tabla 2.5 Propiedades Gas a Procesar –Planta Corcel

Propiedad	Unidades	Gas de Producción
Flujo	MMSCFD	3.7
	Bpd	721
	lb/hr	5759
	lbmol/hr	122.3481
Presión	Psig	25
Temperatura	°F	130
Peso molecular		54.39
Gravedad específica		1.878
Contenido de hidrocarburos licuables GPM C3+	%	26.879

Fuente: *Planta de Gas Campo Corcel*

Tabla 2.6 Composición Gas Natural a Procesar

% Molar / Compuesto	Gas de Producción
Nitrógeno	0.50
Dióxido de Carbono	0.95
Metano	4.79
Etano	10.29
Propano	26.32
Iso-Butano	12.32
Normal-Butano	19.51
Iso-Pentano	9.13
Normal-Pentano	7.18
Hexanos	5.77
Heptanos	2.31
Octanos	0.74
Nonanos	0.13
Decanos	0.05
Undecanos	0.01
Dodecanos +	Trazas

Fuente: *Planta de Gas Campo Corcel*

La planta de procesamiento de gas de Corcel cuenta con los siguientes sistemas:

- Cabezal de entrada, sistema acondicionamiento y separación primaria.
- Compresión de gas.
- Sistema de refrigeración con “Chiller”
- Sistema de estabilización.
- Sistemas o circuitos auxiliares.

En la separación primaria, se separan las 3 corrientes, agua, crudo y gas. Al llegar el gas (@ 15 psi y 120°F) al sistema de compresión se hace nuevamente una

separación de líquidos y enseguida el gas es comprimido en tres etapas sin pasar de 280°F, cada una pasando por un sistema de aerofriamiento para recuperar los líquidos condensables. De la siguiente manera:

Tabla 2.7 Recuperación de líquidos en etapa de compresión – Planta Corcel

ETAPA/COMPRESOR	UNIDAD	1	2	3
PRESIÓN DE SUCCIÓN	Psig	15	59	177
PRESIÓN DE DESCARGA	Psig	61	177	474
CAUDAL GAS	MMSCFD	1,6	2	1,5
CAUDAL LÍQUIDO EN SCRUBBER DE SUCCIÓN/ETAPA	BPD	0	230	191

Fuente: *Planta de Gas Campo Corcel*

El gas que sale de la descarga de los compresores pasa por los intercambiadores donde es enfriado por la corriente de gas proveniente de un separador de baja temperatura.

Se inyecta trietilenglicol (TEG) a la corriente de gas antes de descender su temperatura para evitar la formación de hidratos y ayudar en la remoción del agua que pueda contener. La cantidad de TEG inyectado es ajustada a 10 BPD (0.3 GPM) a una temperatura de 100 °F.

La corriente de gas se expande hasta una presión de 300 Psig por medio de una válvula PCV con el fin de disminuir la temperatura de la misma.

En el Chiller se reduce la temperatura del gas hasta 15 °F por medio de propano líquido refrigerante (Coraza @ -12.75 °F y 15 Psig).

Los líquidos condensados en el chiller son separados en el separador de baja temperatura de la siguiente manera:

Tabla 2.8 Separación de Líquidos Condensados planta Corcel

Fluido	Caudal	Presión (Psig)	Temp. °F	Servicio/Destino
Gas	0,74 MMSCFD	295	15	El gas pasa al intercambiador donde enfría la corriente de gas entrante al chiller. Este gas es usado como Gas Combustible y es considerado como uno de los productos de la planta.
Hidrocarburos condensables	1,603 BPD			Los condensados son alimentados a la torre de-etanizadora.
Agua	15 BPD			La mezcla Agua-Glicol es dirigida hacia el sistema de recuperación de glicol.

Fuente: *Campo Corcel*

En la torre De-etanizadora se separan las fracciones más livianas (principalmente etano y algo de propano) de los condensados alimentados a la torre. La corriente de cima (gas) es recirculada a los Scrubbers de la segunda etapa de los compresores y La corriente de la cima enfría la corriente de fondos de la torre estabilizadora en el intercambiador.

El líquido de los fondos alimenta la torre estabilizadora para la producción de GLP y Nafta.

En la torre estabilizadora se separan los dos productos principales de la planta, por la cima se produce el GLP (Gas) y por los fondos se produce NGL (líquido).

El GLP de cima es condensado en su totalidad mediante el aeroenfriador (Condensador) y acumulado en un tambor de reflujo Para obtener el GLP y el NGL dentro de especificaciones, es necesaria una corriente liquida de reflujo desde el tambor de acumulación a la torre.

La corriente de fondo después de pasar por un intercambiador, es enfriada en con la corriente de cima de la torre de-etanizadora. Posteriormente es refrigerada en el aeroenfriador para disminuir la volatilización de los compuestos más livianos en el NGL.

Tabla 2.9 Composición GLP de la Planta Corcel

COMPONENTE	MOL%
Nitrógeno	0,0066
Metano	0,6822
Dióxido de carbono	2,0553
Etano	10,9089
Propano	38,1959
Isobutano	9,4528
N-butano	23,3225
Isopentano	8,4729
N-pentano	5,8631
Hexano	1,040
Heptano	0,00
Agua	0,00
C7+	0,00

Fuente: *Planta de Gas Campo Corcel*

2.1.3 PLANTA DE GAS CAMPO DINA

La planta de tratamiento de gas Dina inició operaciones en Mayo de 2008, ubicada en cercanías del municipio de Aipe en el departamento del Huila, actualmente de Ecopetrol pero sus operaciones y procesos son manejados por la empresa

Mecánicos Asociados “MASA”, actualmente procesa el gas natural de los campos Dina Cretáceos, Dina Terciarios, Palogrande, Cebú, Tenay, Santa Clara, Arrayán y Tempranillo. La planta de tratamiento de gas tiene una capacidad nominal de 10 MMPCSD, y cuenta además con un sistema para procesar los líquidos obtenidos en la etapa de control de rocío como GLP para comercializarlo a nivel nacional.

A continuación en la tabla 2.10 y 2.11 se presentan las propiedades y la composición del gas de entrada a la planta Dina.

Tabla 2.10 Propiedades del Gas natural de Entrada, Planta Dina.

Propiedades	
Flujo de Entrada [MMscfd]	5.0-7.3
Flujo Mínimo de Entrada [MMscfd]	5.0
Presión de Entrada [psig]	28-40
Temperatura de Entrada [°F]	89-120 ° F

Fuente: *Planta de gas Campo Dina*

Tabla 2.11 Propiedades del Gas natural de Entrada, Planta Dina.

Componente	% MOL
Metano	75.179
Etano	8.475
Propano	6.464
i-Butano	1.014
n-Butano	2.217
Neo-Pentano	0.005
i-Pentano	0.659
n-Pentano	0.573
n-Hexano	0.399
n-Heptano	0.293
n-Octano	0.125
n-Nonano	0.000
Decano	0.000

Dióxido de Carbono	3.548
Nitrógeno	1.051
GPM (C3+)	3.615

Fuente: *Planta de gas Campo Dina*

Una vez entra la corriente de gas natural y ha pasado por un medidor de flujo y se hace su respectivo análisis de cromatografía, la primera etapa se cumple al pasar por un separador trifásico, de allí se desprende una corriente de agua aceitosa que se retorna a la planta de tratamiento de Dina Terciarios, una corriente de hidrocarburos pesados (C5+) que se envía directo a la torre De-Etanizadora y una corriente de gas que se envía a la etapa de compresión.

El sistema de compresión está constituido por tres etapas, cada una con compresores recíprocos "ARIEL" que funcionan con motores eléctricos cada uno con 1000 caballos de fuerza. En la primera etapa se cuenta con dos cilindros que pueden variar la capacidad del compresor las otras dos etapas tienen un cilindro cada una, la presión inicial se eleva de 35 psi a 100 psi; en la segunda etapa se llega a 330 psi y en la etapa final se logran de 980 a 1000 psi. El gas inicialmente entra con 100°F, después de pasar por aerofriadores después de cada etapa de compresión el gas finalmente al alcanzar los 980 psi y ser enfriado sale con una temperatura casi inicial de 110°F. En cada etapa se recuperan líquidos que son direccionados a la separación trifásica inicial. Entre la primera y segunda etapa de compresión la temperatura del gas se mantiene ambiente con los aerofriadores.

Una vez el gas es comprimido pasa a un sistema de endulzamiento, donde inicialmente pasa por un filtro que remueve el posible aceite de lubricación que el gas pudo haber arrastrado de la última etapa de compresión. Una vez pasa por el filtro, el gas pasa a una torre absorbidora donde en contra corriente reacciona con una amina terciaria (MDEA), solo una parte del gas aproximadamente un 70% entra en contacto con 63 gpm de amina y con esto la corriente queda con menos de 0,1 % de CO₂ al mezclarse con el 30% restante del gas, la corriente queda con 1.3% de CO₂.

El gas dulce se dirige al sistema de control de punto de rocío y deshidratación, mientras la amina rica (con ácido) pasa a un sistema de regeneración con carbón activado, el CO₂ separado es venteado y la amina pobre entra de nuevo al sistema de endulzamiento con una temperatura que debe ser mayor en 20°F a la temperatura del gas para evitar formación de espumas.

El sistema de deshidratación se hace inyectando Mono-etilenglicol (MEG) en diferentes etapas del control de rocío, en la refrigeración mecánica (Al entrar al Chiller) y en el paso del gas por la válvula de Joule Thompson. No hay una torre absorbidora que permita el contacto en contra corriente con el gas y el glicol. Pero esta inyección en diferentes puntos permite obtener un gas con 0.4Lbs de H₂O por cada millón de pies cúbicos. Al final del proceso de de dew point el glicol con el agua van a un sistema de regeneración de glicol.

El control de punto de rocío se lleva a cabo primero con el paso del gas por los intercambiadores de calor gas-gas y gas-líquido, la corriente de gas que pasa por

cada uno de ellos es de 70% y 30% respectivamente, el gas pasa de 110°F a 30°F, y entra al chiller donde es refrigerado con propano líquido y la temperatura baja a 0°F y la presión de 980 psi a 430 psi. Una vez esto pasa a la válvula de Joule Tompson donde la expansión generada baja la temperatura a -35°F y el destino final de los líquidos obtenidos es una vasija fría en donde se separa una corriente de gas que va a los intercambiadores y posteriormente con 85°F es dirigida a la planta de procesamiento de gas de Dina Cretáceos, una corriente de agua y glicol que pasa al sistema de regeneración de Glicol (mencionado anteriormente) y la corriente de Hidrocarburos pesados se dirige a la torre De-etanizadora.

Una corriente de hidrocarburos líquidos con aproximadamente 12% de etano, llega a la torre De-etanizadora donde por diferencias de temperatura separa ese etano que se dirige a la corriente de gas que va hacia Dina Cretáceos y los líquidos obtenidos en el fondo de la torre van a una torre estabilizadora, el objetivo de esta torre es separar los productos GLP y Gasolina o C5+. Una vez esto sucede el GLP es almacenado y despachado en un llenadero que funciona en las mismas instalaciones y la gasolina es utilizada para bajar la viscosidad de la corriente de crudo que se procesa en las facilidades de procesos de Dina Cretáceos. La composición de los productos obtenidos (aprox. 330 BPD de líquidos) en la planta de tratamiento de gas de Dina se presenta en la tabla 2.12 a continuación.

Tabla 2.12 Composición de los productos obtenidos en la Planta Dina.

COMPONENTE	GN (% Mol)	GLP (% Mol)	LGN (% Vol)
Metano	89.79	0.00	0.0000
Etano	11.35	1.43	0.0000
Propano	2.47	59.08	0.0000
i-Butano	0.15	11.35	0.0021
n-Butano	0.23	26.93	0.1084
Neo-Pentano	0.00	0.00	0.0036
i-Pentano	0.03	1.07	22.5360
n-Pentano	0.02	0.14	25.1410
i sohexano	0.00	0.00	5.0851
n-Hexano	0.00	0.00	41.9950
Benzeno	0.00	0.00	0.3690
Isooctano	0.00	0.00	1.1108
n-Heptano	0.00	0.00	0.0000
Tolueno	0.00	0.00	0.9347
n-Octano	0.00	0.00	8.4940
n-Nonano	0.00	0.00	1.2042
Decano	0.00	0.00	0.0000

Dioxido de Carbon	1.51	0.00	0.0000
Nitrogeno	1.34	0.00	0.0000
Agua [LbH2O/MMscfd]	0.6	0.00	0.0000

Fuente: *Planta de gas Campo Dina*

2.1.4 PLANTA DE GIBRALTAR

La planta de Gibraltar, ubicada en límites de los departamentos de Norte de Santander y Boyacá actualmente se recuperan alrededor de 700 bpd de condensados estabilizados con gravedad API de 53 y produce 36 millones de pies cúbicos por día de gas, aunque inicialmente el gas fue considerado un gas libre, en la actualidad tiene características de gas rico y en el 2011 fue una de las primeras plantas de gas de Latinoamérica en contar con la tecnología del twister supersonic separator. La deshidratación y el control de punto de rocío del gas se logran en una unidad compacta que combina varios procesos físicos.

El gas se expande, se condensa y luego se separa a velocidades supersónicas, del orden de 1,3 mach, generando fuerzas centrifugas del orden de 500 mil fuerzas de gravedad. Dentro de la unidad ocurren descensos de temperatura de aproximadamente 40°C por debajo de temperatura de entrada de gas al tubo, lo que permite condensar agua e hidrocarburos pesados. En la zona final del separador supersónico, la de recobro de presión, el gas regresa al 70% de su presión inicial.

Esta tecnología reduce los costos, porque requiere bajo mantenimiento, no tiene partes móviles que se desgasten con el tiempo, es ambientalmente amigable y reduce los consumos de energía, debido a que en la misma unidad se recupera la presión y la necesidad de compresión de gas adicional es inferior.

2.2 EXTRACCIÓN DE LÍQUIDOS EN REFINERÍAS

El GLP en Colombia se obtiene además a través de refinerías, las principales refinerías productoras son la de Barrancabermeja y Cartagena, donde se produce en las plantas de ruptura catalítica, y la refinería de Apiay donde se obtiene a partir del procesamiento del gas natural. Sin embargo, el alcance del proyecto no incluye la producción de líquidos en refinerías, porque no son a partir del gas natural, si no como resultado procesos catalíticos en los cuales no se va a ahondar.

*El complejo industrial de Barrancabermeja

Está ubicado en el Departamento de Santander, es sede de la Refinería de petróleo más grande del país, perteneciente a la Empresa estatal Ecopetrol. Gran parte de la economía de la ciudad gira en torno a la industria petroquímica que se asienta en

este municipio. Esta Refinería es la principal del país, con una producción total de 250.000 barriles de combustible.

*Refinería de Cartagena

Se encuentra ubicada en la zona industrial de Mamonal de la Bahía de Cartagena, a 30 minutos al oeste de la ciudad de Cartagena en la costa norte de Colombia. Su ubicación tiene una ventaja estratégica por que la Refinería tiene acceso a la costa del Golfo y el Caribe por los mercados al Océano Atlántico, así como al Canal del Dique y por los gasoductos existentes. La Refinería incluye los puertos y terminales. La Refinería es capaz de exportar aproximadamente 42,8 Kbpd. Fue inaugurada el 7 de diciembre de 1957, con un costo de 33 millones de dólares por la Internacional Petroleum Co Ltda. Y en 1974 Ecopetrol la adquirió por 35 millones de dólares.

*Refinería de Apiay

Es una pequeña refinería ubicada en Apiay (Meta) con una capacidad nominal de carga de 2,5KBDC cuenta principalmente con una torre atmosférica, una de vacío y las recuperadoras de vapores, principalmente produce asfalto, GLP, ACPM, bencina y gasóleo.

*Refinería Orito.

Es una mini refinería ubicada en Orito (Putumayo) con una capacidad nominal de Carga de 2.8 KBDC, produce principalmente gasolina regular, queroseno, ACPM, Bencina y combustóleo.

*Refinería del Nare

Es la única refinería privada del país, localizada en el corregimiento de Puerto Perales, municipio de Puerto Triunfo (Antioquia), esta refinería procesa 14 KBPDde crudo, presenta tres unidades básicas de producción interconectadas que son Destilación atmosférica, destilación al vacío y unidad visco reductora que producen Asfalto, destilados livianos y medios

Ver anexo 2.2 ANEXO 2.2 DIAGRAMAS DE PROCESO DE UNA REFINERÍA Y DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO

2.3 POSICIÓN DE COLOMBIA FRENTE AL MUNDO

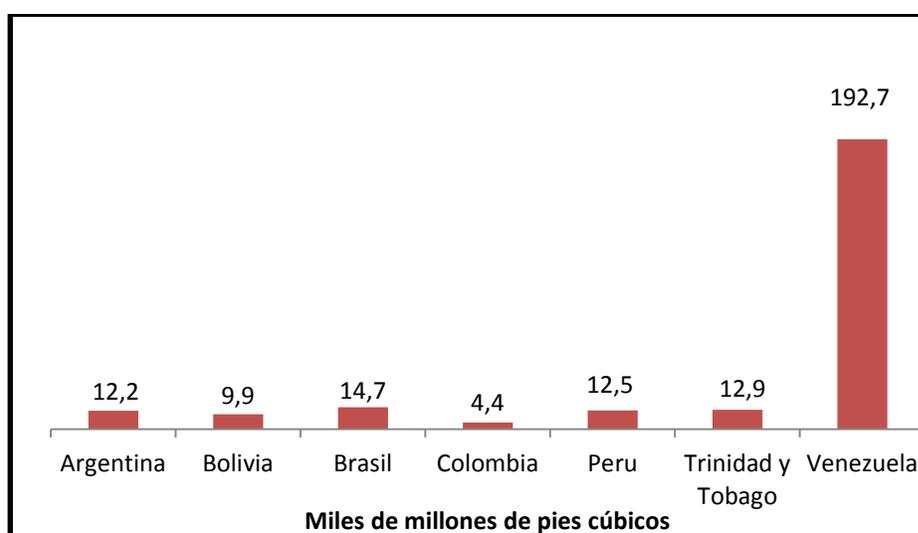
2.3.1 RESERVAS Y PRODUCCIÓN DE GAS NATURAL EN COLOMBIA

Las plantas de gas natural en el país indican que Colombia produce líquidos como producto de un proceso de adecuación del gas natural para ser vendido o transportado (RUT) adicional a esto, los líquidos extraídos se procesan en todos los

casos como GLP, es decir que a partir del C2+ (NGL) Colombia no está extrayendo líquidos. Es necesario revisar las reservas y la producción actual Colombiana para identificar las posibles causas de la falta de extracción de líquidos en el país.

Según un boletín estadístico de minas y energía emitido por la UPME (Unidad de Planeación Minero energética), Para Julio del 2012 las reservas de gas son de 6.460 gigapies cúbicos suficientes para abastecer la demanda del país hasta el 2017. De forma histórica, Dentro de la región de Centro y Suramérica, Colombia reportó para finales del año 2010 reservas probadas de 4.4 miles de millones de pies cúbicos, ocupando el último lugar dentro de los países conformantes de dicha región, como se observa en el siguiente gráfico:

Gráfico 2.1. Reservas de gas en Centro y Suramérica



Fuente: Datos BP Statistical Review of World Energy June 2011, construcción propia.

En los últimos siete años, la Agencia Nacional de Hidrocarburos ha reportado una disminución de las reservas de gas natural en el país. Se aprecia una estabilización de las reservas entre los años 2009 y 2010, con una disminución de solo 3 %, frente al decrecimiento de 13 % presentado entre 2008 y 2009. A continuación se presentan las reservas de gas estimadas por pozo:

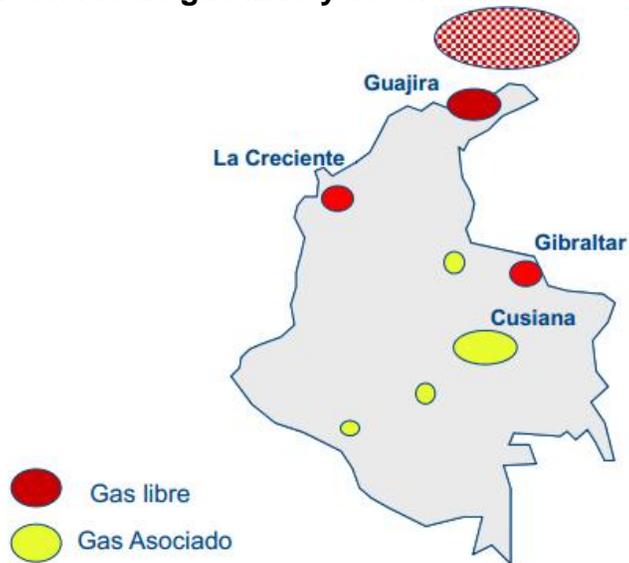
Tabla 2.13 Reservas de gas natural por campo en Colombia 2011

Campo	Reservas probadas (GPC)	Reservas no probadas (GCP)
Abanico	0,82	0
Cira infantas	1,42	2,6

Cusiana	1086,7	1367,39
Gala y Llanito	6,35	0
Gibraltar	141,27	14,67
La Guajira	2354,97	279
Guepaje	3,13	0
La Creciente	426,7	27,5
Lisama	8,08	0,37
Maná	1,19	0
Montañuelo	0,2	0
Opón	1,62	0
Payoa	29,46	0
Provincia	13,6	0
Tenay	2,43	3,83
Toqui-Toqui	2,93	0
Yoguarf y Cantagallo	13,27	0,05
Costa	2784,8	306,5
Interior	1309,34	1388,91
Total	4094,14	1695,41

Fuente: Agencia Nacional de Hidrocarburos

Reservas de gas libre y asociado



Fuente: Estudio de Arthur D. Little para la ANH (Junio 2011)

En la tabla 2.13 y la imagen 2.1 se permite apreciar en amarillo las reservas correspondientes al gas asociado, es decir el de mayor potencial para extraer hidrocarburos líquidos a partir del gas natural.

Por otro lado en rojo se indican las reservas de gas libre, de acuerdo a estudios preliminares realizados por la ANH el potencial de recursos de gas en el Caribe colombiano podría estar entre 10 y 87 TPC, en un escenario conservador de hallazgos, Colombia contaría con disponibilidad de recursos de gas de más de 17 TPC para 20 años, aún en el escenario conservador, Colombia tendría recursos suficientes para viabilizar proyectos de exportación de gas, los mercados de mayor interés para el gas natural colombiano serían Estados Unidos, México, islas del Caribe, Centroamérica y Brasil, el GNL colombiano podría llegar a los mercados de Norteamérica a precios cercanos a los \$6 USD/MBTU, aunque esto dependerá de la escala del proyecto, de acuerdo a los balances proyectados de los países de la región, Colombia tendría acceso a mercados potenciales para ofrecer su gas excedentario del Caribe.

Dicho esto, el potencial de gas colombiano, corresponde a gas seco, las reservas de gas asociado o gas rico son bajas. 1086,7 GPC para Cusiana son las mayores reservas de gas asociado del país. Un balance general mensual hecho en el primer semestre de 2012 indica a en el **anexo 2.3 la producción y el uso actual de los gases asociados de las principales fuentes de este gas en Colombia.**

De esta manera se observa que el 78% del gas asociado producido en Colombia es reinyectado, de donde el 99.8% corresponde al gas que inyectan los campos de Cusiana, Piedemonte y Cupiagua, recordando además que estos son campos en curva de depleción y que necesitan de inyección de gas y agua para la producción de crudo. Y mencionando también que de este gas solo el 25% es procesado para extraer líquidos la otra parte en su mayoría es tratado como gas natural para despacho por gasoductos.

Tabla 2.14 Producción de gas 2012

Comercialización gas total (Mpcd)	Ene	Feb	Mar	Abr	May	Jun	Jul	Ago	Sep	Oct	Nov	Promedio diario anual
	1.150	1.168	1.150	1.178	1.187	1.178	1.145	1.136	1.133	1.149	1.141	1.156

Fuente: Ministerio de minas y energía

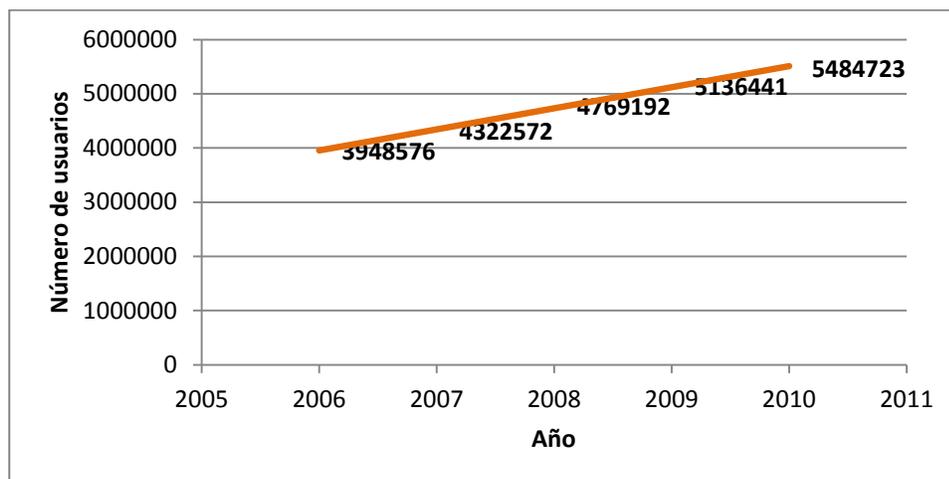
La tabla 2.14 indica la producción de gas por mes durante el 2012, teniendo en cuenta todos los campos que actualmente producen gas en el país, destacando que la producción de gas seco teniendo en cuenta los campos de Ballena, Chuchupa y Gibraltar en el país actualmente es de 18.900.000 kpc.

Una vez determinada las reservas y la producción actual de Colombia de gas seco y gas asociado, es importante determinar el consumo nacional.

Estudios realizados por la UPME indican que en el 2012 con la finalización del fenómeno del Niño, implicó un aumento del consumo de gas natural y otros energéticos en el sector productivo, por lo que se logró un crecimiento de 4.3%.

Así, se observa un incremento constante en el consumo de gas natural en Colombia, el cual ha aumentado en aproximadamente un millón y medio los usuarios registrados desde el año 2006 hasta el año 2011, como se puede apreciar en la siguiente gráfica.

Gráfico 2.2 Usuarios gas natural



Fuente: UPME

Para el primer trimestre del 2011, el Ministerio de Minas y Energía reportó que del total de 5.873.348 usuarios conectados con gas natural reportados, el 98,2% corresponden a usuarios residenciales, 1,7% corresponde a usuarios comerciales y 0,1% corresponde a usuarios industriales.

Para el 2010, la demanda estaba localizada en la Costa Atlántica (45%) y en el interior (55%). Las exportaciones a Venezuela conformaban aproximadamente el 14% de la demanda en el año 2008.

Los puntos principales de consumo de gas están localizados en los grandes centros urbanos (Bogotá, Cali, Barranquilla y Medellín) y en los lugares donde se encuentran ubicadas las plantas de generación eléctrica.

El consumo de gas en Colombia ha presentado un aumento constante aunque no marcadamente acelerado. La demanda colombiana de gas tiene un fenómeno estacional ligado a los ciclos hidrológicos colombianos vinculados al fenómeno de El Niño. Con la llegada de este fenómeno, se presenta la máxima demanda del sistema de gas natural y del sector eléctrico. Las centrales termoeléctricas a gas aumentan su generación y por ende su demanda de gas, como consecuencia de la baja hidrológica. En los períodos en los que el agua es escasa y entran a generar las centrales que tienen capacidad de regulación o las centrales térmicas que no dependen de la abundancia del agua, los precios son superiores a los precios que se fijan en los períodos de base. El interior del país ha incrementado su participación dentro del consumo total, pues para finales de los 90 su consumo era cercano al 30% y actualmente es superior al 50%, esto se debe principalmente al

crecimiento de la industria durante los últimos años. En un principio la mayor demanda se presentaba en la Costa Atlántica cerca al principal campo de extracción, sin embargo con el aumento y crecimiento de los gasoductos la demanda efectiva en el resto del país ha podido aumentar.

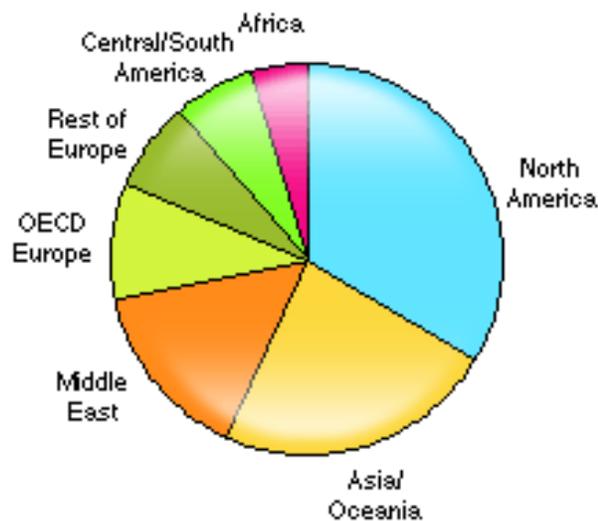
Cuando se analiza la demanda dentro de cada región se encuentra que las características del consumo son distintas, pues mientras al interior del país se ha venido concentrando en los sectores industrial y doméstico, en la costa Atlántica está altamente concentrado en el sector eléctrico, y en una menor proporción en el industrial.

Teniendo en cuenta que las reservas de gas natural colombianas son limitadas y próximas a terminar en un futuro cercano, las importaciones configuran una actividad que podría tornarse necesaria. Así mismo, puede ocurrir que el país sea exportador al mismo tiempo que importador.

En cuanto a los gases asociados con reservas del orden de los 1133 GPC y con una producción de 71 GPC mensuales es evidente que las reservas no abastecerían esa producción en el futuro, de esta producción el 78% son reinyectados, y del restante solo un 25% son utilizados para extraer líquidos, con este escenario habría que evaluar la rentabilidad de obtener líquidos y venderlos como producto condensado o reinyectarlos y obtener más barriles de petróleo.

2.3.2 EXTRACCIÓN DE LÍQUIDOS A PARTIR DEL GAS NATURAL EN EL MUNDO

Gráfico 2.3 Consumo de NGL mundial



Fuente: IHS Global insight

Las mayores regiones consumidoras de líquidos de gas natural son América del Norte y Asia, lo que representa cerca del 60% del consumo mundial total. A nivel mundial, los tres usos principales de líquidos del gas natural se concentran en la

calefacción residencial y comercial, para uso doméstico en cocción de alimentos y como materia prima para los productos químicos / petroquímicos, y gasolina motor.

La producción mundial total de líquidos de gas natural aumentó un 22% entre 2000 y 2009. La mayor parte de este crecimiento se atribuye al aumento de la producción de líquidos de gas natural de las operaciones de procesamiento de gas en el Oriente Medio y la región del Mar del Norte, así como una mayor producción de GLP de refinerías en Estados Unidos. América del Norte y Oriente Medio siguen siendo los mayores productores de gas natural licuado por un margen considerable.

En 2009, la extracción de líquidos del gas natural representó casi el 70% del procesamiento de gas natural en el mundo, el 30% restante se produce en las operaciones de refinación de petróleo.

El precio al contado, lo que refleja el valor de líquidos de gas natural, está fuertemente influenciado por la economía de materias primas petroquímicas y de refinación, los cuales dependen de los precios del petróleo crudo y los precios del gas natural. Si los precios del petróleo aumentan, el valor de líquidos de gas natural como materia prima petroquímica en competencia con los crecientes precios de la nafta debería aumentar.

La producción mundial de gas natural licuado por los procesos de gas aumentó a una tasa media anual del 0,7% durante el período 2004-2009. América del Norte sigue siendo la región de procesamiento de gas primaria. En 2009, América del Norte fue responsable del 51% de la capacidad mundial de procesamiento de gas y el 36% de la producción de NGL en el mundo.

El Medio Oriente es el segundo productor regional más grande de líquidos de gas natural provenientes de las operaciones de procesamiento de gas, que representan el 30% a nivel mundial. Arabia Saudita representa aproximadamente el 60% de la producción de la región. Arabia Saudita tuvo una alta tasa de producción de NGL a fines de los años 1990 y 1991 como resultado directo del aumento de la producción de crudo para compensar la producción que Kuwait perdió durante la Guerra del Golfo. Desde entonces, el país ha mantenido la tasa bruta de producción más alta, lo que ha aumentado significativamente la producción de gas asociado NGL.

Asia, China e India han seguido creciendo su suministro de GLP para satisfacer la creciente demanda interna. Ambos países son los mayores productores de GLP dentro de esta región, que produce el 47% y 17%, respectivamente, del total de la producción de GLP en Asia. Asia es también el más grande consumidor de GLP en el mundo, con una demanda cada vez mayor de GLP a una tasa estimada de crecimiento anual promedio de 6.8%.

El Oriente Medio sigue siendo el principal exportador regional en el comercio internacional de GLP, con Arabia Saudita en la posición No. 1. La capacidad de procesamiento de gas en esta región se espera que aumente hasta el año 2014 como resultado de los nuevos proyectos de gas licuado de petróleo y una creciente demanda interna. Los principales países de la región que contribuyen en el crecimiento futuro de GLP serían Arabia Saudita, los Emiratos Árabes Unidos,

Kuwait e Irán. El principal aumento en la producción de GLP vendrá de la industria de procesamiento de gas.

Las dificultades en el mercado de NGL y GLP, tales como la disminución de las exportaciones de Oriente Medio, la creciente demanda asiática, los precios de GLP y LGN son algunos de los factores principales que conducen a la tensión en algunos mercados regionales. Las industrias de NGL/ GLP seguirán para combatir estos desafíos mediante la ampliación de la producción en las instalaciones nuevas y existentes, la desregulación de los mercados, y haciendo NGL / GLP más atractivo al usuario (por ejemplo, a través de precios más bajos).

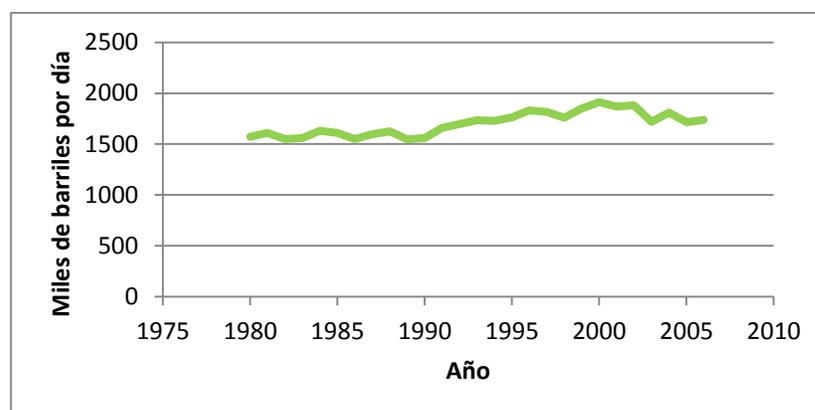
A nivel mundial, aproximadamente la mitad del consumo de GLP ha sido para la calefacción residencial y comercial y para uso doméstico, mientras que un poco más del 25% se destinó al sector químico / petroquímico. En los próximos años a (-2014), la demanda mundial de GLP se incrementará a una tasa media anual del 2,5%. Más que nunca habrá una necesidad continua de GLP en el sector doméstico para calefacción y para cocinar.

El pronóstico promedio de tasa de crecimiento de la demanda mundial NGL es del 3% por año hasta 2014. En regiones como Europa occidental, Estados Unidos y Japón, la demanda NGL crecerá mucho más lento que en las regiones en desarrollo del mundo. Asia (principalmente China), India y Oriente Medio tienen el mayor crecimiento de la demanda de gas natural licuado, que oscilan entre el 4% y el 6% anual hasta 2014. Los factores de este crecimiento incluyen la demanda de GLP para los combustibles comerciales y residenciales en Asia, mientras que el aumento de la demanda en el Oriente Medio se encuentra en el sector petroquímico.

ESTADOS UNIDOS

Actualmente existen en Estados Unidos 517 plantas de procesamiento de gas natural, de las cuales 279 tienen la capacidad almacenar más de 1000 barriles de líquidos extraídos del gas por días. *Referirse al anexo 2.4 para ver las principales plantas de NGL de USA y su ubicación geográfica.*

Gráfico 2.4 Producción de NGL en Estados Unidos



Fuente: *United States Energy Information Administration*

El gráfico 2.4 indica la producción de NGL estadounidense, una tendencia que va en aumento, lo que se verifica también con un estudio realizado por BENTEK Energy and Turner, Mason & Company (TM&C) en el 2012 que afirma que las plantas de extracción de líquidos americanos incrementarán su producción en un 40% en los siguientes 5 años. El aumento sería de aproximadamente 950.000 barriles por día, con un volumen que alcanzan al menos 3,1 MMBPD en 2016. *Ver anexo 2.2 para conocer las reservas de NGL en USA.*

La revolución del shale está teniendo un efecto dramático en el mercado norteamericano de NGL, el boom del shale ha disminuido considerablemente los precios del NGL, y a su vez está impulsando cambios en todos los aspectos del mercado, que van desde la producción, elaboración, fraccionamiento y transporte para la industria petroquímica.

El aumento de la oferta NGL tiene el potencial para causar estragos en el mercado NGL, señala el estudio. Volúmenes excedentes de etano en los aumentos previstos superarán la demanda de la industria petroquímica de EE.UU. El suministro de propano está aumentando mientras que la demanda en el sector de calefacción de los hogares se ha reducido. El Butano verá amplios cambios en la oferta, la demanda y los precios en los cambios estacionales de verano-invierno.

Un manejo del exceso de oferta frente a una demanda reducida representarían cambios en los precios o precios volátiles. Lo que se experimentó durante el 2012 en donde:

- El etano a 31 centavos / galón EE.UU. se ha reducido un 61% desde julio del año pasado
- Propano a 85 centavos / galón EE.UU. se ha reducido un 44%
- Butano a 121 centavos / galón EE.UU. se ha reducido un 31%
- Condensado en 192 centavos / galón EE.UU. se ha reducido un 24%

Estos precios vienen de Mont Belvieu, Texas, que es el centro principal para la fijación de precios líquidos de gas natural en los EE.UU.

Debido a estas cifras algunas plantas de procesamiento de gas no están aceptando etano en absoluto, lo cual, por supuesto, reduce el precio a niveles: en Conway Kansas, los precios del etano han caído a 8 centavos de dólar por galón.

USOS DE LOS LÍQUIDOS A PARTIR DEL GAS NATURAL EN EE.UU

El etano (C2) La demanda está impulsada principalmente por la industria de la producción de etileno, que utiliza etano para satisfacer casi la mitad de su materia prima necesaria para producir compuestos químicos utilizados en la fabricación de plásticos.

Propano (C3) Predominantemente dividido entre la calefacción, que es estacional, y en ciertas aplicaciones petroquímicas.

Butano (C4) La demanda de butano normalmente es bastante robusta, ya que tiene una amplia gama de usos. Tiene usos tanto en la calefacción industrial y residencial y se mezcla a menudo con propano para producir gas licuado de petróleo. Los precios del butano son más similares a los del de petróleo crudo.

Pentanos o gasolina natural (C5 -C9) - El más pesado de los no condensados líquidos. Se utiliza con frecuencia como un aditivo de combustible y mezclado con la gasolina regular, así como un material de alimentación petroquímico.

Condensados (C10 +) Son básicamente equivalentes al petróleo crudo con muchos de los mismos mercados finales. Su precio es también similar al petróleo crudo.

Los EE.UU. están exportando más líquidos de gas natural para aliviar el exceso de producción. Alrededor de 220.000 bpd se exportan, principalmente a América Latina, y en 2016 BENTEK espera que sean 400.000 bpd en su mayoría de etano y propano.

VENEZUELA

Producción y venta de líquidos de Gas Natural

Los procesos de extracción y fraccionamiento de NGL son llevados a cabo por PDVSA a escala nacional, a través de 12 plantas de extracción y tres plantas de fraccionamiento, para un total de 15 plantas, las cuales se especifican a continuación:

Oriente:

Seis plantas de extracción:

- Planta Santa Bárbara
- Tren C de Santa Bárbara y Jusepín (ubicadas en el estado Monagas) y planta San Joaquín
- Tren C de San Joaquín
- Refrigeración San Joaquín
- Planta de fraccionamiento almacenaje y despacho Jose (ubicadas en el Complejo Criogénico José Antonio Anzoátegui en el estado Anzoátegui), operadas por PDVSA Gas.

Occidente:

Seis plantas de extracción:

- El Tablazo I y II (operadas por PEQUIVEN)
- Tía Juana II y III, Lama Proceso y Lamar Líquido (operadas por PDVSA PETROLEO)

- Plantas de Fraccionamiento Bajo Grande y Ulé (operadas por PDVSA Gas).

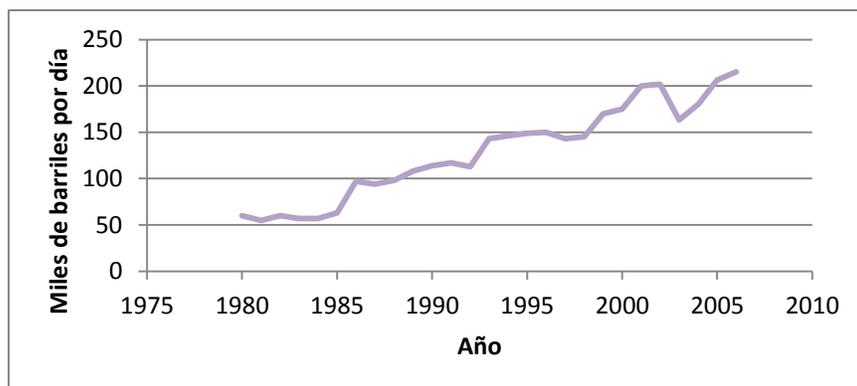
La capacidad total instalada de procesamiento es de 4.855 MMPCD y la de fraccionamiento es de 268 MBD. Adicionalmente, se dispone de 381 km de poliductos en el oriente del país.

La capacidad efectiva de fraccionamiento de LGN es de 242 MBD.

Para el año 2010, las operaciones de extracción y procesamiento de NGL alcanzaron un volumen de 147 MBD, mientras que las ventas se situaron en 150 MBD, de los cuales 34 MBD (23%) fueron destinados al mercado de exportación y 116 MBD (77%) colocados en el mercado local (83 MBD vendidos a terceros y 33 MBD de ventas interfiliales).

Las exportaciones de propano y butano se dirigieron fundamentalmente al Caribe, Norte y Sur América, mientras que la gasolina natural se exportó principalmente a Norteamérica y el Caribe.

Gráfico 2.5 Producción de NGL en Venezuela



Fuente: U.S. Energy Information Administration

ORIENTE MEDIO, ASIA Y PAÍSES DE LA OPEP (Organización de países exportadores de petróleo)

En la actualidad los países de la OPEP (Arabia Saudita, Irán, Irak, Kuwait, Venezuela, Argelia, Angola, Ecuador, Nigeria, Emiratos Arabes Unidos, Libia, Qatar) han incrementado sus ventas de gas natural como GNL, es decir licuar el gas natural a tal punto que pueda ser transportado en estado líquido y una vez llegue a su destino obtener nuevamente el producto en su estado gaseoso. Este incremento

está aumentando la oferta de líquidos del gas que se separan en el proceso de enfriamiento del gas.

Es decir, para vender el gas por gasoductos, El gas natural se envía a las plantas de procesamiento que purifican (separar compuestos de azufre, vapor de agua y mercurio), extraen el nitrógeno (lo que reduciría el valor calorífico del gas) y recuperan y separan varios líquidos de gas natural (NGL), como, etano, propano, butanos y pentano. Pero, estos líquidos también pueden ser recuperados del gas natural licuado (GNL).

Las etapas iniciales del procesamiento de gas son los mismos que para el transporte de gas por tubería - agua líquida y de hidrocarburos líquidos más pesados (condensados) deben ser extraídos y las impurezas y sólidos eliminados ya que podrían causar problemas en la planta de licuefacción.

Los NGLs no necesitan ser retirados por el proceso de licuefacción, pero el gas puede ser demasiado rico para los mercados de ductos en los países consumidores, si estos hidrocarburos gaseosos se dejan en el GNL. Los nuevos trenes de GNL en Qatar, por ejemplo, eliminan el etano, el propano y butanos antes de la licuefacción con el fin de satisfacer las especificaciones de transporte por ductos en los mercados europeos, que no aceptan un alto valor calorífico del gas.

Por otra parte, el mercado de los líquidos de gas y condensados se está expandiendo en países productores y exportadores, fomentando la recuperación de los hidrocarburos que se utilizan para ser quemados o reinyectados para mantener la presión del yacimiento. 150-170 billones de metros cúbicos (bcm) de gas natural - el equivalente al consumo de gas del Reino Unido y Japón juntos - son actualmente la quema cada año y algunos países de la OPEP son los principales contribuyentes.

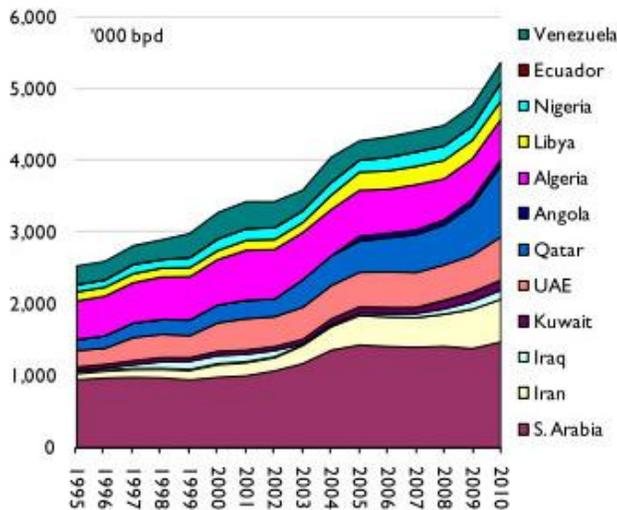
Este año, el CGES (centro global para estudios de energía) indicó el aumento en la oferta de NGLs por parte de países de la OPEC en 600.000 bpd a raíz de la puesta en marcha de tres mega trenes en Qatar de GNL en 2009 y de otro a principios de 2010.

Un análisis del CGES indica que para los OPEP las dos mayores fuentes de líquidos de gas natural son los condensados de gas y GLP.

La mayor parte de líquidos del gas natural de países OPEP, alrededor del 70% proviene de países miembros del medio oriente, Arabia Saudita es la mayor fuente - contribuyendo 1,4 millones de barriles diarios en 2009, según estimaciones del CGES. Qatar es el más grande (y actualmente el de más rápido crecimiento), seguido por los Emiratos Árabes Unidos (EAU), Irán y Argelia (África del Norte), con contribuciones muy similares.

En conjunto, estos cinco países representan casi el 80% del total de suministros de líquidos de gas natural de la OPEP.

Gráfico 2.6 Suministro de NGL en países miembros de la OPEP



Fuente: Centre for global energy studies CGES

Los Condensados son el componente de más rápido crecimiento de la OPEP, pasando de algo más de 700.000 barriles diarios en 1995 a casi 2 millones de barriles diarios en 2009. Casi el 70% proviene de países del Oriente Medio miembros de la OPEP y un poco menos del 30% del continente africano, países como Argelia, Irán, Qatar, Arabia Saudita y los Emiratos Árabes Unidos constituyen más del 80% de la oferta total. Indonesia es también un productor importante de condensado, pero ya no es un miembro de la OPEP. Qatar ha proporcionado la mayor parte del crecimiento de la producción de condensado en los últimos años, la producción de gas desde el campo norte se expande para alimentar a sus nuevos trenes de GNL.

La Producción de condensados se utiliza como materia prima para locales divisores de condensado, o mezclado con el crudo, o se vende como una corriente separada de exportación. Los separadores de condensado son unidades de destilación que separan la materia prima de condensado en fracciones de refinería como componentes de mezcla de nafta o diesel.

Donde los condensados necesitan tratamiento para eliminar las impurezas, tales como los mercaptanos azufrados del Norte de Qatar o del campo Pars de Irán del Sur, el procesamiento local puede ser la mejor opción para la producción de condensado.

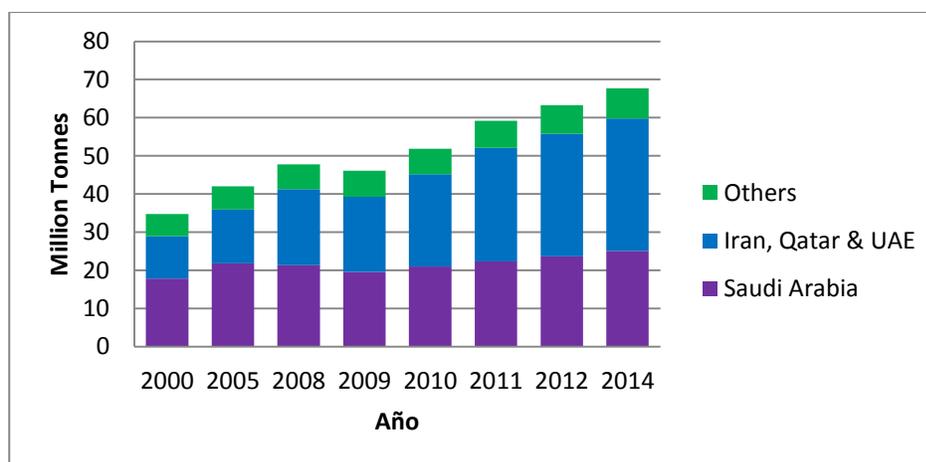
El etano por otro lado, se utiliza principalmente como materia prima petroquímica en craqueadores de vapor para la fabricación de etileno. No siempre separado del gas natural, ya que sólo vale la pena hacer esto si hay un mercado local para el etano. En el pasado, el etano se dejaba en el gas natural y era quemado con el como combustible, pero ahora se está recuperando en países de la OPEC.

La recuperación de etano del gas rico en países de la OPEC se ha duplicado en los últimos 15 años, pasando de poco menos de 300.000 barriles diarios en 1995 a más de 600.000 bpd en el 2011. Arabia Saudita es el mayor productor de gas rico en etano, lo que representa más de la mitad de la oferta, pero la producción está aumentando rápidamente en Qatar con las nuevas plantas de GNL.

Los Emiratos Árabes Unidos son los otros productores importantes de etano, donde es utilizado por el complejo petroquímico Borouge en Ruwais

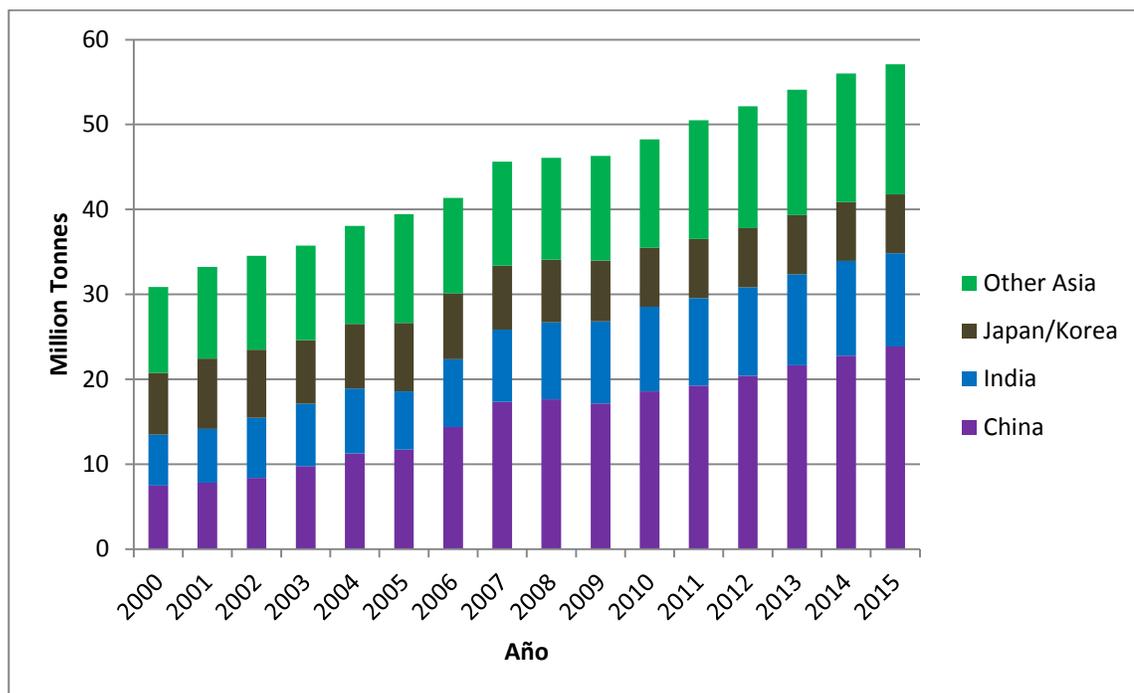
Por otro lado pero también como parte de los NGLs, la producción global de GLP se incrementó en la última década, sin embargo con la caída de la economía en el 2009, se redujo la demanda de crudo y con ello cayó la producción de GLP. Actualmente el suministro de GLP en el mundo está creciendo positivamente. Este abastecimiento está creciendo fuertemente en el medio oriente. La producción de GLP en el medio oriente incrementó notablemente entre el 2000 y 2008. Declinó en el 2009 por recortes en la producción de aceite y algunos retrasos en proyectos regionales contribuyeron también a la caída de la oferta de este producto. No obstante, en la actualidad la producción de GLP está incrementando y la mayoría de este abastecimiento está ocurriendo en Iran, Qatar y Emiratos árabes unidos, en Arabia Saudi y en otros países de la región la producción si es más paulatina.

Gráfico 2.7 Suministro de GLP en el Medio Oriente



La producción de GLP en Asia se ha incrementado en 4,7% por año desde el 2000. La producción en China se ha incrementado particularmente rápido así como su industria en refinería con el fin de alcanzar el aumento de la demanda de productos derivados del petróleo.

Gráfico 2.8 Suministro de GLP en Asia



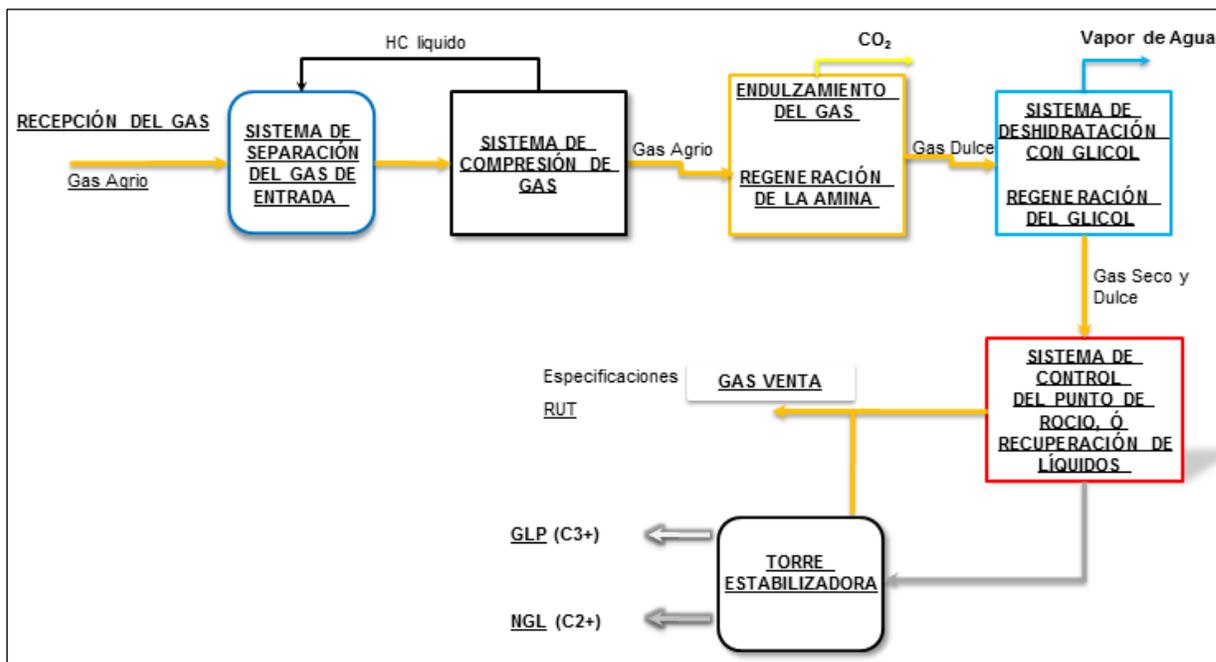
La demanda de GLP también ha crecido fuertemente en los países del Oriente Medio y en Asia. Aunque Asia ya era una de las regiones de mayor consumo pero aún está en expansión.

El oriente medio se ha convertido en un significativo centro de demanda de GLP debido a la rápida expansión de la industria petroquímica y el continuo crecimiento del sector comercial y residencial. Se espera que la demanda se incremente cerca de un 80% para el 2014.

Asia es sin duda el mayor consumidor de GLP para aplicaciones comerciales y residenciales, con casi un 60%. Para el 2014 se espera un incremento de cerca 116 millones de barriles por año en la demanda del sector residencial y comercial. Y en todo el mundo se espera que el consumo para el 2014 sea de 197,2 millones de barriles.

CAPÍTULO TERCERO TECNOLOGÍAS PARA EL PROCESAMIENTO DE EXTRACCIÓN DE LÍQUIDOS A PARTIR DEL GAS NATURAL

Diagrama 3.1 Proceso general en campo.



En toda industria de procesos relacionada con el gas natural es frecuente encontrar etapas de acondicionamiento, bien sea con la finalidad de recuperar un compuesto para uso comercial, o simplemente para proteger equipos aguas abajo que puedan ser afectados por la presencia de un compuesto indeseado del gas natural. El gas de producción tiene que ser tratado además y procesado para cumplir con las especificaciones de calidad para que pueda ser transportado ya sea por tuberías como gas natural, como LGN en estado líquido o como líquidos del gas natural y de esta forma pueda ser licuado en el caso del GNL o fraccionado en el caso de los líquidos del gas y así venderse como etano puro o como GLP dependiendo del objetivo del mercado, pero en todos los casos el gas debe someterse a los mismos tratamientos, variando condiciones operativas dependiendo del objetivo pero serán en todo caso los mismos procesos. Los procesos de tratamiento del gas son: Compresión, Endulzamiento, Deshidratación, y control de punto de rocío (Ver diagrama 3.1).

En su mayoría como se identificó en los capítulos anteriores el gas Colombiano tiene contenidos apreciables de CO_2 pero no de H_2S lo que implica que el gas debe ser endulzado con el objeto de remover ese CO_2 , La presencia de ácido sulfhídrico u otros compuestos de azufre representan un problema, debido a que, causan

corrosión y forman compuestos contaminantes del aire cuando se queman. Además, el ácido sulfhídrico es tóxico a concentraciones muy pequeñas. La presencia de dióxido de carbono en el gas disminuye su poder calorífico, razón por la cual también es removido.

Usualmente el gas tiene contenidos de humedad y una vez ha pasado por el proceso de endulzamiento en la mayoría de los casos este contenido se hace más apreciable, si no se efectúa ningún tratamiento, se tendrá, indebidamente, una alta corrosión en las líneas de transmisión y también puede haber problemas por formación de hidratos, los que pueden causar obstrucciones en las líneas, congelamiento de las válvulas y dificultades en los reguladores. Para evitar estos problemas, el gas debe ser sometido a un proceso de Deshidratación y así despojarlo del contenido de agua. Finalmente para evitar la condensación de ese gas durante el transporte por tuberías es necesario controlar el punto de rocío de donde también se extraen los líquidos a partir del gas. En una planta de extracción de líquidos esta sería la etapa principal y no como requisito para transporte.

Para las etapas anteriores por condiciones operativas el gas debe ingresar con determinadas presiones para lo cual se requiere de compresión.

A continuación se detallaran las tecnologías requeridas para cada proceso y las condiciones operativas, haciendo énfasis en los procesos requeridos en una planta de extracción de líquidos específicamente.

3.1 DESCRIPCIÓN DE LAS ETAPAS Y EQUIPOS DEL PROCESO

3.1.1 COMPRESIÓN

La compresión es un proceso en el que se adiciona energía al gas natural mediante el aumento de la presión. Existen dos grandes grupos de compresores: dinámicos y de desplazamiento positivo.

3.1.1.1 Compresores dinámicos. Centrífugos y axiales.

El compresor centrífugo es una máquina en la que el gas es comprimido por la acción dinámica de las paletas giratorias de uno o más rodetes. El rodetete logra esta transmisión de energía variando el momento y la presión del gas. El momento (relativo a la energía cinética) se convierte en energía de presión útil al perder velocidad el gas en el difusor del compresor u otro rodetete.

Un compresor de este tipo está constituido esencialmente por dos partes:

- El rodetete, el cual impulsa el gas.
- La carcasa, que primero conduce el gas hasta el rodetete y después lo recibe de él a una presión mayor.

Según el flujo interno de gas dentro del compresor se pueden clasificar en:

- **Compresores centrífugos:** En ellos el flujo de gas es radial y la transferencia de energía se debe predominantemente a un cambio en las fuerzas centrífugas actuantes sobre el gas.

- **Compresores axiales:** En ellos el flujo de gas es paralelo al eje del compresor. En ellos el gas es comprimido en pasos sucesivos. Cada paso está compuesto por una corona móvil solidaria al rotor y otra fija perteneciente a la carcasa. La energía se transfiere al gas en forma de momento cinético por la corona móvil, para pasar a continuación a la fija donde transforma su velocidad en presión.

3.1.1.2 Compresores De Desplazamiento Positivo

Los compresores de desplazamiento positivo son los que aumentan la presión de un volumen determinado mediante la reducción del volumen inicial, se verifica por el movimiento de vaivén de un embolo encerrado en un cilindro, por lo general el cilindro es de doble efecto y está accionado por un mecanismo de biela y manivela.

Compresores Rotativos: Los compresores rotativos pueden tener dos mecanismos de acción, con paletas o de excéntrica, también llamados de rodillo. En los compresores de paletas y de rodillo, la compresión se produce por la disminución del volumen resultante entre la carcasa y el elemento rotativo, cuyo eje no coincide con el eje de la carcasa (ejes excéntricos).

Compresores reciprocantes: El gas suministrado al compresor debe estar libre de sólidos y líquidos ya que estos pueden causar daños operacionales severos acortando la vida útil del equipo. Un compresor reciprocante puede alcanzar una potencia hasta de 40000 Hp por unidad y trabajar desde una presión de succión de 30000 psig.

El diseño de un sistema de compresión reciprocante depende de la relación de compresión (relación entre la presión de descarga y la presión de succión) determinando así si el diseño del compresor es simple o multi-etapa, por lo general no se exceden las 4 etapas de compresión.

Existen principalmente dos tipos de compresores reciprocantes:

Compresores reciprocantes de una etapa y multi-etapa. Estos a su vez se clasifican según el ciclo de trabajo (de simple efecto, de doble efectos), según el método de impulsión (integral y separable).

El proceso de compresión por múltiples etapas se realiza con el objetivo de comprimir el gas en varios procesos, ya que, al hacerlo en una sola etapa la presión a la que se somete el gas es demasiado alta; generando altas temperaturas de

descarga y obligando a que el compresor trabaje forzado, lo que origina desgaste en los materiales del equipo.

Los equipos que conforman cada etapa de compresión son básicamente: un separador, el cilindro de compresión y un enfriador.

3.1.1.3 Usos de los compresores

En una planta compresora la selección del equipo de compresión juega un papel muy importante en la operatividad y aprovechamiento de la instalación; los compresores reciprocantes, son compresores de desplazamiento positivo de gran utilidad, debido a que poseen mayor flexibilidad operacional que un compresor centrífugo que son afectados por el cambio en la composición del gas y que los rotativos y de flujo axial por manejar mayores variaciones en la presiones de succión y descarga; y por esto pueden denominarse compresores de carga variable; a pesar de manejar menores flujos de gas, pueden alcanzar altas presiones y en muchos casos con un cambio en la velocidad de giro, diámetro del cilindro o ajuste de bolsillos se ajustan a nuevas condiciones de operación de la instalación.

A continuación se presenta una tabla comparativa de algunos parámetros claves de cada compresor, seguido de un cuadro de ventajas y desventajas para cada compresor donde se puede evidenciar porque los reciprocantes son los más utilizados.

Tabla 3.1 Rangos de compresores utilizados en el procesamiento del gas.

Tipo de Compresor	Presión de Succión (psi)	Presión de Descarga (psi)	Rata de flujo acfm	RPM
Reciprocante	Sin limite	<60000	1 – 70000	400 - 900
Rotativos	<150	<350	<40000	3000 - 8000
Centrífugos (Flujo radial)	Sin limite	1500	100 y 150000	>3000
Flujo axial	100	<200	50 - 500	300 - 400

Tabla 3.2 Ventajas y desventajas de los tipos de compresores

Tipo de Compresor	Ventajas	Desventajas
Reciprocante	<ul style="list-style-type: none"> - Ajustable a la presión de succión. - Recirculación de gas para compensar los bajones en la rata de entrada. - Maneja menor caudal a altas presiones. - Mayor eficiencia adiabática y menor coste de potencia. - Menos sensible a cambios de composición del gas 	<ul style="list-style-type: none"> - Alto costo inicial - Alto costo de mantenimiento. - Mayor tiempo de parada. - Tamaño y peso elevado - Motores de baja velocidad y alto mantenimiento.
Rotativos	<ul style="list-style-type: none"> - En el rango de 1 a 100 m³/s es el más conveniente desde el punto de vista económico, pues basta una sola unidad. - Se le pueden conseguir variaciones relativamente grandes de la capacidad sin que varíe mucho la presión de descarga. - Ocupan relativamente poco espacio. - Flujo continuo y sin pulsaciones. 	<ul style="list-style-type: none"> - La presión de descarga depende del peso molecular del gas - Se necesitan velocidades de giro muy altas. - Aumentos relativamente pequeños de la pérdida de carga en la tubería de impulsión pueden provocar grandes reducciones de la capacidad.
Centrífugos (Flujo radial)	<ul style="list-style-type: none"> -Bajo costo de manufactura - Poco mantenimiento - Bajo costo de reparaciones - Bajo costo de reemplazo - Motores de alta velocidad y bajo mantenimiento 	<ul style="list-style-type: none"> - Rango operativo limitado por golpe de ariete. - Límite inferior de caudal. - Alto coste de potencia de motor. -Sensible a cambios en composición y densidad del gas.
Flujo axial	<ul style="list-style-type: none"> - La alta eficiencia y la capacidad más elevada. - Su tamaño y su peso menores no tienen mucho valor. 	<ul style="list-style-type: none"> - Mayor vulnerabilidad a la corrosión y la erosión y propensión a las deposiciones.

Fuente: *Autor.*

3.1.2 DESACIDIFICACIÓN

Generalmente el gas natural que se produce a nivel mundial contiene CO₂. Además, en muchas partes del mundo principalmente al norte de la línea ecuatorial, el gas natural contiene también H₂S. Ambos compuestos son ligeramente solubles en agua.

Cuando estos gases se disuelven en agua forman una solución medianamente acidificada, razón por la que estos compuestos son llamados gases ácidos. Cuando un gas natural excede las especificaciones por H₂S y/o CO₂ se denomina un gas agrio; por el contrario, cuando el contenido de estos compuestos en el gas natural está por debajo de los límites especificados para gas de ventas, se dice que es un gas dulce.

El gas natural que tiene concentraciones de H₂S y CO₂ por encima de los límites permisibles, tiene que ser tratado para removerle el gas ácido.

La corrosión es el principal problema en las unidades de endulzamiento, puesto que la combinación de H₂S y CO₂ con agua, asegura que haya condiciones para que se produzca. En general, las corrientes de gas con alta relación H₂S a CO₂ son menos corrosivas que las que tienen bajas relaciones. Concentraciones de H₂S en el rango de ppmv con CO₂ de 2 % o más son bastante corrosivas.

Como la corrosión en plantas de endulzamiento es de naturaleza química, depende fuertemente de la temperatura y la velocidad del líquido. El tipo y concentración de la solución a ser usada tiene gran impacto sobre la rata de corrosión.

La corrosión se incrementa cuando se usan soluciones fuertes y altas cargas de gas ácido.

Los distintos procesos de endulzamiento se pueden clasificar en las siguientes categorías:

- Procesos con solventes químicos.
- Procesos con solventes físicos.
- Procesos con solventes híbridos o mixtos.
- Procesos de conversión directa.
- Procesos de lecho sólido o seco.
- Nuevos procesos (membranas).
- Criogénicos.

En el *anexo 3.1* se presentan las tecnologías para remoción del dióxido de carbono y para remoción del H₂S.

Para la selección de la tecnología adecuada, se presenta el *anexo 3.2* donde con el % de gas ácido en el gas de entrada y el % de gas ácido en el gas tratado y la se pueden descartar algunas tecnologías.

3.1.2.1 Procesos con Solventes Químicos

En estos procesos, el gas que se va a tratar se pone en contacto en contracorriente con una solución de un componente activo que reacciona con los gases ácidos para formar compuestos inestables, solubles en el solvente. El componente activo de la solución puede ser una alcianoamina o una solución básica, con o sin aditivos. El contacto se realiza en una torre conocida como contactora en la cual la solución

ingresa por la parte superior y el gas por la parte inferior. Las reacciones que se presentan entre la solución y los gases ácidos son reversibles; por lo tanto, la solución al salir de la torre se envía a regeneración. Los procesos con aminas son los más conocidos de esta categoría y en segundo lugar los procesos con carbonato.

En este proceso, la torre contactora debe trabajar en condiciones de baja temperatura y alta presión de manera que se favorezca la reacción entre el gas y el solvente químico. Por otro lado, en la regeneración se debe trabajar en condiciones contrarias a las mencionadas, o sea a alta temperatura y baja presión, de manera de favorecer la liberación de los gases ácidos.

Las principales desventajas de este método son: la demanda de energía, la naturaleza corrosiva de las soluciones y la limitada carga de gas ácido en la solución, debido a la estequiometría de las reacciones. Los principales procesos con solventes químicos son: MDEA, MDEA activada y Benfield (con carbonato de potasio).

3.1.2.2 Procesos con Solventes Físicos

En estos procesos, el solvente físico utilizado absorbe el contaminante como gas en solución, sin que se presenten reacciones químicas, y son regenerados con disminución de presión y aplicación de calor o uso de pequeñas cantidades de gas de despojamiento. Se caracterizan por su capacidad de absorber, de manera preferencial, diferentes componentes ácidos de la corriente de hidrocarburos.

Principalmente los procesos de absorción física son utilizados cuando la presión del gas es alta y hay cantidades apreciables de contaminantes; obviamente que mientras más alta sea la presión y la cantidad de gas, mayor es la posibilidad de que se disuelva el gas en la solución.

Los procesos físicos tienen alta afinidad por los hidrocarburos pesados. Si el gas a tratar tiene un alto contenido de propano y compuestos más pesados, el uso de un solvente físico puede implicar una pérdida grande de los componentes más pesados del gas, debido a que estos componentes son liberados del solvente con los gases ácidos y su separación no es económicamente viable. Los principales procesos comerciales que utilizan solvente físicos son: Selexol, Solvente Flúor y Rectisol.

3.1.2.3 Procesos con solventes Híbridos o Mixtos

En este tipo de procesos se trabaja con la combinación de solventes físicos y químicos. Lógicamente, el mismo presenta las características de ambos.

La regeneración se logra por la separación en múltiples etapas y fraccionamiento. Se puede remover CO₂, H₂S, COS, CS₂ y mercaptanos dependiendo de la composición del solvente. La selectividad hacia el H₂S se logra ajustando la composición del solvente y/o el tiempo de contacto. Los principales procesos comerciales que utilizan solvente híbridos son: Sulfinol- D, Sulfinol- M y Optisol.

3.1.2.4 Procesos de Conversión Directa

Los procesos de conversión directa se caracterizan por la selectividad hacia la remoción del H₂S. El sulfuro de hidrógeno es removido de la corriente de gas, por un solvente que circula dentro del sistema, el cual puede ser reducido fácilmente por el H₂S y rápidamente oxidado por el aire, produciendo azufre elemental. Los procesos comerciales más conocidos son: Stretford, Takahax y Ferrox.

3.1.2.5 Membranas

La separación se logra aprovechando la ventaja en las diferencias de afinidad/difusividad que poseen las membranas. El agua, el dióxido de carbono y el sulfuro de hidrogeno son moderadamente altos difusores, lo que indica que pueden difundir más fácilmente que los hidrocarburos, utilizando la misma fuerza impulsora. Por otro lado los gases lentos, son aquellos que permanecen en la parte anterior de la membrana sin difundir.

Estas características hacen que las membranas sean ideales para aplicaciones en sitios remotos o para tratar volúmenes bajos de gas. El efecto de separación no es absoluto, por lo que habrá pérdidas de hidrocarburos en la corriente de gas ácido.

3.1.2.6 Proceso con Aminas

La absorción química utilizando alcoanoaminas forma parte de los procesos más frecuentemente usados y de los más eficientes. En el tratamiento de gas se utilizan soluciones acuosas de aminas para remover sulfuro de hidrógeno (H₂S) y dióxido de carbono (CO₂). Los distintos tipos de amina que se pueden utilizar son los siguientes: Monoetanolamina (MEA), Dietanolamina (DEA), Diisopropanolamina (DIPA), Metildietanolamina (MDEA) y Diglicolamina (DGA).

Monoetanolamina (MEA): La monoetanolamina es la más reactiva de las etanolaminas. Se utiliza preferencialmente en procesos no selectivos de remoción del CO₂ y del H₂S, aunque algunas impurezas tales como el COS, CS₂ y el oxígeno tienden a degradar la solución, por lo cual no se recomiendan en esos casos. Con MEA, se logran concentraciones muy bajas de CO₂ / H₂S. Es útil en aplicaciones donde la presión parcial del gas ácido en la corriente de entrada es baja. La corrosión y la formación de espuma es el principal problema operacional al trabajar con MEA. El porcentaje en peso de ésta en la solución se limita al 15%, debido a esto se requiere de cantidades considerables de solución en el sistema, lo que implica una demanda calórica alta.

Dietanolamina (DEA): La DEA es mucho menos corrosiva que la MEA, pero la solución se vuelve muy viscosa en concentraciones altas.

La reacción de DEA con COS y CS₂ es más lenta que con la MEA, y los productos de la reacción son distintos, lo que causa menores pérdidas de amina al reaccionar con estos gases. Tiene una presión de vapor más baja, por lo cual las pérdidas de

solución de amina por evaporación son menores, y funciona bien en absorbedores de baja presión.

La DEA se usa para endulzar corrientes de gas natural que contengan un total de 10% o más de gases ácidos a presiones de operación de unos 2,4 kg/cm² o mayores.

Diisopropanolamina (DIPA): La DIPA es una amina secundaria como la DEA, tiene una gran capacidad para transportar gas ácido, pero debido al alto peso molecular del solvente, requiere de tasas másicas muy altas.

ADIP (Diisopropanolamina activada): El proceso Shell ADIP utiliza soluciones acuosas relativamente concentradas (30-40%). Este proceso es ampliamente usado para la remoción selectiva del sulfuro de hidrógeno de gases de refinería con altas concentraciones de H₂S/CO₂. El COS se remueve parcialmente (20-50%), pero es posible lograr concentraciones más bajas de H₂S.

Metildietanolamina (MDEA): La metildietanolamina, es una amina terciaria que reacciona lentamente con el CO₂, por lo tanto para removerlo, se requiere de un mayor número de etapas de equilibrio de absorción. Su mejor aplicación es la remoción selectiva del H₂S cuando ambos gases están presentes (CO₂ y H₂S).

Una ventaja de la MDEA, para la remoción del CO₂ es que la solución contaminada o rica se puede regenerar por efectos de una separación flash.

Otra ventaja que puede ofrecer la MDEA sobre otros procesos con amina es su selectividad hacia el H₂S en presencia de CO₂. En estos casos la MDEA es más favorable.

Metildietanolamina activada (A-MDEA): En la MDEA activada, la adición de una amina secundaria como activador, acelera la absorción cinética de CO₂. La A-MDEA no remueve los mercaptanos, ni se puede utilizar sola para la remoción selectiva del H₂S debido a la presencia del activador.

Las condiciones de operación pueden ser: presión del absorbedor de hasta 123 kg/cm² y temperatura del absorbedor desde 40 hasta 90°C.

Ucarsol: En este proceso, se utiliza la MDEA para la remoción selectiva del H₂S, pero se incorporan inhibidores.

La tecnología ha sido desarrollada por Unión Carbide y se utiliza diferentes formulaciones múltiples para controlar la reacción cinética relativa al CO₂ y al H₂S.

Diglicolamina (DGA): La DGA es una amina primaria como la MEA en cuanto a la reactividad pero tiene mejor estabilidad y baja presión de vapor, esto permite el uso de concentraciones relativamente altas, entre 50–70% en peso.

Una de las desventajas es que la química es más costosa y da productos de degradación que no son regenerables cuando están presentes el CO₂ con COS y CS₂. La solución utilizada es de 65% en peso de DGA.

La degradación de la solución absorbadora de amina se evita con el uso de una técnica de recuperación por alta temperatura, la cual purifica la solución.

3.1.3 DESHIDRATACIÓN

Todo gas natural de producción está totalmente saturado con agua en su fase de vapor, porque proviene de un yacimiento saturado (en equilibrio) con agua. Además generalmente el gas contiene CO₂ y H₂S que se remueven con soluciones acuosas tales como aminas, carbonato de potasio, etc., que saturan el gas con agua en el proceso de endulzamiento, anterior al proceso de deshidratación. A fin de remover la mayor cantidad de agua, es necesario deshidratar el gas por las siguientes razones:

1. Evitar formación de hidratos.
2. Cumplir con especificaciones como gas de ventas.
3. Minimizar corrosión.

Por lo regular la composición de entrada se suministra en base seca; por lo tanto, el contenido de agua del gas húmedo de entrada debe ser determinado. Además, con base en la composición húmeda, debe determinarse la temperatura de hidrato a una presión dada, a fin de que el gas pueda ser deshidratado lo suficiente para evitar la formación de hidratos y cumplir con la especificación de contenido de agua.

La cantidad de agua a ser removida del gas húmedo o el contenido de agua en el gas seco, depende de cuál de las razones indicadas anteriormente, sea la que controla. El proceso de deshidratación puede ser con un desecante líquido o sólido; aunque usualmente es más económico el proceso con líquido, cuando se cumple con las especificaciones de deshidratación requeridas.

Para remover el vapor de agua presente en el gas natural existen diversos métodos de deshidratación que, de acuerdo a su principio de operación, pueden ser clasificados de la forma siguiente:

- a) Absorción con solventes físicos: desecantes líquidos (glicoles, metanol).
- b) Adsorción en lecho sólido: desecantes sólidos (alúmina, silica gel, tamices moleculares)
- c) Absorción con Cloruro de Calcio, CaCl₂
- d) Refrigeración.
 - Enfriamiento con refrigerantes tales como propano
 - Expansión del gas para alcanzar el enfriamiento mediante el efecto Joule-Thompson.

Los dos primeros mencionados son los más extensamente utilizados en la industria, mientras que los deshidratadores con cloruro de calcio fueron usados por muchos años pero no en apreciables cantidades.

El cloruro de calcio fue uno de los desecantes tempranamente utilizados para remover el agua del gas Natural. La remoción del agua es efectuada por contacto de la corriente gaseosa con un lecho de cloruro de calcio anhidro el cual tiene la habilidad de absorber 6 moles de agua/mol de CaCl_2 antes de formar salmuera. En muchas unidades esta salmuera es usada para remover parcialmente el agua antes del contacto con el lecho del cloruro de calcio seco.

Aunque descensos del punto de rocío entre 50°F a 80°F puede ser alcanzada, el proceso es limitado por la baja cantidad de agua a ser removida en los gases y relativamente pequeños volúmenes de gas a ser procesados. El equipo es barato y la demanda de reactivos químicos no es muy alta, los costos de operación son mínimos.

La refrigeración por expansión y la refrigeración por expansión con inhibidores de hidratos son usadas para deshidratación de la corriente de gas en conjunto con la recuperación de hidrocarburos. Estos procesos son basados en el principio de que el gas bajo presión puede experimentar una elevada caída de temperatura durante una brusca reducción de la presión. Este fenómeno es conocido como el efecto de Joule-Thompson. La caída de presión obtenida y la cantidad de hidrocarburo líquido en la fase gas podría determinar la cantidad de enfriamiento que debería de alcanzarse. Un enfriamiento adicional puede obtenerse por la expansión del gas a través de una turbina. Algunas unidades son operadas con serpentines de intercambiadores de calor en el fondo del separador tal que la formación de hidratos puede ser prevenida. Esta técnica es claramente exitosa en corrientes de gas con altas proporciones de recuperación de hidrocarburos de forma que temperaturas extremadamente bajas no son necesarias en la sección del separador.

Los materiales desecantes tales como sílica gel, alúmina activada, carbón activado y tamices moleculares también fueron utilizados por varios años para la deshidratación de los gases. La deshidratación con los sólidos desecantes trabajan bajo el principio de la adsorción. La adsorción implica una forma de adhesión entre la superficie del sólido desecante y el vapor de agua en el gas.

El agua forma una película extremadamente escurridiza que es sostenida por la superficie del sólido desecante por fuerzas de atracción, pero no existe reacción química. El desecante es un sólido, un secador granular o un medio de deshidratación; con una enorme área de superficie efectiva por unidad de peso, con un número alto de poros microscópicos y capilares abiertos. Un típico sólido desecante puede tener como máximo 4 millones de pies cuadrados de área superficial por libra.

El costo inicial para una unidad de deshidratación con sólidos desecantes excede a las unidades de deshidratación con glicol. Sin embargo, el secado de estos lechos tiene la ventaja de producir descensos muy pequeños de puntos de rocío, los cuales

son requeridos para Plantas Criogénicas, y es adaptable a enormes cambios en el flujo de gas. La desventaja es que es un proceso en batch, existe relativamente una alta caída de presión a través del sistema y los sólidos desecantes son sensibles a ser envenenados con líquidos u otras impurezas contenidas en el gas.

Ver anexo 3.3 Principales tecnologías para deshidratación. Anexo 3.4 y 3.5 para determinar qué tecnología escoger.

3.1.3.1 Deshidratación con Glicoles

Los líquidos desecantes se encuentran en un amplio rango de uso para la deshidratación del gas Natural, y la importancia de este asunto está centrado en la elección del glicol que será utilizado para la deshidratación del gas.

La naturaleza higroscópica (capacidad de algunas sustancias de absorber o ceder humedad al medioambiente) de los glicoles es responsable por su uso en esta aplicación. En algún momento otro material higroscópico tal como la glicerina fue usado pero limitaciones en la estabilidad térmica y viscosidad de este material gradualmente fue desplazado por los glicoles que son los únicos e importantes líquidos desecantes en la deshidratación del gas Natural.

La higroscopicidad de los glicoles está directamente relacionada con la concentración de la solución. La presión de vapor del agua en una solución acuosa es proporcional a la fracción molar del agua en la solución multiplicado por la presión de vapor del agua pura. El vapor de agua puede ser absorbida por la solución mientras que la presión parcial del vapor de agua en el gas natural en contacto con la solución exceda la presión parcial del agua en la solución.

La compatibilidad del solvente o soluto, es decir, glicol y agua, juega un rol importante en la determinación de la higroscopicidad. En general, la gran atracción molecular entre el agua y el glicol, la menor presión de vapor de agua de la solución y la gran higroscopicidad del solvente (glicol). En el estado líquido el agua está muy ligada a través de los enlaces de hidrógeno. Glicoles con su éter y grupo hidroxilo forma similares uniones intramoleculares con el agua. Consecuentemente los glicoles tienen una alta afinidad por el agua y la solución de agua-glicol formada reduce extraordinariamente la presión de vapor del agua. Efectivamente, la presión parcial del agua sobre una solución de glicol es menor que la prevista por la ley de Raoult (Solución ideal). El principio de funcionamiento en este proceso de deshidratación del gas natural es la circulación de un glicol con una fuerte afinidad por el agua que lava el gas en contracorriente. El gas deshidratado, sale por el tope de la columna mientras el glicol húmedo sale por el fondo y es regenerado en una columna de destilación para ser reciclado en el proceso. *Ver diagrama anexo 3.6*

Algunas propiedades del glicol son

- Fuerte afinidad por el agua.
- Baja afinidad por los gases ácidos y los hidrocarburos.

- No corrosivo.
- Estabilidad térmica.
- Baja presión de saturación a la temperatura del contactor.
- Baja tendencia a formar espuma y emulsiones.

El proceso de absorción puede ser llevado a cabo en una torre de platos o en una empacada, generalmente una torre de platos necesita entre 6 y 8 etapas para llegar a la especificación requerida 6lb/MMscf.

Para contactores pequeños < 1 ft se recomienda utilizar empaques, mientras para columnas más grandes se utilizan platos de campanas de burbujeo o perforados.

La temperatura de operación debe estar por debajo de los 38 °C para evitar evaporación del glicol y del agua en la corriente de gas.

Debido a la alta viscosidad de los glicoles la temperatura mínima de operación debe ser de 10 °C.

Comparación entre los diferentes glicoles

Etilen glicol: Presenta alto equilibrio de vapor con el gas tendiendo a pérdidas hacia la fase gas en la contactora

Dietilen glicol: Presenta alta presión de vapor conduciendo a altas pérdidas en la contactora. Baja temperatura de descomposición térmica, requiere menores temperaturas para ser regenerado (315°-340 °F) así queda puro y puede ser utilizado en otras aplicaciones.

Trietilen glicol: Es el de uso más común. Es regenerado a 400°F para obtener una alta pureza. A temperaturas en la contactora mayores a 120 °F tiende a altas pérdidas por vaporización. Descensos del punto de rocío hasta 150 °F son posibles con el uso de Stripping gas.

Tetraetilen glicol: Tiene mayor costo que el Trietilen glicol, pero menores pérdidas a altas temperaturas de contacto con el gas. Su regeneración está entre 400 °F a 430 °F.

El Dietilen glicol fue usado durante los años 1940 para deshidratar el gas Natural, produciendo concentraciones de glicol en el rango de 95-96% y descensos del punto de rocío en el rango de 45-55 °F. La introducción del Trietilen glicol (TEG) permitió mayores concentraciones del glicol pobre (98-99%) sin excesivas pérdidas por vaporización. Descensos del punto de rocío en el rango de 65-75 °F son comunes de lograr con TEG y, con equipos especiales, descensos del punto de rocío mayores de 100°F pueden obtenerse. La reciente introducción del Tetraetilen glicol al parecer tiene aplicaciones para altas temperaturas de gas de entrada sin excesivas pérdidas por vaporización. La industria del gas natural comúnmente utiliza TEG para deshidratación del gas natural cuando se requieren temperaturas de punto de rocío muy bajas tal como en el caso de procesos criogénicos.

3.1.4 CONTROL DE PUNTO DE ROCÍO, RECUPERACIÓN DE LÍQUIDOS DEL GAS NATURAL.

Para continuar con el tratamiento del gas, se requiere su acondicionamiento para que cumpla con el punto de rocío por hidrocarburo. Dado que el punto de rocío por hidrocarburo varía con la composición, la presión y la temperatura, la definición de punto de rocío por hidrocarburo incluye los parámetros presión y temperatura.

Normalmente el punto de rocío se especifica como una temperatura máxima a una presión seleccionada. En Estados Unidos estas especificaciones son 15 °F máximo a 800 psia. Este valor de presión se selecciona porque generalmente está cerca a la temperatura de *cricondentherm* para el gas de venta. La razón para el valor de temperatura de 15 °F es para asegurar que no se forman hidrocarburos líquidos en la tubería, cuando la línea se enfría a la temperatura de la tierra, o cuando hay enfriamiento debido a expansión. Se ha encontrado que dicha especificación de punto de rocío es adecuada, a fin de evitar hidrocarburo líquido en los sistemas de distribución de gas natural. En el caso de Colombia, dado que no hay estaciones, el valor a controlar de punto de rocío por hidrocarburo es 20 °F a cualquier presión.

Los métodos de recuperación de líquidos del gas natural se basan principalmente en tres tecnologías:

- Refrigeración mecánica
- Sistemas de absorción
- Procesos criogénicos

Tabla 3.3 Métodos para la recuperación de líquidos a partir del gas natural

Sistema de Procesamiento	Temperatura de operación °F	Componentes removidos	Recobro aproximado %
Refrigeración con Propano	-20	Propano	85
		Butano	94
		C5+	98
Absorción	0	Propano	80
		Butano	90
		C5+	98
Turbo expansión	-120	Etano	60>
	-150	Propano	100
Joule-Thompson	-40	Etano	50
		Propano	90

Fuente: Seminario de Ingeniería de gas, Universidad industrial de Santander 2012.

3.1.4.1 Refrigeración Mecánica

En este proceso el enfriamiento requerido para lograr la especificación de punto de rocío por hidrocarburo, se hace por contacto indirecto del gas de carga con corrientes frías mediante equipos de intercambio de calor. Uno de estos equipos es un Chiller que utiliza un refrigerante que pasa de fase líquida a vapor, al intercambiar calor con el gas caliente. El cambio de fase o vaporización produce el efecto de refrigeración. Para manejar el refrigerante (propano es muy usado), se requiere de un ciclo de refrigeración que consta de un circuito cerrado el cual está compuesto por las operaciones de expansión, evaporación, compresión y condensación. *Ver anexo 3.7 Diagrama de refrigeración mecánica.*

3.1.4.2 Sistema de Absorción con aceite pobre

Este proceso consiste en poner en contacto en contracorriente el gas natural con un aceite en una absorbidora, con lo cual compuestos del gas se disuelven en el aceite. La cantidad de cada componente que se disuelve en el aceite, se incrementa a medida que disminuye su volatilidad a condiciones de baja temperatura y alta presión que favorecen la absorción. Así por ejemplo, mientras solo 8 % del metano en el gas se disuelve, alrededor del 50 % de propano, 80 % del butano y así sucesivamente, irán a formar una solución con el aceite. El aceite rico que sale por el fondo de la absorbidora, sufre el proceso contrario de desorción a baja presión y alta temperatura en la regeneradora de aceite, de donde sale por el fondo como aceite pobre para cerrar el ciclo en la absorbidora. El gas libre de hidrocarburos pesados sale como gas de ventas, por la cima de la absorbidora.

Normalmente el peso molecular de un aceite pobre para absorción está en el rango de 100 a 200. Para absorbidoras a temperatura ambiente, se usa un aceite pesado con peso molecular entre 180 y 200. Para absorbidoras a baja temperatura alrededor de 0°F, el peso molecular del aceite está entre 140 y 160, y para muy bajas temperaturas de absorbidoras, alrededor de -30 °F, se usa un aceite de absorción liviano con peso molecular entre 100 y 120. Entre más bajo es el peso molecular del aceite pobre, tendrá más moles por galón con lo cual la rata de circulación es más baja. Sin embargo, para bajos pesos moleculares del aceite pobre hay más pérdidas por evaporación. *Ver anexo 3.8 Sistema de Absorción con aceite pobre*

3.1.4.3 Procesos Criogénicos

Esta es una de las tecnologías más modernas y empleada en la actualidad. Los procesos criogénicos son aquellos que están asociados con la producción y efectos de muy bajas temperaturas. El rango de temperaturas criogénicas es usualmente considerado por debajo de -150 °F, sin embargo; la industria considera

temperaturas criogénicas por debajo de $-50\text{ }^{\circ}\text{F}$ (la mínima temperatura que se alcanza con un sistema de refrigeración con propano). *Referirse a anexo 3.7.*

Una planta criogénica cuenta con las siguientes etapas fundamentales de procesamiento:

Deshidratación: para remover la humedad (vapor de agua) del gas.

Pre-enfriamiento: esta etapa tiene como finalidad enfriar el gas, para acondicionarlo antes de entrar a la primera etapa de expansión con la finalidad de obtener la mayor condensación de líquidos.

Expansión: en esta etapa, el gas es sometido a una expansión brusca, que produce un descenso en la temperatura del mismo y por ende una condensación de gas en líquido.

Desetanización: consta de una torre de destilación que tiene como objetivo remover el etano, y más livianos de los líquidos condensados.

Compresión: esta etapa consiste en la compresión del gas residual para su envío a comercialización, a través de los gasoductos.

3.1.4.4 Turboexpansión (proceso isoentrópico)

El proceso turboexpander fue desarrollado en los años 60's. Su aplicación principal es recuperar etano del gas natural, puesto que el etano es una materia prima muy importante para la industria petroquímica. Sin embargo, puede ser económicamente viable en algunos casos comparado con otros procesos.

En general la palabra turboexpansor o simplemente expansor es utilizada para referir al sistema completo formado por la turbina en donde se produce la expansión propiamente dicha del fluido y el compresor asociado sobre el mismo eje que es la carga, utilizado para comprimir algún fluido del proceso.

Cuando la potencia a extraer no es significativa suele usarse directamente un freno hidráulico como carga, en ese caso la energía se disipa en aroenfriadores perdiéndose al medio.

Hay distintos tipos de expansores pero los que más se usan son los radiales de reacción, turbina centrípeta que ha permitido cubrir una extensa gama de aplicaciones vedadas hasta ese entonces en otro tipo de turbinas, en particular en el caso de la criogenia.

Mecanismo de operación

- Alimentación de Gas: La corriente de alimentación está conformada por la alimentación de gas que debe de estar limpio, seco, dulce, es decir, que no tiene ni contaminantes ni impurezas en su composición de entrada, y con una presión específica para cumplir con los requerimientos del sistema.

- Turboexpansor: Este disminuye el área de entrada de la corriente de gas aumentando el área de salida de la misma, dando lugar a que se produzca una expansión, y generación de potencia.
- Manipulación de Condensado: Esto incide a la formación de cualquier líquido producido por condensación, por lo que están ubicados los depuradores a la entrada y a la salida del expansor.
- Manipulación de Líquido que sale del depurador a la entrada y el líquido del depurador a la salida de expansor: Para esto se utiliza un mixer el cual recoge el líquido.

En conclusión, los turboexpansores también presentan una expansión como en el efecto Joule-Thompson pero aquí se aprovecha la energía.

3.1.4.5 Procesos de estrangulamiento (proceso isoentálpico)

Cuando un fluido fluye a través de un estrechamiento, tal como un orificio, una válvula parcialmente cerrada o una obstrucción porosa, sin ningún cambio apreciable en la energía cinética, el resultado principal del proceso es una caída de presión en el fluido, lo cual origina a su vez una reducción en la temperatura del mismo.

Válvulas Joule Thompson (J-T)

En la expansión Joule – Thompson el gas pasa primero por un intercambiador de calor para recibir un pre-enfriamiento, y posteriormente a través de una válvula de expansión o estrangulador. Esta expansión es un proceso isoentálpico donde la caída de presión genera una disminución de temperatura, la cual provoca una separación de los líquidos condensables. Generalmente en este tipo de proceso, el gas debe comprimirse para alcanzar la presión requerida para su transporte.

3.1.4.6 Twister

El Twister es la sinergia resultante, de la combinación de la aerodinámica, con los conceptos tradicionales de termodinámica y la dinámica de fluidos.

El proceso Twister no requiere de productos químicos o equipos rotativos, el tiempo de residencia es muy corto lo que evita problemas de formación de hidratos y no se necesitan sistemas de regeneración asociados. El espacio necesario para su instalación y el peso son reducidos, minimizando así los costos de operación y de instalación.

Proceso Twister:

1. El gas de alimento (gas rico) entra al dispositivo, donde se expande a través de una boquilla o tobera generando velocidades supersónicas, dando como resultado un descenso en la temperatura y la presión.

2. Se produce la nucleación de los hidrocarburos, seguido por el crecimiento de las gotas de líquido.
3. El gas y las gotas de líquidos entran a la sección del ala, donde se crea una alta turbulencia o remolino.
4. Se genera una fuerza centrífuga que ocasiona que las gotas de líquido se adhieran a las paredes creando una película líquida.
5. El gas y los líquidos son separados en la sección de drenaje, antes de la entrada al difusor.
6. En la sección de difusión, la presión del gas pobre es recobrada a valores cercanos al 70 - 80% de la presión inicial.
7. La salida de líquido con un “deslizamiento de gas”, es una mezcla típicamente de entre el 20 y 30% del flujo volumétrico total.
8. La mezcla puede ser dirigida a un separador gas/líquido para el recobro del gas, el cual podría requerir de recompresión.

Ver Anexo 3.9 Proceso general con tecnología Twister

3.1.4.7 Membranas Permeables

Es uno de los desarrollos más recientes y a pesar de las desventajas, su uso está creciendo firmemente. Ofrece una solución simple y de bajo costo para el recobro de hidrocarburos pesados de una corriente de gas natural (gas rico). Los sistemas de membranas son muy versátiles y están diseñadas para procesar un amplio rango de condiciones de gas de alimento. Debido a que es un sistema compacto y de bajo peso, es muy adecuado para aplicaciones offshore.

Es una lámina porosa extremadamente delgada montada sobre una capa mucho más gruesa y altamente porosa, estas capas actúan como una barrera, permitiendo el paso selectivo de los componentes.

Las membranas permeables para el procesamiento de gas están compuestas generalmente de polímeros vítreos, los cuales exhiben una muy buena selectividad.

Estructura de las membranas permeables:

- Membranas Porosas: la separación se da por el tamaño de las moléculas de los gases
 - Membranas no porosas: la separación se debe a la relación de solubilidad y difusividad de las moléculas del gas
 - Membranas de arrastre: la separación se da por afinidad, es decir, se seleccionan las moléculas
- ✓ Para que el proceso de separación sea efectivo, la membrana debe ser muy permeable con respecto a los componentes que van a ser separados.
 - ✓ La membrana debe ser relativamente impermeable al metano.
 - ✓ La permeabilidad de la membrana es producto de la solubilidad y el coeficiente de difusión.

- ✓ La separación de los componentes en una membrana se logra aprovechando las diferencias de solubilidad/difusividad de los componentes del gas.
- ✓ La membrana será selectiva porque permite el paso de algunos componentes mucho más rápidamente que otros.
- ✓ La permeación de gas se basa en los principios de transferencia de masa y difusión de gas a través de una membrana permeable.

Las membranas separan la mezcla de gas rico, por la diferencia entre las tasas a las que los gases se difuminan a lo largo de las membranas.

1. El gas de entrada (gas rico), circula a través de un separador filtro para retirar sólidos y líquidos, que puedan afectar la eficiencia del proceso y causar daños a las membranas.
2. El gas pre-tratado pasa a través de un intercambiador de calor (gas pobre enfría al gas rico) y luego a un cooler.
3. El gas enfriado entra a un separador bifásico, donde se retiran los hidrocarburos condensados debido al enfriamiento, el gas separado fluye hacia la membrana permeable
4. En la membrana, los componentes pesados son permeados y enviados a compresión.
5. El gas no permeado (gas pobre) se envía al intercambiador donde pre-enfría el gas rico, para luego ser llevado a venta.
6. El gas permeado es enfriado luego de la compresión, el gas se lleva a la corriente de entrada, donde vuelve a comenzar el ciclo.

Referirse al anexo 3.10, Flujo de gases a través de una membrana.

Tabla 3.4 Ventajas y desventajas de los métodos de extracción de líquidos a partir del gas natural.

Tecnología	Ventajas	Desventajas
Joule Thomson	<ul style="list-style-type: none"> •Proceso auto-refrigerante •No requiere medio de enfriamiento externo. •Rango de caudales elevado •Operación sencilla. 	<ul style="list-style-type: none"> •Alta caída de presión. •Si el gas de venta debe ser comprimido (presión de entrega igual a la presión de entrada), el proceso se penaliza por la potencia de recompresión requerida.
Refrigeración Mecánica	Baja caída de presión.	<ul style="list-style-type: none"> •Requiere de un circuito de refrigeración •Puede requerir inyección de un inhibidor de Hidratos.

Turbo-expansión	<ul style="list-style-type: none"> • Pueden alcanzarse bajos puntos de rocío. • En la configuración convencional, el recobro de etano es del 80% o menor. • El separador frío es operado a bajas temperaturas para maximizar el recobro. 	<ul style="list-style-type: none"> • Requiere deshidratación aguas arriba. • A menudo, las altas presiones y las bajas temperaturas se acercan al punto crítico del gas, haciendo la operación inestable. • El CO₂ puede solidificarse a las temperaturas de solidificación. • La maquinaria es costosa.
TWISTER	<ul style="list-style-type: none"> • Simplicidad. No hay piezas móviles y no se requiere de la utilización de químicos. • Pequeño tamaño y bajo peso. Una pulgada de diámetro de la garganta boquilla, 6 pies el largo del tubo y puede procesar 35 MMscfd a 1.450 psia. • Accionado por la relación de presión, no por la presión absoluta. • Caída de presión baja. Se recupera entre el 65 y 80% de presión original. • Alta eficiencia isentrópica. La eficiencia es alrededor del 90 %. 	<ul style="list-style-type: none"> • Requiere de una corriente de alimento limpia. • Los sólidos erosionan el tubo y el ala, por lo que se necesita de un filtro a la entrada del proceso. • Capacidad de cobertura limitada. • La variabilidad del flujo está limitada a más o menos el 10% del flujo para el cual se diseñó. • Puede requerir el uso de tubos múltiples en paralelo.
Membranas Permeables	<ul style="list-style-type: none"> • Facilidad de instalación. • Ahorro de energía. • No necesita productos químicos. • No tienen partes móviles en unidades de una sola etapa. • Son utilizadas costa afuera debido a que ocupan poco espacio. • Maneja altas presiones desde 500 psig. 	<ul style="list-style-type: none"> • Mayores pérdidas de hidrocarburos livianos. • Del 5-10% de metano pasa a través de la membrana. • Utilización de un pre-tratamiento del gas antes de entrar a la membrana. • Puede disminuir drásticamente el poder calorífico del gas de venta y no cumplir con especificaciones.

Fuente: *Autor.*

3.2 TECNOLOGÍAS PARA EL PROCESAMIENTO DE GAS Y PARA LA EXTRACCIÓN DE LÍQUIDOS EN EL MUNDO

Para determinar las tecnologías más utilizadas en el proceso de extracción de líquidos del gas natural en plantas de tratamiento y fraccionamiento del mundo se hizo un estudio de las principales compañías que extraen NGL y se analizó por compañías los equipos y las tecnologías actuales que usan. Además de analizar las composiciones típicas de los gases naturales que se encuentran en los diferentes yacimientos alrededor del mundo, y de esta forma entender el uso de las tecnologías dependiendo de las composiciones características. *Ver anexo 3.11 tabla resumen de las composiciones de algunos gases a nivel mundial.*

En Estados Unidos La compañía DCP midstream partners opera en 62 plantas de gas y cuenta con 12 plantas fraccionadoras para obtención de NGL. Enterprise por su parte está ubicada en 25 plantas de procesamiento de gas natural en Colorado, Louisiana, Mississippi, Nuevo Mexico, Texas y Wyoming. BP por su parte opera 13 campos Americanos y está a lo largo del golfo de México. Finalmente para conocer algunas de las compañías está Targa procesando el gas natural de regiones que incluyen estados como Texas, Louisiana, California, venden NGL a compañías petroquímicas y refinerías.

En el medio Oriente, se encuentran importantes plantas de procesamiento, en Arabia Saudí se encuentra Aramco que opera en importantes campos como Arabiyah, Hasbah y tiene una importante facilidad como lo es Wasit. Irán por su parte inaugura en febrero de 2013 una de las principales plantas de procesamiento de NGL en el golfo de Persia en las Islas Siri. Abu Dhabi por su parte adelantó estudios importantes en el 2012 sobre el proceso de endulzamiento con aminas principalmente con MDEA y DEA como mejor opción que el proceso Benfield, que involucra carbonato de potasio y DEA.^[1]

En Russia, se analizaron equipos usados por plantas de procesamiento importantes como son Korobkovsky gas con una producción de 161,000 tons de NGL al año, Permneftegazpererabotka con una producción de 1 Millón de Tons de NGL anuales, Lokosovsky gas en el norte de Siberia, Usinsk gas como planta procesadora de LPG. Las anteriores plantas operadas por la compañía Lukoil, además de hacer un recuento por algunas tecnologías utilizadas por el grupo Gazprom en seis principales plantas: "Orenburg Helium Plant, Astrakhan, Orenburg and Sosnogorsk Gas Processing Plants, Surgut Condensate Stabilization Plant and Urengoy Condensate Treatment Plant".

Finalmente se realiza un recorrido por America Latina. En Brasil, se realizó en el 2012 un estudio técnico-económico que pretendía comparar dos tecnologías para control de punto de rocío, El Twistter y la tecnología convencional de Deshidratación con TEG y control de punto de rocío con Joule Thompson. Como generalidades se puede mencionar que el estudio concluye el Twistter como tecnología, que reduce el impacto ambiental por los subproductos de la regeneración de glicol ya que el twistter deshidrata el gas sin usar solventes ni químicos, reduce el número de equipos (vasijas, intercambiadores de calor) además de no necesitar una unidad regeneradora de glicol, por otra parte produce más cantidad de NGL. Aunque requiere una re-compresión del gas para ser enviado por gasoducto y es una tecnología nueva de la cual no se tiene un amplio rango de uso para clasificar su desempeño en el tiempo.^[2]

En Venezuela la principal compañía de oriente y occidente es PDVSA, de donde se concluye que la mayor parte de las instalaciones de deshidratación emplean la absorción física con TEG y el uso de turbo expansión para el control de rocío. En

Perú hace presencia la compañía Pluspetrol, en las plantas de Pisco y Malvinas por ejemplo es común el uso de deshidratación con TEG y endulzamiento con aminas especialmente con MDEA. La planta Sábalo operada por Petrobras en Bolivia, usa de igual forma endulzamiento con MDEA, deshidratación con Glicol (MEG) y refrigeración mecánica (Chiller) o enfriamiento con propano y Joule Tompson. Finalmente en Argentina hacen presencia las compañías, Total, Repsol YPF, Panamerican Energy y Capex entre otras, de donde también se obtuvo información, que se resume junto con la información del mundo a continuación.

A partir del análisis de algunas plantas de las principales compañías que suministran NGL en el mundo se puede afirmar que:

- ✓ Los sistemas de compresión más utilizados en las plantas de extracción de líquidos y en general en las plantas de tratamiento de gas natural, son los compresores con motores a gas y los compresores reciprocantes.
- ✓ Para el endulzamiento del gas natural, el sistema con Aminas es el proceso usado en un 95% en el endulzamiento de gas en el mundo. Otros métodos, como el proceso con carbonato, los lechos con absorbentes sólidos y la absorción física, y las membranas en espiral (en especial para remover CO₂) son empleados como otros sistemas de endulzamiento en las plantas mundiales, pero en menor proporción. Las principales aminas utilizadas son la MEA, DEA Y MDEA.
- ✓ El método industrial convencional para deshidratación del gas, es el uso de un líquido desecante en un proceso de contacto y regeneración. El glicol ha sido el líquido desecante más eficiente y reconocido mundialmente, y en la actualidad se usa por su higroscopia, baja presión de vapor, altos puntos de ebullición y baja solubilidad en el gas. El TEG (Tri-etilenglicol) ha ganado la aceptación de las industrias globales, como el glicol más efectivo en cuanto a la relación costo-beneficio, debido a su baja volatilidad, óptimas propiedades higroscópicas, estabilidad térmica y demás propiedades fisicoquímicas en fase acuosa lo que se traduce en un excelente rendimiento en la absorción del vapor de agua hasta valores por debajo de 7 lb/ MMPCN.
Algunas compañías también utilizan el etilenglicol y en general los glicoles.
Otras empresas utilizan en sus plantas de tratamiento pero en menor proporción que el uso de glicol, lechos de tamices moleculares, membranas y sílica gel.
- ✓ Para extraer líquidos a partir del gas natural, los procesos de criogenia son los más utilizados, entre estos el más usado es el turbo expander. Para control de punto de rocío el proceso más común es la refrigeración mecánica por Joule Thompson como etapa posterior a la refrigeración mecánica con chiller o refrigeración con propano.

Sin embargo, actualmente se adelantan estudios para usar con más frecuencia la tecnología del twistter, actualmente la tecnología ha logrado cerca de un 99% de disponibilidad con sus sistema de operación *offshore* en el oeste de Malasia con las compañías Shell y Petrobras operando durante cerca de 6 años y en *onshore* con Shell y NNPC en Nigeria, operando continuamente desde Abril del 2009.

3.3 TECNOLOGÍAS PARA EL PROCESAMIENTO DE GAS Y PARA LA EXTRACCIÓN DE LÍQUIDOS EN COLOMBIA

Al estudiar las plantas de procesamiento de gas natural en el país en el capítulo 2, se identificaron plantas que procesan el gas con el objetivo principal de venderlo como gas natural por gasoductos, de esta manera se entiende que no existen en el país plantas de extracción de líquidos, pero si procesos para obtención de GLP y condensados a partir del C5+. Dicho esto y analizado el capítulo anterior se afirma entonces que las principales tecnologías en el país para procesamiento y extracción de líquidos, son:

- ✓ Sistema de compresión con compresores recíprocos.
- ✓ Endulzamiento con aminas, MEA y DEA en mayor proporción
- ✓ Deshidratación con Glicol, TEG principalmente.
- ✓ Control de punto de rocío con refrigeración mecánica Chiller y Joule Thompson y turboexpansión. Y tecnología Twister única utilizada en la planta de Gibraltar.

[1] OCHIENG ABDALLAH S., BERROUK CORNELIS J. Amine processes outperform in sweetening LNG lng plant feed. Petroleum Institute Abu Dhabi, Abu Dhabi Gas Liquefaction Ltd. (ADGAS). 2012

[2] MACHADO P, MONTEIRO J, MELDEIROS J. Supersonic separation in onshore natural gas dew point plant. Universidad Federal de Río de Janeiro. EISevier. 2012.

CAPÍTULO CUARTO

DISEÑO Y DESARROLLO DE LA METODOLOGÍA

El objetivo de la metodología será establecer si es viable o no extraer líquidos a partir de una corriente de gas natural, y en qué caso la viabilidad es mayor, si extrayéndolo a partir de C₂₊ ó de C₃₊ ó si es mejor optar por dejar el gas a condiciones RUT. Para efectos prácticos a la opción de dejar el gas a condiciones RUT se le llamará “Primer escenario”, a la opción de recuperar líquidos a partir de C₃₊, “Segundo escenario” y finalmente a la opción de recuperar líquidos a partir de C₂₊ “Tercer escenario”. Es importante resaltar y tener presente que en la viabilidad económica, la venta de una corriente de gas natural también será contemplada, puesto que en la planta de extracción se recuperan líquidos pero a la vez se va a obtener una corriente de gas natural compuesto principalmente por metano. Para ello las condiciones operativas de los equipos se fijarán a partir de los criterios establecidos por el RUT (visto en el capítulo 2), sin embargo, para recuperar líquidos es necesario conocer los requerimientos de cada tecnología de extracción de líquidos (bien sea, refrigeración mecánica, turboexpansión, entre otras), de esta forma, se puede afirmar que la desacidificación se hará de acuerdo al RUT ya que un 2% en CO₂ no afectan los equipos de recuperación de líquidos, no debe haber ninguna presencia de agua, para ello se debe hacer una deshidratación rigurosa. Por otro lado en la recuperación de líquidos se puede disminuir el poder calorífico de la corriente de gas que se obtiene, teniendo claro que el objetivo del proyecto son los líquidos, las especificaciones que se seguirán por tanto corresponden a los líquidos, sin basarse en las especificaciones del gas que se obtenga. (Las especificaciones del gas se tendrán en cuenta si no se hace recuperación rigurosa de líquidos sino solo un control de punto de rocío).

En este caso el control de punto de rocío se hará con el fin de recuperar líquidos, y el énfasis de esta recuperación estará en la tecnología que se va a seleccionar dependiendo el caso (si es a partir de C₂₊ o C₃₊), en donde la eficiencia de los equipos determinará la cantidad real de líquidos recuperados.

La riqueza del gas (GPM) determinará inicialmente la cantidad ideal de líquidos que se van a recuperar. GPM hace referencia a los galones de líquidos recuperables por cada 1000 pies cúbicos estándar de gas. Usualmente el término se aplica al etano y componentes más pesados. Para determinar la riqueza o GPM se requiere conocer la composición del gas en base de un mol y los galones de líquidos por lb-mol.

El volumen, la composición del gas y las presiones que se van a manejar, determinarán la capacidad de la planta y los tratamientos a que debe ser sometido el gas, así como las condiciones operativas de los equipos que se van a requerir; por lo que es claro que deben ser variables que se determinen al inicio de la metodología.

4.1 ELABORACIÓN Y DESARROLLO DE LA METODOLOGÍA

La elaboración de la metodología se hará seguida del desarrollo de la misma con un ejemplo de lo que se podría encontrar en Colombia a partir de las herramientas obtenidas y el conocimiento adquirido en los tres capítulos anteriores. A continuación se presenta un esquema de las etapas de la metodología, y más adelante se explica y se discrimina el paso a paso de esta metodología.

Diagrama 4.1 Desarrollo de la Metodología



4.1.1 DETERMINACIÓN DEL GAS A PROCESAR Y SUS PROPIEDADES

4.1.1.1 CARACTERÍSTICAS DEL YACIMIENTO

- ✓ Reserva del yacimiento
- ✓ Ubicación

Las mayores reservas de gas asociado en el país están en la cuenca de los llanos orientales, 1090 GPC es la mayor reserva probada que se tiene, sin embargo en cuencas como la del valle superior del Magdalena hay reservas de aproximadamente 15 GCP, y en el centro del país reservas de 30 GPC, tratando de aproximarse a la realidad nacional, para el desarrollo de la metodología se va a tomar un campo con una reserva de 100 GPC, con una producción diaria de

50MMscf, de esta forma el campo produciría aproximadamente por 5 años, y es para este tiempo entonces que se determinará la viabilidad de la planta.

4.1.1.2 COMPOSICIÓN DEL GAS

Para el desarrollo de la metodología se toma un gas asociado típico de un yacimiento colombiano.

Tabla 4.1 Composición gas a procesar.

COMPOSICIÓN	%
METANO	74.198
ETANO	11.308
PROPANO	5.047
I-BUTANO	1.160
n-BUTANO	1.383
I-PENTANO	0,466
n-PENTANO	0,306
HEXANO PLUS	0,237
NITRÓGENO	1,12
CO2	4.785

4.1.1.3 PROPIEDADES DEL GAS

Tabla 4.2 Propiedades del gas a procesar

PROPIEDADES	UNIDADES	
PESO MOLECULAR		22.189
GRAVEDAD ESPECÍFICA		0,769
PODER CALORÍFICO @ 14,65 psi Y 60 F	Btu/pc	1.202,51
GPM (80% RECUPERACIÓN DE PROPANO)	Gal/Kpc	2,57
PRESIÓN	Psi	600 (En cabeza de pozo)
TEMPERATURA	°F	130 (En cabeza de pozo)
CAUDAL A MANEJAR	MMscf	50

4.1.1.4 CÁLCULO DE GPM

1 lb-mol de gas a condiciones estándar tiene un volumen de 379.49 ft³, dado que la riqueza se calcula en base de 1000 scf:

$$1 \text{ lb} - \text{mol} * \frac{1000 \text{ scf}}{379,49 \text{ ft}^3} = 2,6351 \text{ lb} - \text{moles}$$

GPM = Moles de componente * 2,6351 lb – mol * Densidad del componente gal/mol

*Muestra de cálculo para el Etano:

$$\text{GPM Etano} = \left(\frac{11,308}{100} \text{ moles} * 2,6351 \text{ lb – mol} \right) * 10,119 \frac{\text{gal}}{\text{mol}} = 3,015 \text{ GPM}$$

Tabla 4.3 Cálculo de GPM

COMPONENTE	Mole %	Moles	Gal/mol	GPM
NITRÓGENO	0,835	0,02200309	0	
CO2	3,060	0,08063406	0	
METANO	74,198	2,0078935	0	
ETANO	11,308	0,29797711	10,119	3,01523036
PROPANO	5,047	0,1329935	10,424	1,38632421
I-BUTANO	1,160	0,03056716	12,384	0,37854371
n-BUTANO	1,383	0,03644343	11,936	0,43498882
I-PENTANO	0,466	0,01227957	13,855	0,17013339
n-PENTANO	0,306	0,00806341	13,712	0,11056542
HEXANO PLUS	0,237	0,00624519	15,566	0,09721258
			GPM C2+	5,59299849
			GPM C3+	2,57776813

Para este gas la riqueza a partir del C2+ es de 5,59 gal/1000scf. Y a partir del C3+ es de 2,58 gal/1000scf.

Con lo anterior se pueden obtener los líquidos recuperables diarios con un caudal diario de 50 MMscf, dado que la riqueza son los galones por cada 1000 scf, se tiene:

✓ Líquidos ideales a partir del C2+:

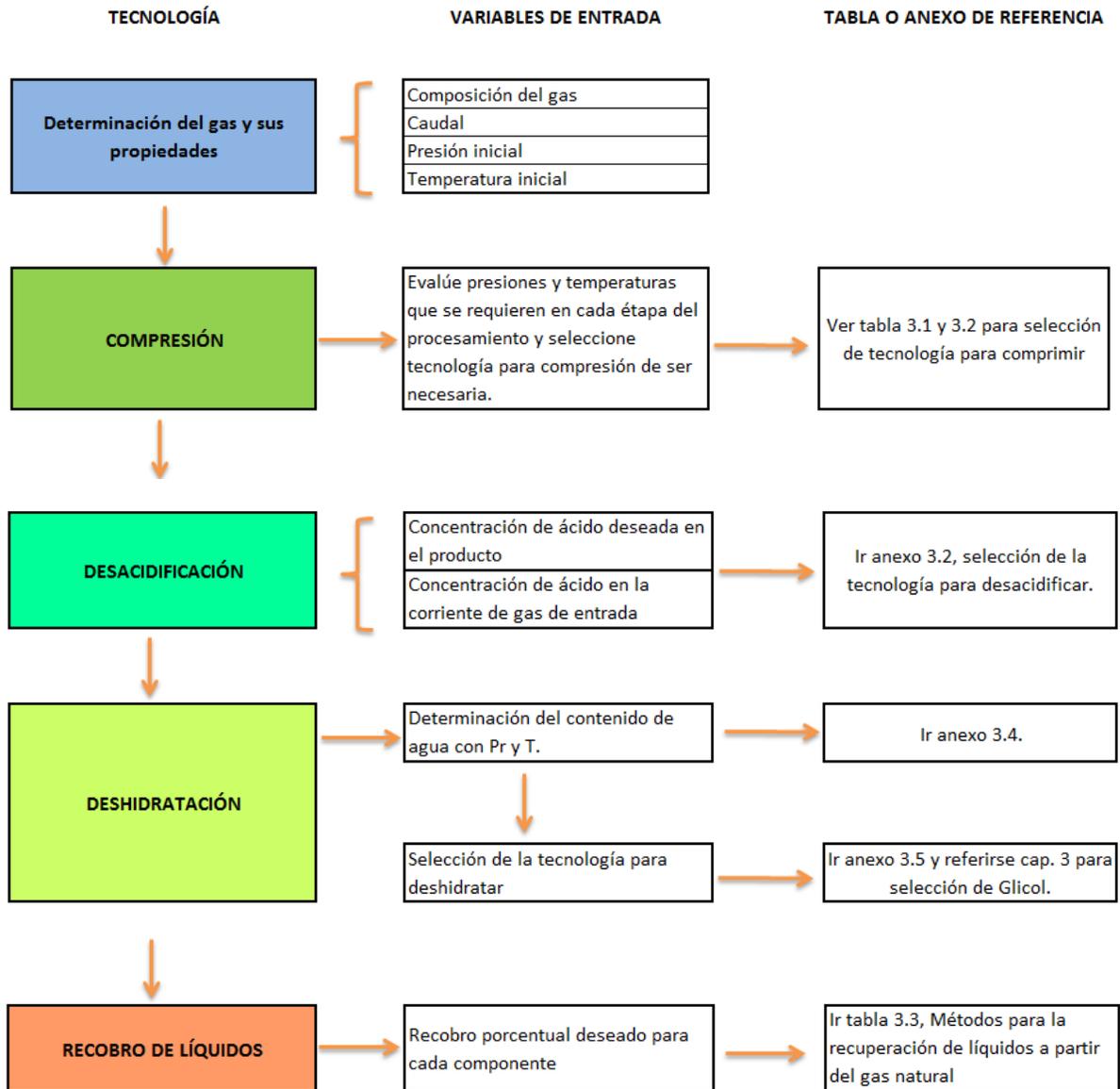
$$\frac{5,59 \text{ gal}}{1000 \text{ scf}} * 50 \text{ MMscf} * \frac{1 \text{ bbl}}{42 \text{ gal}} = 6655 \text{ bbls/día de condensado}$$

✓ Líquidos ideales a partir del C3+:

$$\frac{2,58 \text{ gal}}{1000 \text{ scf}} * 50 \text{ MMscf} * \frac{1 \text{ bbl}}{42 \text{ gal}} = 3071 \text{ bbls/día de condensado}$$

4.1.2 TECNOLOGÍAS PARA EL PROCESAMIENTO DEL GAS

Diagrama 4.2 Selección de la tecnología para procesar el Gas Natural



A partir del estudio de las principales tecnologías utilizadas en el mundo y en Colombia, y siguiendo el diagrama 4.2, es válido concluir que la deshidratación se hace preferencialmente con glicol y la desacidificación con aminas. Teniendo en cuenta la composición de la corriente de gas que se va trabajar, es un gas con

aproximadamente 4% de CO₂ y para ello la mejor alternativa es utilizar DEA (Dietilamina) y deshidratar con trietilenglicol para cumplir con las especificaciones y dejar el gas sin agua libre antes de la recuperación de líquidos.

Para el uso de estas tecnologías es importante determinar las condiciones que se quieren alcanzar, para ello la corriente de gas que se va a tratar, debe quedar en especificaciones RUT, sin embargo en la extracción de líquidos para recuperar a partir de etano se requiere mayor rigurosidad en la deshidratación y se va a recuperar con sistema de refrigeración mecánica y turbo expansión.

4.1.2.1 TECNOLOGÍAS Y SUS COSTOS INICIALES

El propósito de este punto es determinar el costo inicial de la planta para extracción de líquidos y procesamiento del gas natural, para ello se determina inicialmente el costo de cada una de las tecnologías que se van a utilizar. La información de costos para cualquier tipo de facilidad, por obvias razones difícilmente se consigue en la literatura y a través de proveedores; sin embargo, a partir de dos *papers* de Tannehill (2000, 2003) (*Ver bibliografía*) se estima un costo capital muy general para este tipo de facilidades de recobro de NGL. Estos datos se presentarán a continuación basados en las modificaciones hechas de los *papers* en la edición del 2006 del libro “Fundamentals of natural gas processing” de Kidnay Arthur.

Estos costos que se presentan se utilizarán como una guía rápida para dar estimados y se debe adicionar una contingencia del 20 al 40% para que se aproxime a la realidad.

Los costos obtenidos a partir del libro de Kidnay Arthur corresponden al año 2000, de modo que se deben establecer los costos para el 2012. Para actualizar un costo de un periodo B a un periodo A, es necesario utilizar índices de costos de ingeniería para aplicar la siguiente ecuación:

$$\text{Costo A} = \text{Costo B} \cdot \frac{\text{Índice A}}{\text{Índice B}}$$

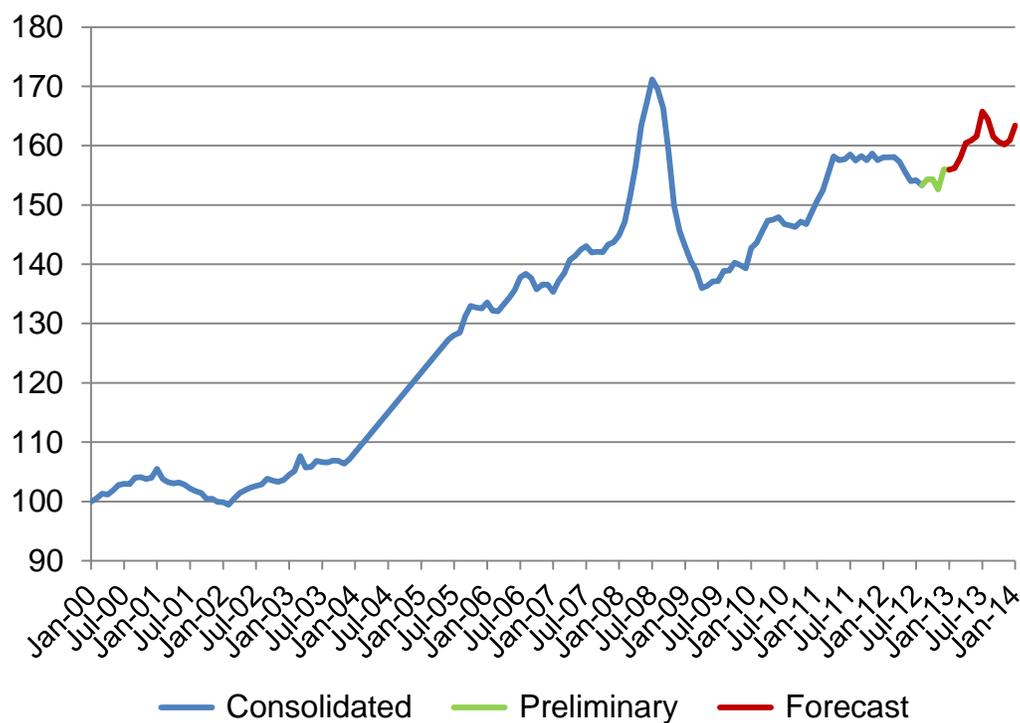
- ✓ Costo A: Costo presente a determinar
- ✓ Costo B: Costo pasado conocido
- ✓ Índice A: índice de costo presente
- ✓ Índice B: índice de costo pasado

La selección del índice apropiado depende del objeto de la industria. Los principales índices disponibles para procesos industriales son:

- Chemical Engineering Index, CE: Son índices empleados principalmente para construcción de plantas de procesamiento, estos fueron los índices empleados por Tannehill en el desarrollo de futuras investigaciones, sin embargo, para acceder a estos índices se debe pagar una anualidad. Pero los índices desarrollados por Intratec, son muy similares a estos.
- Marshall and Swift Cost Index, M&S: Compuestos por procesos y equipos industriales. Requieren de un pago para acceder a ellos.
- Intratec Chemical Plant Construction Index, IC: Desarrollados por Intratec, una compañía química que los publica cada mes en su sitio web.
- Nelson-Farrar Indexes, NF : Estos son los índices más aplicados a la industria del petróleo y petroquímica, y son publicados una vez cada mes por la revista "Oil and Gas Journal"

Para el desarrollo de esta metodología se emplearon los Índices de Intratec, por ser similares a los usados por el señor Tannehill que es en quien este trabajo basa su estudio y además las diferencias con los índices de Nelson son alrededor de un 10 a 20%. De esta forma, cada valor presentado por Tannehill, fue llevado a precio del 2012 aplicando la fórmula de índices y tomando el índice de costo de ingeniería a partir de la siguiente gráfica:

Gráfico 4.1 Índice de costos de Ingeniería.



Fuente: *Intratec, consultado en línea.*

A continuación se reúne en una tabla todas las premisas para los costos que se presentarán, aplicando únicamente para facilidades nuevas.

Tabla 4.4 Premisas y supuestos para todos los costos

Costos incluidos	Costos excluidos
Costos asociados directamente con el proceso	Equipos diversos que no se incluyan en el sistema básico de cada tecnología
Dos meses de costos operativos iniciales	El costo no está directamente asociado con el sitio de proceso y la preparación del sitio
Suministros iniciales	Costos de oficinas
Impuestos sobre ventas	Intereses o inversiones durante la construcción
Contingencia del 10%	

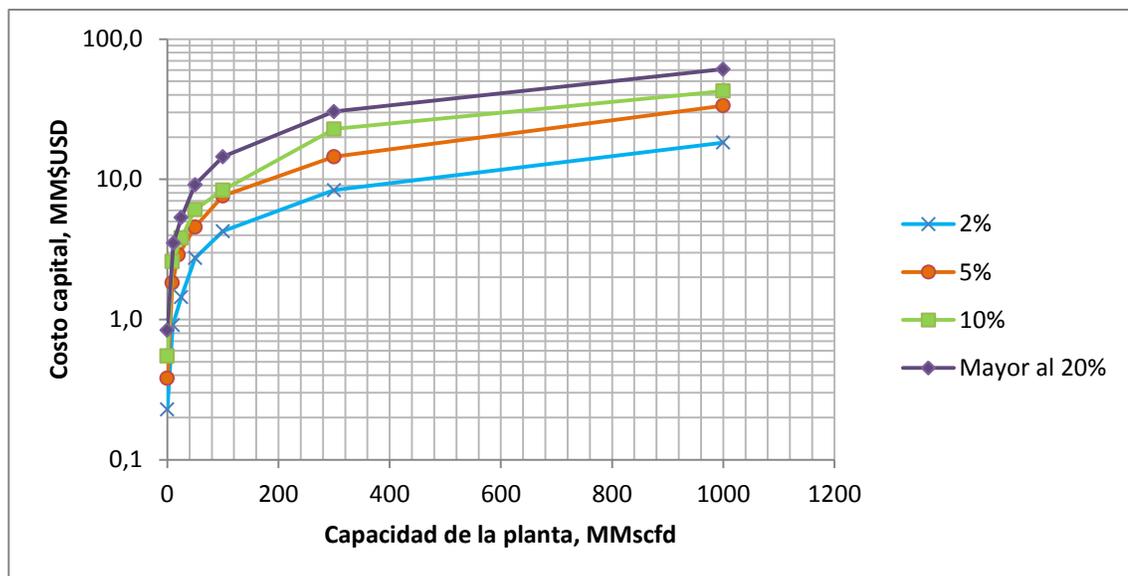
Fuente: *Tannehill (2000)*

✓ TRATAMIENTO CON AMINA

Los costos para el tratamiento con amina asumen lo siguiente:

- Uso de DEA como solvente
- Presión de operación de 600 a 800 psi (asume porcentaje de compresión de ser requerido)
- El capital se incrementa con el aumento del porcentaje de remoción de ácido, porque se incrementa el costo de la torre absorbidora y regeneradora, debido al incremento en el manejo de las ratas de circulación de la amina.
- La gráfica presenta los costos aproximado para el año 2012, calculados a partir de una gráfica con costos del año 2000 y modificada a través de los índices de costos de ingeniería de Intratec.

Gráfico 4.2. Costo capital del tratamiento con Amina



La presencia de ácido en la corriente de gas es de 4,8 porcentaje molar, y las especificaciones del RUT indican que debe ser menor o igual al 2%, de este modo es necesario que remover el ácido a través una unidad con remoción mayor al 20%. De este modo para una planta con capacidad de 50 MMscfd y con remoción mayor del 20% de ácido, el costo aproximado del tratamiento de desacidificación sería de **9,14 MM de dólares.**

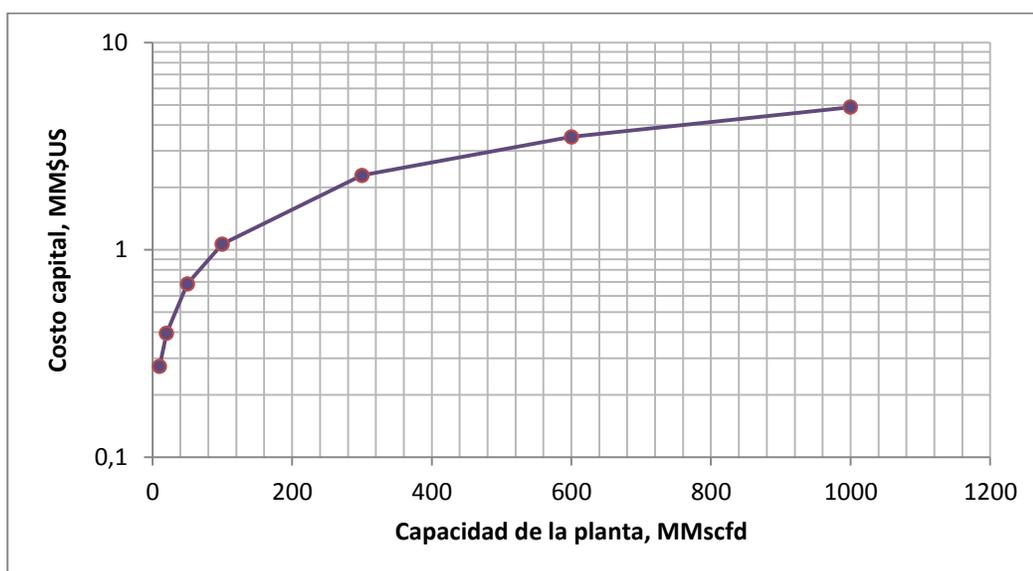
✓ TRATAMIENTO DE DESHIDRATACIÓN

Los costos para el proceso de deshidratación asumen lo siguiente:

- Uso de TEG
- Equipo para contaminantes BTEX (Benceno, Tolueno, Etilbenceno, Xileno)
- Presión de operación de 600 a 800 psig
- La gráfica presenta los costos aproximado para el año 2012, calculados a partir de una gráfica con costos del año 2000 y modificada a través de los índices de costos de ingeniería de Intratec.

El costo estándar para la unidad de glicol no incluye un mejoramiento de las concentraciones de glicol mayores a 98,6%.

Gráfico 4.3. Costo capital del tratamiento con TEG



El costo para deshidratar una corriente de gas en una planta con capacidad para 50 MMscfd es de **0,69 MM de dolares**.

✓ **EXTRACCIÓN DE LÍQUIDOS**

Recobro de NGL con baja recuperación de Etano (GLP)

Los costos presentados corresponden a un proceso de refrigeración con propano indicado por la figura 4.1. La gráfica 4.4 por su parte indica que el costo de la refrigeración aumenta al incrementarse la riqueza del gas (GPM basado en C3+). El costo incluye almacenamiento y uso de etilen-glicol para evitar la formación de hidratos en el proceso. Pero estos no incluyen compresión antes ni después del proceso, ni fraccionamiento del producto líquido pero si incluyen una columna de stripping para producir un líquido que sea transportable.

Diagrama 4.3 Esquema del proceso de refrigeración directa.

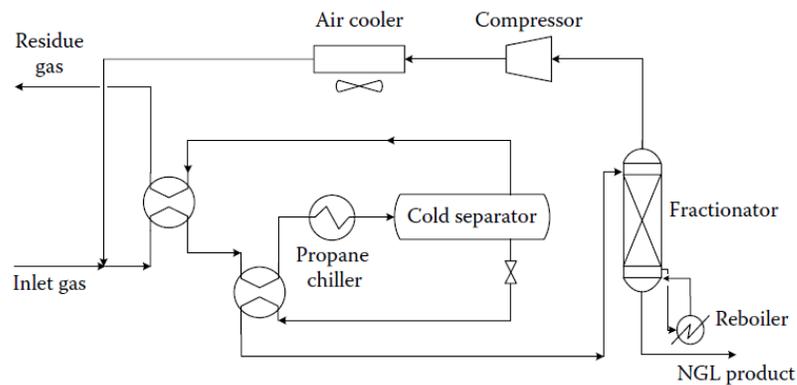
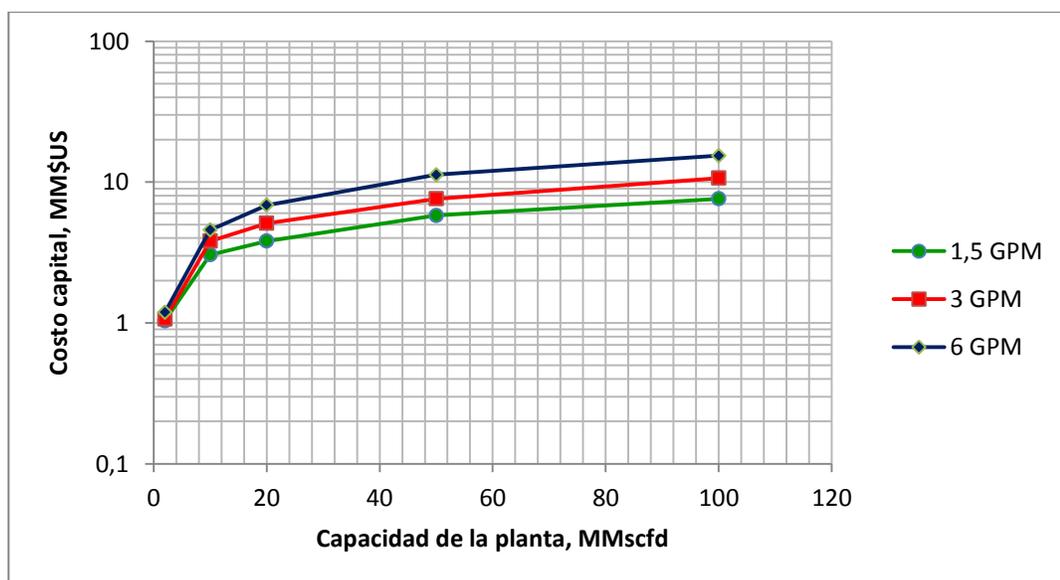


Gráfico 4.4 Costo capital de recuperación de líquidos con bajo recobro de Etano.

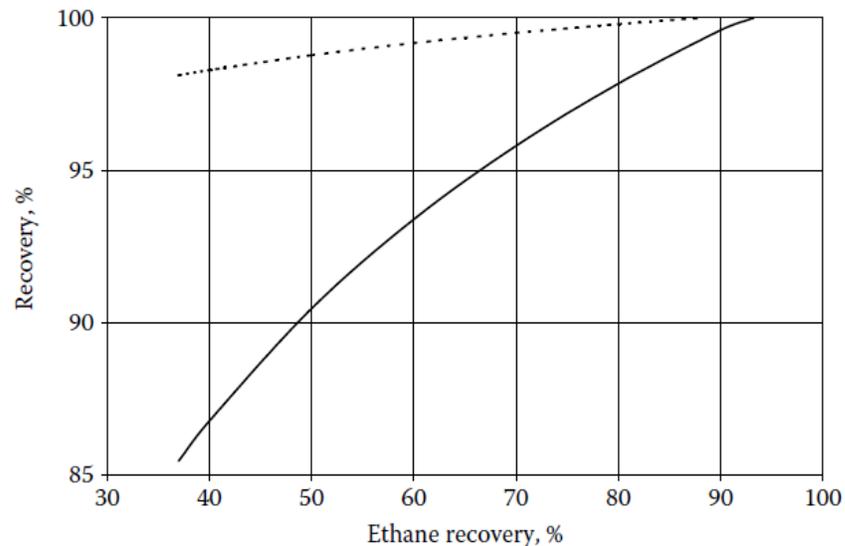


Para 50MMscfd y con 2,7 GPM la inversión de capital para la refrigeración mecánica sería de aproximadamente 6,5 MM de dólares. La recuperación de etano a menos que la riqueza del gas GPM sea muy alta será menos a un 60%.

Recobro de NGL con alta recuperación de Etano

El recobro de etano se hace a partir de criogenia con turbo expansión y adicional con refrigeración directa y expansión por Joule Tompson. Dado que la recuperación de Etano que se quiere hacer es del 80%, sin embargo, se debe tener en cuenta que a medida que se recupera etano la recuperación de propano y más pesados disminuye, como lo indica la figura 4.2.

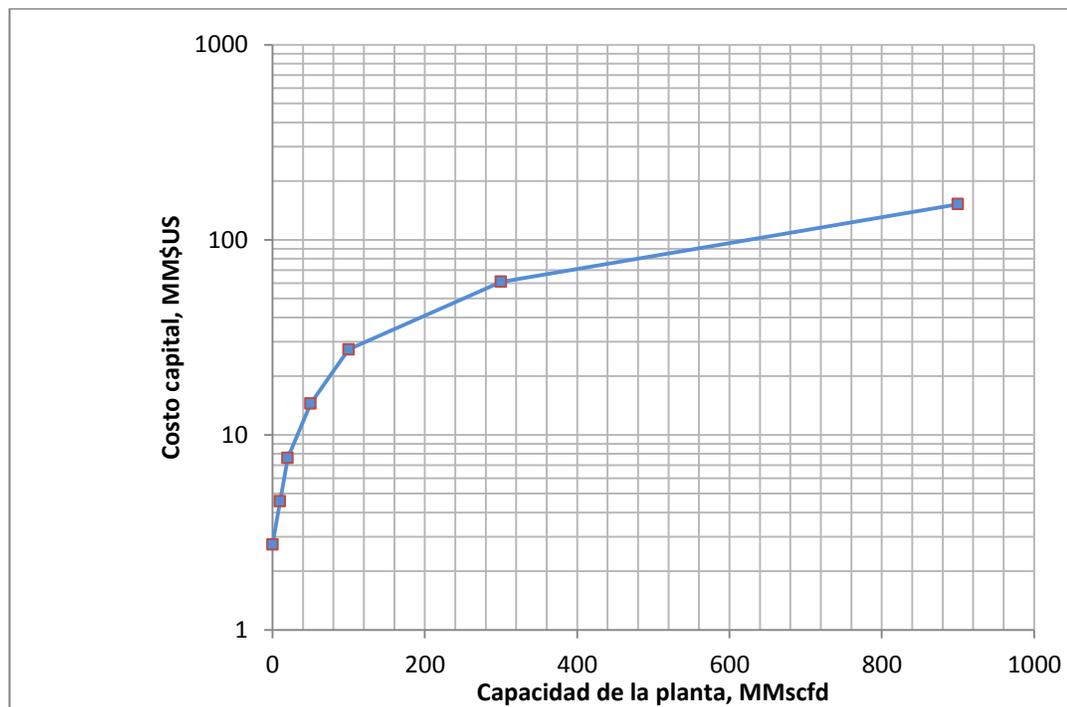
Gráfico 4.5 Recuperación de Propano y Butano como función del Etano recuperado. Las líneas sólida y punteada representan el Propano y el Butano respectivamente.



Fuente: Engineering Data Book, 2004.

Con el gráfico 4.5 se puede determinar el costo de recuperar líquidos a partir del etano, de este modo con la capacidad de la planta de 50 MMscfd, **la inversión para recuperación del líquido sería de 14,5 MM de dólares**, aclarando además que este incluye deshidratación adicional con TEG, que es inyectado en puntos específicos durante el proceso.

Gráfico 4.6 Costo capital de recuperación de líquidos con alto recobro de Etano.



Control de punto de rocío

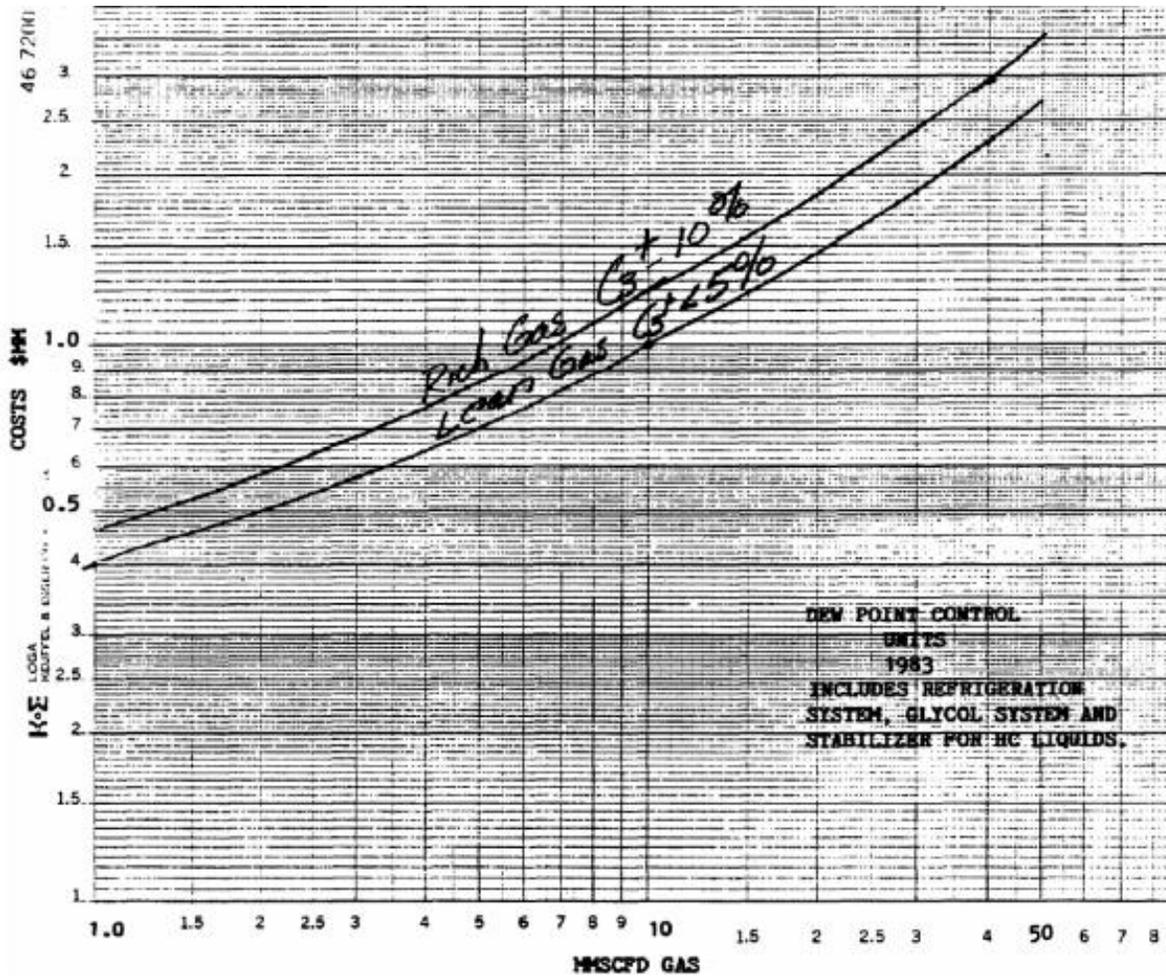
Para poder hacer una comparación entre los costos de recuperar líquidos a través de una planta diseñada con este propósito o solo hacer un control de rocío para cumplir con especificaciones RUT es necesario presentar a continuación los costos de hacer control de rocío. Teniendo en cuenta además que en el control de punto de rocío que se hace usualmente las plantas de tratamiento de gas recuperan un 40% de Etano y entre 80 y 85% de Propano, y 90% de Butano y la fracción plus de pesados.

La gráfica que se presenta es del año 1983, para ello se determina el costo para este año y se lleva a costos del 2012 a través del índice de Nelson. (Se realiza con este índice ya que los índices de Intratec, usados anteriormente están a partir del año 2000). Índice para el 2012: 693,5, índice para 1983: 457,5.

Para el año 1983, el costo corresponde a una planta de 50 MMscfd (eje de las abscisas) y a un gas rico C3 ± 10% (es decir, que los componentes a partir del C3+ están representados en más del 10%). El costo de control de punto de rocío es de 3,5 MMUSD.

$$\text{Inversión para control de rocío año 2012: } 3,5 \text{ MMUSD} * \frac{693,5}{457,5} = \mathbf{5,3 \text{ MMUSD}}$$

Gráfico 4.7 Costo capital para control de rocío.



Fuente: *Natural gas processing, principles and technologies, part II, 2004.*

Finalmente, los costos de los equipos o bienes de producción obtenidos son:

1) PRIMER ESCENARIO

- ✓ Desacidificación: 9,14 MMUSD
- ✓ Deshidratación: 0,69 MMUSD
- ✓ Recuperar líquidos: 5,3 MMUSD
- ✓

Total equipos: 15,13 MMUSD + 40% (estabilización de líquidos y tratamiento como GLP) = **21,18 MMUSD**

2) SEGUNDO ESCENARIO

- ✓ Desacidificación: 9,14 MMUSD
- ✓ Deshidratación: 0,69 MMUSD
- ✓ Recuperar líquidos: 6,5 MMUSD

Total equipos: 16,33 MMUSD + 40% (estabilización de líquidos y tratamiento como GLP) = **23 MMUSD**

3) TERCER ESCENARIO

- ✓ Desacidificación: 9,14 MMUSD
- ✓ Deshidratación: 0,69 MMUSD
- ✓ Recuperar líquidos: 14,5 MMUSD

Total equipos: 24,33 MMUSD + 40% (estabilización de líquidos y tratamiento como NGL) = **34,06 MMUSD**

TOTAL BIENES DE PRODUCCIÓN O EQUIPOS	
PRIMER ESCENARIO	21,18 MMUSD
SEGUNDO ESCENARIO	23 MMUSD
TERCER ESCENARIO	34,06 MMUSD

4.1.3 DETERMINACIÓN DE CANTIDAD Y COSTOS DE PRODUCTOS A OBTENER

✓ CORRIENTE DE GAS Y VOLUMEN DE LÍQUIDOS OBTENIDOS

La cantidad de gas y líquidos obtenidos, se determinará a partir de la riqueza de cada gas y del porcentaje de recobro de líquidos deseados.

*GAS A CONDICIONES RUT (CONTROL DE PUNTO DE ROCÍO), PRIMER ESCENARIO

A partir de la densidad del gas se obtiene la riqueza de este, con ella los galones a recuperar por cada 1000 ft³, y con el porcentaje de recobro de líquido se determina la composición final de gas y la corriente final. A continuación se presenta la tabla resumen, con las composiciones (composición normalizada a partir de la composición dada al inicio del desarrollo de la metodología) y valores obtenidos.

Tabla 4.5 Resumen propiedades del gas en el primer escenario.

No.	COMPONENTES	% vol	Yi	Den (gal/lbmol)	GPMi	Gal/día	% Recuperado	Gal netos/día	% sale	% Queda	% vol Gas residual
1	METANO	75,031	0,7503							75,031	85,5773
2	ETANO	11,435	0,1143	10,126	3,0513	152563	40	61025	4,57397108	6,861	7,8253
3	PROPANO	5,104	0,0510	10,433	1,4031	70156	85	59633	4,33810294	0,766	0,8732
4	n-BUTANO	2,572	0,0257	11,937	0,8089	40445	93	37614	2,39153605	0,180	0,2053
5	n-PENTANO	0,781	0,0078	13,713	0,2821	14105	100	14105	0,78066539	0,000	0,0000
6	HEXANO	0,240	0,0024	15,566	0,0983	4915	100	4915	0,23966023	0,000	0,0000
7	CO2	4,839	0,0484							4,839	5,5188
TOTAL		100,000	1,000000		5,643691	282185		177292	12,32394	87,67606	100,0000

GAS ENTRADA: 50 MMSCFD

GAS RESIDUAL: 43,83 MMSCFD

LÍQUIDOS RECUPERADOS: \sum Gal netos /día * 1 bbl / 42 gal = 4221 BBL/DÍA

Muestra de cálculos para el Etano:

- $GPM = y_i * 2,63 \text{ lbmol}/1000 \text{ ft}^3 * \text{densidad (gal/lbmol)}$
- $GPM \text{ Etano} = 0,1143 * 2,63 * 10,126 = 3,0513 \text{ gal}/1000 \text{ scf}$
- $\text{Gal/Día de Etano (suponiendo un recobro del 100\%)} = 50 \text{ MMscfd} * 3,0513 \text{ gal}/1000 \text{ scf} * 1000 \text{ scf} = 152563 \text{ gal/día}$

En el control de punto de rocío usualmente las plantas de tratamiento de gas recuperan un 40% de Etano y entre 80 y 85% de Propano, y 90% de Butano y la fracción plus de pesados.

- $\text{Gal/día de Etano Neto: } 152563 \text{ gal/día} * 40\% = 61025 \text{ gal/día}$
- $\% \text{ de Etano retirado de la composición inicial: } 11,435 \% \text{ vol} * 40\% = 4,57\%$
- $\% \text{ de Etano en la composición residual de gas: } 11,435 \% - 4,57\% = 6,861\%$, normalizado se tiene 7,825%
- $\text{Gas residual} = 50 \text{ MMscfd} - \% \text{ total que se retira como líquidos}$
 $= 50 \text{ Mmscfd} * (100 - 12,32) / 100 = 43,83 \text{ MMscfd}$

La corriente de gas obtenida se vende por su valor calorífico, es decir que se deben calcular los BTU que se obtienen por cada pie cúbico de gas.

Tabla 4.6 Propiedades para cálculo de BTU, primer escenario.

COMPONENTE	% Vol	Yi	Poder Calorífico superior	BTU/Ft3
METANO	85,577	0,8491	1010,0	857,635853
ETANO	7,825	0,0776	1769,7	137,412442
PROPANO	0,873	0,0087	2516,2	21,8001297
n-BUTANO	0,205	0,0020	3262,4	6,64616262
n-PENTANO	0,781	0,0077	4008,7	31,0521202
HEXANO	0,000	0,0000	4756,0	0
CO2	5,519	0,0548	0,0	0
TOTAL	100,781	1,000000		1054,546707

El poder calorífico superior debe llevarse a condiciones reales @ 14,65 psi, que son las condiciones de ventas. De esta forma se tiene que:

$$PCS @ 14,65 = PCS * (14,65/14,696) / Z @ 14,65 \text{ psi}, 60 \text{ °F}$$

El factor Z se determina a partir de las condiciones pseudocríticas del gas y con la ecuación de Guiber, como se presenta a continuación:

Tabla 4.7 Propiedades como gas ideal a condiciones estándar, primer escenario.

No.	COMPONENTES	% vol	Yi	Mi	Tci [®]	Pci (psia)	Yi*Mi	Yi*Tci	Yi * Pci
1	METANO	85,577	0,8558	16,042	343,01	667,0	13,73	293,5390	570,8012
2	ETANO	7,825	0,0783	30,069	549,59	706,6	2,35	43,0071	55,2936
3	PROPANO	0,873	0,0087	44,096	665,59	615,5	0,39	5,8119	5,3746
4	n-BUTANO	0,205	0,0021	58,122	765,22	550,9	0,12	1,5710	1,1310
5	n-PENTANO	0,000	0,0000	72,149	845,47	488,8	0,00	0,0000	0,0000
6	HEXANO	0,000	0,0000	86,175	913,47	436,9	0,00	0,0000	0,0000
7	CO2	5,519	0,0552	44,010	547,43	1070,0	2,43	30,2116	59,0512
	TOTAL	100,000	1,0000				19,01	374,1406	691,6516

Con un rango de presiones actuales entre 0 psig y 140 psig, y temperatura actual promedio de 60°F a 80°F y con Temperatura pseudocrítica de 374,14 R y presión pseudocrítica de 692 psia, se determina Z, donde las propiedades reducidas son el resultado de la propiedad actual dividida por la propiedad pseudocrítica.

Z se determina con la ecuación de Guiber, siendo: $Z = \frac{1 - P \text{ reducida}}{2,6 + 8,7 * T \text{ reducida}^2 + \text{Ln}(T \text{ reducida})}$

P (psig)	T (F)	Pr	Tr	Z
0	60	0,02117052	1,3895	0,9989
140	80	0,22348266	1,4430	0,9894

Finalmente la energía liberada por el gas residual obtenido es:

$$\text{PCS @ 14,65} = 1054,54 * (14,65/14,696) / 0,9942 = 994,14 \text{ BTU/ Ft}^3$$

$$\text{Energía Liberada} = 994,14 \text{ BTU/ Ft}^3 * 43,8 \text{ MMscfd} = \mathbf{45403,78 \text{ MMBTU / día}}$$

***RECOBRO DE LÍQUIDOS A PARTIR DEL PROPANO, SEGUNDO ESCENARIO**

Al recuperar más del 90% de propano del gas natural, el recobro de Etano se hace mayor que en el punto de rocío, cerca el 60%. A continuación se presentan las corrientes obtenidas:

Tabla 4.8 Resumen propiedades del gas en el segundo escenario.

COMPONENTES	% vol	Yi	Den (gal/lbmol)	GPMi	Gal/dia	% Recuperado	Gal netos/dia	% sale	% Queda	% vol Gas residual
METANO	75,031	0,7503							74,198	88,3985
ETANO	11,435	0,1143	10,126	3,0513	152563	60	91538	6,7848	4,523	5,3889
PROPANO	5,104	0,0510	10,433	1,4031	70156	93	65245	4,69371	0,353	0,4209
n-BUTANO	2,572	0,0257	11,937	0,8089	40445	97	39232	2,46671	0,076	0,0909
n-PENTANO	0,781	0,0078	13,713	0,2821	14105	100	14105	0,772	0,000	0,0000
HEXANO	0,240	0,0024	15,566	0,0983	4915	100	4915	0,237	0,000	0,0000
CO2	4,839	0,0484							4,785	5,7008
TOTAL	98,890	1,000000		5,643691	282185		215035	14,95422	83,93578	100,0000

GAS ENTRADA: 50 MMSCFD

GAS RESIDUAL: 42,5 MMSCFD

LÍQUIDOS RECUPERADOS: 5120 BBL/DÍA

La energía liberada:

Tabla 4.9 Propiedades para cálculo de BTU, segundo escenario.

COMPONENTE	% Vol	Yi	PCS	BTU/Ft3
METANO	88,399	0,8840	1010,0	892,825205
ETANO	5,389	0,0539	1769,7	95,3670418
PROPANO	0,421	0,0042	2516,2	10,5908148
n-BUTANO	0,091	0,0009	3262,4	2,96522527
n-PENTANO	0,000	0,0000	4008,7	0
HEXANO	0,000	0,0000	4756,0	0
CO2	5,701	0,0570	0,0	0
TOTAL	100,000	1,000000		1001,748287

PCS REAL @ 14,65	1004,438454 BTU/ft3
Energía liberada	42688,63 MMBTU/día

***RECOBRO DE LÍQUIDOS A PARTIR DEL ETANO, TERCER ESCENARIO**

Basados en la figura 4,2 se determina que al recuperar entre el 90 – 80% de Etano, el recobro de propano sería de cerca del 97% y de butano del 99%.

Tabla 4.10 Resumen propiedades del gas en el tercer escenario.

COMPONENTES	% vol	Yi	Den (gal/lbmol)	GPMi	Gal/día	% Recuperado	Gal netos/día	% sale	% Queda	% vol Gas residual
METANO	75,031	0,7503							74,198	91,1283
ETANO	11,435	0,1143	10,126	3,0513	152563	80	122050	9,0464	2,262	2,7776
PROPANO	5,104	0,0510	10,433	1,4031	70156	97	68052	4,89559	0,151	0,1860
n-BUTANO	2,572	0,0257	11,937	0,8089	40445	99	40041	2,51757	0,025	0,0312
n-PENTANO	0,781	0,0078	13,713	0,2821	14105	100	14105	0,772	0,000	0,0000
HEXANO	0,240	0,0024	15,566	0,0983	4915	100	4915	0,237	0,000	0,0000
CO2	4,839	0,0484							4,785	5,8768
TOTAL	98,890	1,000000		5,643691	282185		249163	17,46856	81,42144	100,0000

GAS ENTRADA: 50 MMSCFD

GAS RESIDUAL: 41,26 MMSCFD

LÍQUIDOS RECUPERADOS: 5932 BBL/DÍA

La energía liberada:

Tabla 4.11 Propiedades para cálculo de BTU, tercer escenario.

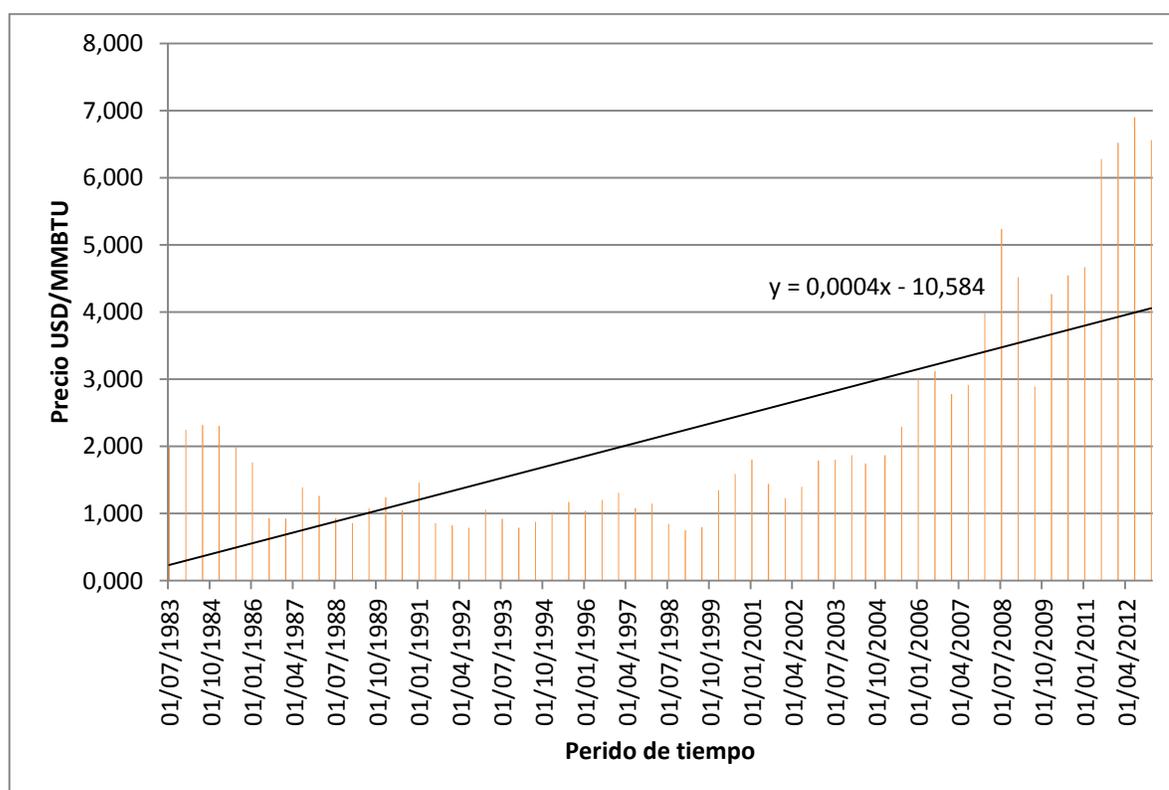
COMPONENTE	% Vol	Yi	PCS	BTU/Ft3
METANO	91,128	0,9113	1010,0	920,396151
ETANO	2,778	0,0278	1769,7	49,1560149
PROPANO	0,186	0,0019	2516,2	4,67908504
n-BUTANO	0,031	0,0003	3262,4	1,01893103
n-PENTANO	0,000	0,0000	4008,7	0
HEXANO	0,000	0,0000	4756,0	0
CO2	5,877	0,0588	0,0	0
TOTAL	100,000	1,000000		975,250182

PCS REAL @ 14,65	977,8691895	BTU/ft3
Energía liberada	40346,88	MMBTU/día

✓ **PRECIOS DE VENTA PARA LA CORRIENTE DE GAS Y PARA LOS LÍQUIDOS**

PRECIOS PARA EL GAS NATURAL A CONDICIONES RUT EN COLOMBIA

Gráfico 4.8 Histórico de precios del gas natural



Fuente: *Ecopetrol, 2013.*

En Colombia, los campos con precios regulados para el gas natural son Opón y la Guajira, para este primer semestre del 2013, los precios que se mantendrán son:

Para el gas de Opón: 6,5586 USD/MMBTU

Gas de la Gujira: 5,8957 USD/MMBTU

Para efectos del ejercicio actual, los precios del gas natural se establecerán partiendo de un estudio realizado por la UPME “PROYECCIONES DE PRECIOS DE GAS NATURAL Y COMBUSTIBLES LÍQUIDOS PARA GENERACIÓN ELÉCTRICA, Febrero de 2012” que establece una tendencia desde el año 2012 hasta el 2030, Para efectuar la proyección del Precio Máximo Regulado del gas natural, se comparó el comportamiento del precio del gas, con el comportamiento de los

precios del petróleo WTI y del Fuel Oil No. 6, combustibles para los cuales se dispone de proyecciones de largo plazo y por supuesto de sus tasas de crecimiento.

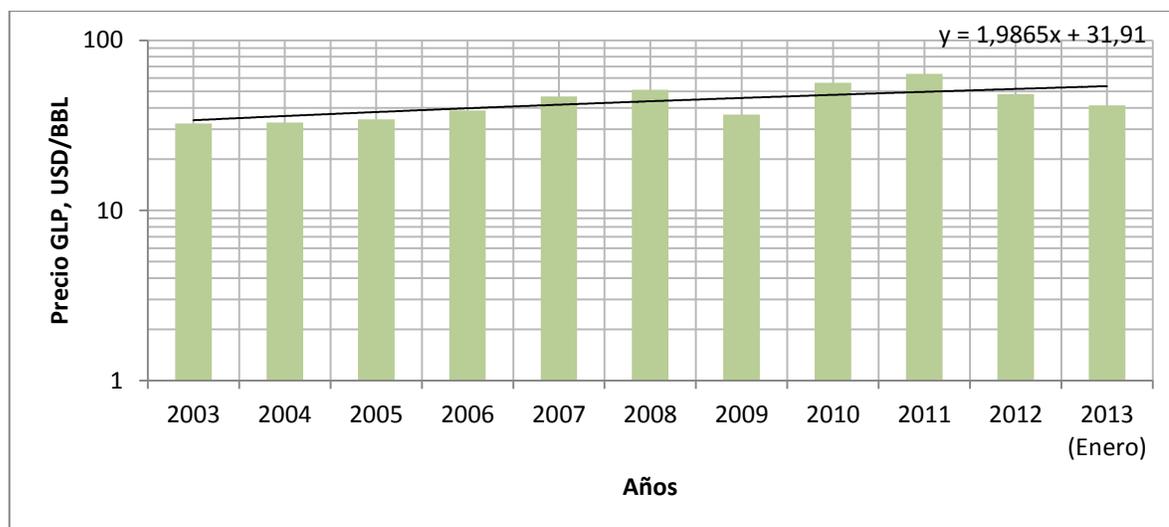
Con base en los criterios anteriormente mencionados se procedió a aplicar la fórmula establecida mediante las resoluciones CREG 119 de 2005, CREG 187 de 2010 y 199 de 2011, los resultados proyectan una banda de precios en términos constantes de 2011 que oscila entre US\$4.3 /MMBTU y US\$9.3 /MMBTU, con una tasa de crecimiento promedio año de 2.44% en el horizonte de planeación para el escenario de referencia, mientras que los escenarios bajo y alto muestran tasas de crecimiento interanuales de -3.1% y 5.02% respectivamente. En el escenario de referencia se presenta una disminución en el corto plazo que llega a los US\$5.4 /MMBTU en 2013, revirtiéndose desde el siguiente año hasta alcanzarlos US\$7.4 /MMBTU al final del periodo de estimación.

Dicho esto, se tomará como precio de referencia para el gas natural: 6,5 USD/MMBTU (Precio para el ejercicio actual, teniendo presente una proyección a 2030).

PRECIOS PARA LOS LÍQUIDOS OBTENIDOS DEL GAS NATURAL A PARTIR DE PROPANO

Para establecer los precios de los líquidos obtenidos a partir del gas natural, se darán precios de GLP para los líquidos que se obtienen tanto en el control del punto de rocío en el primer escenario, como el segundo escenario donde se recupera un 93% de propano. Es decir que estos líquidos recibirán tratamiento de GLP para poder ser vendidos, esto implica tener en cuenta que al costo inicial del tratamiento se debe adicionar el costo de dejar los condensados obtenidos en condiciones de GLP (este precio estimado se estable en el paso N. 4 de la metodología).

Gráfico 4.9 Tendencia de precios de GLP en Colombia.



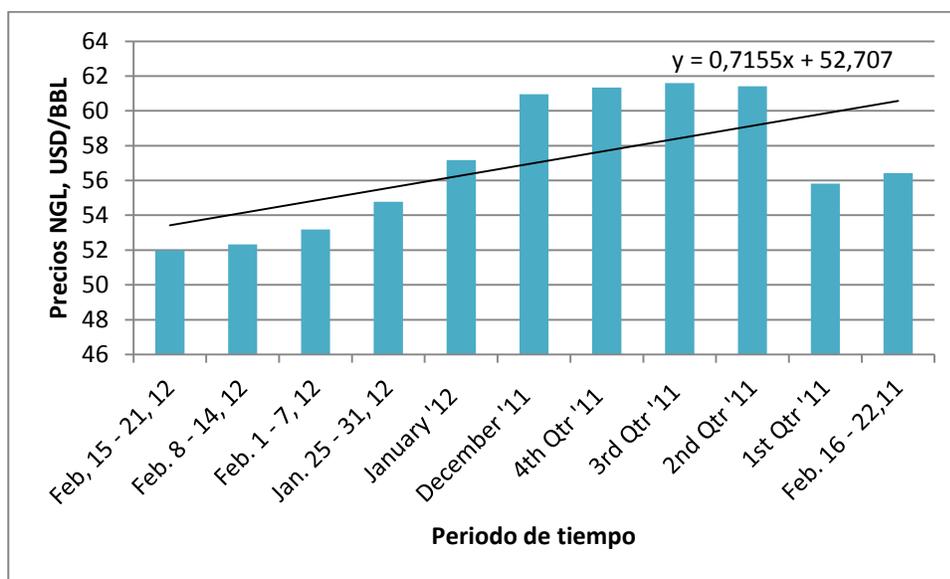
Fuente: *Ecopetrol, 2013.*

Según la tendencia de precios históricos del GLP, que corresponde al valor de ingreso al productor, y proyecciones establecidas por Ecopetrol, se fija un precio para el barril de GLP de **45 USD** para efectos del ejercicio que se está realizando.

PRECIOS PARA LOS LÍQUIDOS OBTENIDOS DEL GAS NATURAL A PARTIR DE ETANO

Para el tercer escenario en donde se recupera un 80% de líquidos a partir del Etano, los precios fijados se basaran en precios internacionales, debido a que en Colombia estos precios no están regulados dado que estos condensados no se venden actualmente en el mercado nacional. Además, como en los casos anteriores en el momento de fijar el costo capital total de la planta de tratamiento se debe tener en cuenta que para vender los líquidos recuperados a partir del Etano (NGL) se debe dar el tratamiento de NGL, es decir, pasar por torres estabilizadores y algunos procesos menores antes de ser vendido en calidad de NGL (estos precios estimados se fijarán en el siguiente punto N.4 de la metodología).

Gráfico 4.10 Tendencia de precios de NGL establecidos por Mont Belvieu.



Fuente: *Mont Belvieu, 2013.*

A partir de la tendencia histórica de precios, y las proyecciones realizadas por Mont Belvieu, se fija un costo para el NGL, para efectos del ejercicio de **57 USD/ BBL**. (El mercado de NGL de Mont Belvieu (MB) es la referencia internacional de los E.U.A. hacia el resto del mundo. MB tiene una dinámica de precios muy importante que es influenciada por diversos elementos tales como: Fundamentos de oferta y demanda, precios del crudo, eventos mundiales, etc; Estacionalidad verano-invierno y Consumo final por región ya sea como combustible o para usos en la petroquímica.)

4.1.4 EVALUACIÓN ECONÓMICA Y FINANCIERA

A continuación se evaluará la rentabilidad correspondiente de cada escenario propuesto para poder optar por el más favorable basado en la situación financiera del proyecto. Para lograr lo anterior se describirá la distribución de costes a través de las diferentes etapas del proyecto, los precios y producción de los distintos productos y financiamiento del proyecto.

Los siguientes valores se expresaran en dólares.

4.1.4.1 INVERSIÓN FIJA

La inversión fija está compuesta por terreno, obras civiles, bienes de producción, muebles y enseres, entre otros, la distribución de costos se realizó tomando los siguientes criterios: *(Basado en recopilación hecha por el autor del capítulo 11 del libro Natural gas processing, principles and technologies, part II, 2004. Y del paper ya mencionado de Tanehill.)* La inversión fija se determina a partir de los bienes de producción o costo total de equipos determinado en el paso 2 de la metodología, este costo corresponderá al 20% y a partir de este se determinan los demás.

Estudios Pre-operativos	2%
Terreno	8%
Obras Civiles y Diseño	15%
Bienes de Producción	20%
Equipos de Oficina	5%
INVERSIÓN FIJA	50%
Bienes Intermedios	15%
Mano de Obra	35%
INVERSIÓN CAPITAL	100%

Tabla 4.12 Inversión capital, Primer escenario

CONCEPTO	VALOR TOTAL (USD MM)
Estudios Pre-operativos	2,118
Terreno	8,472
Obras Civiles	15,885
Bienes de Producción	21,18
Equipos de Oficina	5,295
INVERSIÓN FIJA	52,95

Bienes Intermedios	15,885
Mano de Obra	37,065
INVERSIÓN CAPITAL	105,9
+ Contingencia (10%)	10,59
TOTAL INVERSIÓN	116,49

Tabla 4.13 Inversión capital, Segundo escenario

CONCEPTO	VALOR TOTAL (USD MM)
Estudios Pre-operativos	2,3
Terreno	9,2
Obras Civiles	17,25
Bienes de Producción	23
Equipos de Oficina	5,75
INVERSIÓN FIJA	57,5
Bienes Intermedios	17,25
Mano de Obra	40,25
INVERSIÓN CAPITAL	115
+ Contingencia (10%)	11,5
TOTAL INVERSIÓN	126,5

Tabla 4.14 Inversión capital, Tercer escenario.

CONCEPTO	VALOR TOTAL (USD MM)
Estudios Pre-operativos	3,406
Terreno	13,624
Obras Civiles	25,545
Bienes de Producción	34,06
Equipos de Oficina	8,515
INVERSIÓN FIJA	85,15
Bienes Intermedios	25,545
Mano de Obra	59,605
INVERSIÓN CAPITAL	170,3
+ Contingencia (10%)	17,03
TOTAL INVERSIÓN	187,33

4.1.4.2. ESTRUCTURA DE PRECIOS

De acuerdo a lo planteado en el paso 3 de la metodología y basado en tendencias históricas se estableció el precio del bien producido, en el largo plazo se asumirá estabilidad y las perturbaciones a través de los 5 años no representarán una variación significativa en el precio de los líquidos, por el contrario, para el precio del gas natural se tomará un incremento del 2.44% anual, dado que ha sido el precio del gas el que más ha fluctuado en cambios a través del histórico analizado de Ecopetrol.

Precio Gas Natural	USD 6.5 por MMBTU
Precio líquido derivado del Propano	USD 45 por BBL
Precio líquido derivado del Etano	USD 57 por BBL

4.1.4.3. FINANCIAMIENTO

La fuente de financiamiento será otorgada por una entidad bancaria Colombiana, la cual mediante un crédito indexado a la tasa IBR (Indicador Bancario de Referencia) se ajusta a la situación en términos de plazo, bajo costo de financiamiento (se pueden encontrar diferencias de hasta 70 puntos básicos en comparación con DTF), poco sensible a variables exógenas, entre otros. Esta se estima en 3,033% anual nominal (3,08% efectiva) y se amortizará a 5 años. Este representara el 100% de la financiación requerida.

*El pago anual se calcula a partir de la ecuación: $I_0 = C [(1 + i)^{-1} + \dots (1 + i)^{-n}]$, donde I_0 es la inversión inicial conocida, n es el periodo de tiempo en años y i es la tasa efectiva anual.

*La tasa efectiva anual, se halla a partir de la tasa nominal así: $Tasa\ efectiva = \left[\left(1 + \frac{Tasa\ nominal}{n} \right)^n - 1 \right]$

Tabla 4.15 Amortización, Primer escenario.

Año	Balance Inicial	Pago Anual	Interés (3,08% EA)	Repago Principal
0				
1	116,49	25,494	3,587892	21,906108
2	94,583892	25,494	2,91318387	22,5808161
3	72,0030759	25,494	2,21769474	23,2763053
4	48,7267706	25,494	1,50078453	23,9932155
5	24,7335551	25,494	0,7617935	24,7322065

Tabla 4.16 Amortización, Segundo escenario.

Año	Balance Inicial	Pago Anual	Interés (3,08% EA)	Repago Principal
1	126,5	27,685	3,8962	23,7888
2	102,7112	27,685	3,16350496	24,52149504
3	78,18970496	27,685	2,408242913	25,27675709
4	52,91294787	27,685	1,629718794	26,05528121
5	26,85766667	27,685	0,827216133	26,85778387

Tabla 4.17 Amortización, Tercer escenario.

Año	Balance Inicial	Pago Anual	Interés (3,08% EA)	Repago Principal
1	187,33	40,997	5,769764	35,227236
2	152,102764	40,997	4,684765131	36,31223487
3	115,7905291	40,997	3,566348297	37,4306517
4	78,35987743	40,997	2,413484225	38,58351578
5	39,77636165	40,997	1,225111939	39,77188806

4.1.4.4. DEPRECIACIÓN

La depreciación se calculará a partir del tiempo en el que empezara a ser usada, por lo tanto, ese valor se descontara a partir del segundo año.

Las edificaciones se deprecian totalmente a 30 años, lo cual la tasa de depreciación será del 3% anual.

La maquinaria y equipo tienen una vida útil de 5 años, especialmente por el desarrollo de nuevas tecnologías. Se estima en 20% la depreciación anual

Los equipos de oficina se deprecian a tasas distintas. Los computadores y tecnologías de información lo harán a una tasa del 20% anual, mientras el mobiliario lo hará a una tasa del 10% anual.

4.1.4.5. RIESGOS

En el momento de proyectar el comportamiento de un mercado, o cualquier evento que se quiera analizar, hay variedad de factores que debido a su complejidad de recolección, falta de información o simplemente el ignorar la relación con la variable a estudiar. Es por eso que el riesgo en un proyecto es inherente y el principal objetivo es que el futuro esperado sea igual o lo más aproximado posible al

observado en ese tiempo. Se generalizarán los riesgos que se mencionaran a continuación para los tres escenarios posibles de inversión debido a su naturaleza similar.

Riesgo de Mercado

En este proyecto se asume la estabilidad en la oferta del commodity (Gas) debido a la gran complejidad que representa el poder estimar la volatilidad de este, con la poca información disponible y el hasta ahora reciente desarrollo de esta industria en Colombia como las principales dificultades. La demanda de este toma un curso similar, la producción de gas es hasta ahora un mercado limitado y segmentado, donde la competencia y diversidad de oferentes del producto generan una incertidumbre relativamente baja. El precio de los bienes producidos, sensible en mayor parte a la variación de este en el mercado internacional ha mostrado un comportamiento estable, las variables endógenas que podrían influir en este no son significativas. En cuanto el riesgo cambiario, por motivo de simplicidad y el uso generalizado de dólares con el cual se evalúa el proyecto permite evadir en la magnitud necesaria los posibles riesgos y consecuencias que tendrían sobre este.

Riesgo Operativo

Representa el riesgo de los procesos a los que se debe someter el gas en el objeto de tratarlo y de obtener líquidos, estos riesgos son asociados a seguridad industrial, a protección del ambiente y al cuidado de la persona.

4.1.4.6. INGRESOS

Los ingresos estarán determinados por la venta principalmente de dos productos, el gas natural y los líquidos recuperados. Se toma una producción constante a través de los 5 años correspondiente a la generada por la planta de 50 MMscfd. Los ingresos se estimarán a partir del primer año.

Tabla 4.18 Total ingresos, Primer escenario.

Año	Volumen Ventas gas (MMBTU)	Ingreso Ventas (USD) (Incremento de 2.44% anual)	Volumen Ventas Líquidos (BBL)	Ingreso Ventas (USD)	Total (USD)
1	16572379,7	107720468,1	1540665	69329925	177050393,1
2	16572379,7	110348847,5	1540665	69329925	179678772,5
3	16572379,7	113041359,3	1540665	69329925	182371284,3
4	16572379,7	115799568,5	1540665	69329925	185129493,5
5	16572379,7	118625078	1540665	69329925	187955003
TOTAL INGRESOS PRIMER ESCENARIO					912184946,4

Tabla 4.19 Total ingresos, Segundo escenario.

Año	Volumen Ventas gas (MMBTU)	Ingreso Ventas (USD) (Incremento de 2.44% anual)	Volumen Ventas Líquidos (BBL)	Ingreso Ventas (USD)	Total (USD)
1	15581350	101278775	1868964,25	84103391,3	185382166
2	15581350	103749977	1868964,25	84103391,3	187853368
3	15581350	106281476	1868964,25	84103391,3	190384867
4	15581350	108874744	1868964,25	84103391,3	192978135
5	15581350	111531288	1868964,25	84103391,3	195634679
TOTAL INGRESOS SEGUNDO ESCENARIO					952233216

Tabla 4.20 Total ingresos, Tercer escenario.

Año	Volumen Ventas gas (MMBTU)	Ingreso Ventas (USD) (Incremento de 2.44% anual)	Volumen Ventas Líquidos (BBL)	Ingreso Ventas (USD)	Total (USD)
1	14726611,2	95722972,8	2165388,05	140750223	236473196,1
2	14726611,2	98058613,3	2165388,05	140750223	238808836,6
3	14726611,2	100451244	2165388,05	140750223	241201466,8
4	14726611,2	102902254	2165388,05	140750223	243652477,1
5	14726611,2	105413069	2165388,05	140750223	246163292,1
TOTAL INGRESOS PROYECTO (Etano)					1206299269

4.1.4.7 FLUJO DE CAJA PROYECTADO

Para calcular el flujo de caja proyectado se tendrá en cuenta lo siguiente:

- Ingresos debido a ventas
- Inversión Inicial
- Depreciación
- Impuestos y Regalías

Regalías- La tasa de regalías adoptada para la estimación del Flujo de Dinero sobre el ingreso es de 8%

Impuesto- La tasa impositiva adoptada para la estimación del Flujo de Dinero sobre el ingreso es de 33%

- Costos de bienes vendidos

Materia Prima- 15% Con incrementos basados en una inflación del 3% anual.

Misceláneos- 3%

- Costos Administrativos

Nómina- 35% con incremento salarial del 4% anual

El objetivo final de la determinación del flujo de caja es determinar una rentabilidad basada en las siguientes razones financieras:

IRR (Internal Rate of Return)- La IRR es la tasa de descuento o retorno la cual iguala el NPV (Net Present Value) a cero. Usada ampliamente en la formulación y evaluación de proyectos. Comparable con proyectos semejantes o con valores establecidos a priori.

ROI (Return on Investmen)- es el indicador de rentabilidad económica, la rentabilidad de todo el activo, es donde empieza la creación de valor para el accionista, yield (rendimiento).

Tiempo de Recuperación de Capital o Payback- es un criterio estático de valoración de inversiones que permite seleccionar un determinado proyecto en base a cuánto tiempo se tardará en recuperar la inversión inicial mediante los flujos de caja.

Para el cálculo del flujo de caja se utilizaron las siguientes ecuaciones financieras:

- Valor presente neto, $PV = C + (1 + i)^{-n}$ donde C es el flujo de caja, t tiempo en años, i el interés.
- Valor presente neto, $NPV = -I_0 + \sum_{n=1}^n \frac{C_n}{(1+r)^n}$, donde r corresponde a una tasa de interés que incluye la inflación del 3% y un riesgo asumido del 3%.
- Tasa interna de retorno IRR, $0 = -I_0 + \sum_{n=1}^n \frac{C_n}{(1+r)^n}$
- Retorno sobre la inversión, ROI, se determina como la tasa interna de retorno pero no incluye inflación ni riesgo.

Tabla 4.21 Flujo de Caja para el Primer escenario.

CONCEPTO/AÑOS	0	1	2	3	4	5
Inversión Inicial	\$ 116.490.000,00					
Ingresos	\$ 0,00	\$ 177.050.393,05	\$ 179.678.772,47	\$ 182.371.284,35	\$ 185.129.493,52	\$ 187.955.002,99
Costo de bienes vendidos	\$ 0,00	\$ 25.885.000,00	\$ 26.661.550,00	\$ 27.461.396,50	\$ 28.285.238,40	\$ 29.133.795,55
Costos Administrativos	\$ 0,00	\$ 42.559.700,00	\$ 44.042.300,00	\$ 45.584.204,00	\$ 47.187.784,16	\$ 48.855.507,53
depreciación	\$ 0,00	\$ 5.136.150,00	\$ 5.136.150,00	\$ 5.136.150,00	\$ 5.136.150,00	\$ 5.136.150,00
Beneficios operativos	-\$ 116.490.000,00	\$ 103.469.543,05	\$ 103.838.772,47	\$ 104.189.533,85	\$ 104.520.320,96	\$ 104.829.549,92
Impuestos y regalías	\$ 0,00	\$ 72.590.661,15	\$ 73.668.296,71	\$ 74.772.226,58	\$ 75.903.092,34	\$ 77.061.551,23
Financiación	\$ 0,00	\$ 25.494.000,00	\$ 25.494.000,00	\$ 25.494.000,00	\$ 25.494.000,00	\$ 25.494.000,00
Beneficios operativos netos con impuestos	-\$ 116.490.000,00	\$ 5.384.881,90	\$ 4.676.475,76	\$ 3.923.307,27	\$ 3.123.228,62	\$ 2.273.998,69
Depreciación	\$ 0,00	\$ 5.136.150,00	\$ 5.136.150,00	\$ 5.136.150,00	\$ 5.136.150,00	\$ 5.136.150,00
Incrementos por capital de trabajo	\$ 0,00	\$ 0,00	\$ 0,00	\$ 0,00	\$ 0,00	\$ 0,00
Flujo de caja por operación	-\$ 116.490.000,00	\$ 10.521.031,90	\$ 9.812.625,76	\$ 9.059.457,27	\$ 8.259.378,62	\$ 7.410.148,69

IRR	32,92%
ROI	38,68%
Recuperación Capital	3,3

Tabla 4.22 Flujo de Caja para el Segundo escenario.

CONCEPTO/AÑOS	0	1	2	3	4	5
Inversión Inicial	\$ 126.500.000,00					
Ingresos	\$ 0,00	\$ 185.382.165,93	\$ 187.853.368,03	\$ 190.384.867,46	\$ 192.978.135,48	\$ 195.634.679,24
Costo de bienes vendidos	\$ 0,00	\$ 27.250.000,00	\$ 28.067.500,00	\$ 28.909.525,00	\$ 29.776.810,75	\$ 30.670.115,07
Costos Administrativos	\$ 0,00	\$ 44.092.500,00	\$ 43.284.600,00	\$ 44.524.384,00	\$ 45.813.759,36	\$ 47.154.709,73
depreciación	\$ 0,00	\$ 5.577.500,00	\$ 5.577.500,00	\$ 5.577.500,00	\$ 5.577.500,00	\$ 5.577.500,00
Beneficios operativos	-\$ 126.500.000,0	\$ 108.462.165,93	\$ 110.923.768,03	\$ 111.373.458,46	\$ 111.810.065,37	\$ 112.232.354,43
Impuestos y regalías	\$ 0,00	\$ 76.006.688,03	\$ 77.019.880,89	\$ 78.057.795,66	\$ 79.121.035,55	\$ 80.210.218,49
Financiación	\$ 0,00	\$ 27.685.000,00	\$ 27.685.000,00	\$ 27.685.000,00	\$ 27.685.000,00	\$ 27.685.000,00
Beneficios operativos netos con impuestos	-\$ 126.500.000,0	\$ 4.770.477,90	\$ 6.218.887,14	\$ 5.630.662,80	\$ 5.004.029,82	\$ 4.337.135,94
Depreciación	\$ 0,00	\$ 4.686.075,00	\$ 4.686.075,00	\$ 4.686.075,00	\$ 4.686.075,00	\$ 4.686.075,00
Incrementos por capital de trabajo	\$ 0,00	\$ 0,00	\$ 0,00	\$ 0,00	\$ 0,00	\$ 0,00
Flujo de caja por operación	-\$ 126.500.000,0	\$ 9.456.552,90	\$ 10.904.962,14	\$ 10.316.737,80	\$ 9.690.104,82	\$ 9.023.210,94

IRR	32,97%
ROI	39,04%
Recuperación Capital	3,3

Tabla 4.23 Flujo de Caja para el Tercer escenario.

CONCEPTO/AÑOS	0	1	2	3	4	5
Inversión Inicial	\$ 187.330.000,00					
Ingresos	\$ 0,00	\$ 236.473.196,05	\$ 238.808.836,59	\$ 241.201.466,75	\$ 243.652.477,09	\$ 246.163.292,09
Costo de bienes vendidos	\$ 0,00	\$ 25.545.000,00	\$ 26.311.350,00	\$ 27.100.690,50	\$ 27.913.711,22	\$ 28.751.122,55
Costos Administrativos	\$ 0,00	\$ 59.605.000,00	\$ 61.989.200,00	\$ 64.468.768,00	\$ 67.047.518,72	\$ 69.729.419,47
depreciación	\$ 0,00	\$ 8.259.550,00	\$ 8.259.550,00	\$ 8.259.550,00	\$ 8.259.550,00	\$ 8.259.550,00
Beneficios operativos	-\$ 187.330.000,0	\$ 143.063.646,05	\$ 142.248.736,59	\$ 141.372.458,25	\$ 140.431.697,16	\$ 139.423.200,07
Impuestos y regalías	\$ 0,00	\$ 96.954.010,38	\$ 97.911.623,00	\$ 98.892.601,37	\$ 99.897.515,61	\$ 100.926.949,76
Financiación	\$ 0,00	\$ 40.997.000,00	\$ 40.997.000,00	\$ 40.997.000,00	\$ 40.997.000,00	\$ 40.997.000,00
Beneficios operativos netos con impuestos	-\$ 187.330.000,0	\$ 5.112.635,67	\$ 3.340.113,59	\$ 1.482.856,88	-\$ 462.818,45	-\$ 2.500.749,69
Depreciación	\$ 0,00	\$ 8.259.550,00	\$ 8.259.550,00	\$ 8.259.550,00	\$ 8.259.550,00	\$ 8.259.550,00
Incrementos por capital de trabajo	\$ 0,00	\$ 0,00	\$ 0,00	\$ 0,00	\$ 0,00	\$ 0,00
Flujo de caja por operación	-\$ 187.330.000,0	\$ 13.372.185,67	\$ 11.599.663,59	\$ 9.742.406,88	\$ 7.796.731,55	\$ 5.758.800,31

IRR	22,21%
ROI	25,77%
Recuperación Capital	3,6

4.2 INDICADORES

Después de diseñar y desarrollar una metodología que permite evaluar la viabilidad técnica y económica de proyectos para extracción de líquidos, se presentan a continuación gráficas que permitirán determinar los principales indicadores que se pueden obtener a partir del estudio realizado. Los indicadores muestran condiciones para los tres escenarios, de esta manera quien aplique la metodología podrá determinar según la cantidad de gas que desee procesar los barriles a recuperar de líquidos a partir del gas, los BTU a obtener y las ventas que pueda generar, esto para cada uno de los tres escenarios y pueda comparar entre sí, pero teniendo presente que esto es aplicable únicamente a un gas asociado Colombiano típico, con un porcentaje de ácido no mayor al 5% y con contenidos de hidrocarburos pesados aproximadamente del 20% con ello teniendo claro que las tecnologías aplicadas corresponden únicamente a este tipo de composiciones, entonces para un proyecto ubicado en Colombia, con reservas aproximadas para 5 años, con la composición típica mencionada y con los precios y la reglamentación Colombiana, se presentan a continuación los indicadores que le permitirán guiarse:

Gráfico 4.11 Barriles Recuperados por millones de pies cúbicos.

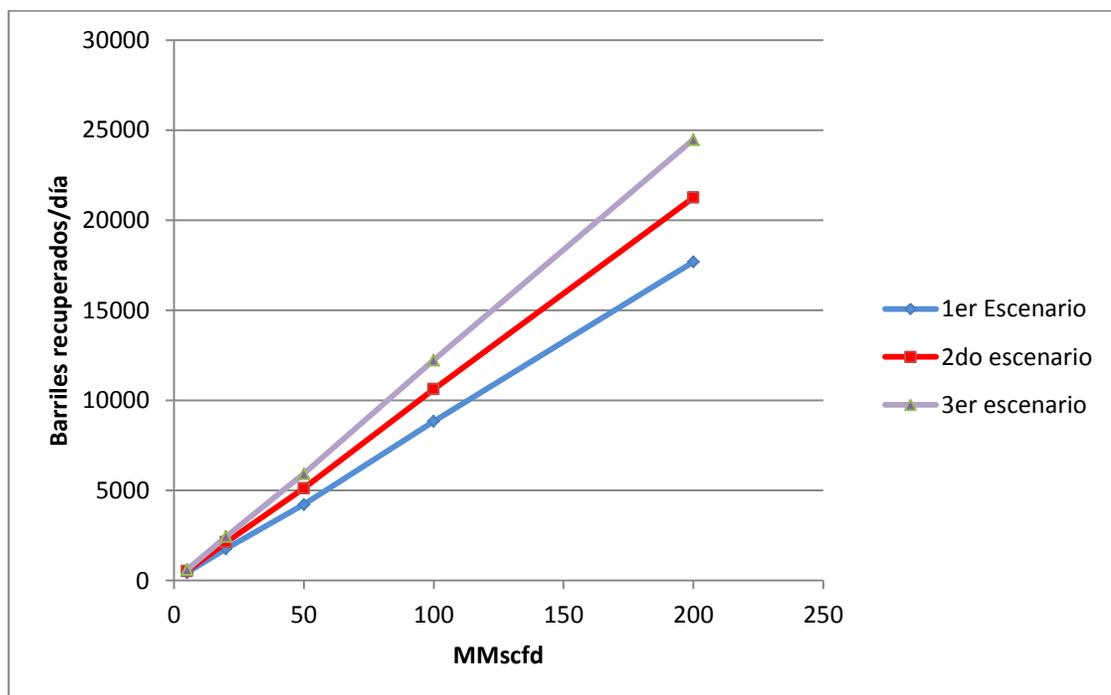


Gráfico 4.12 Millones de BTU recuperados por millones de pies cúbicos.

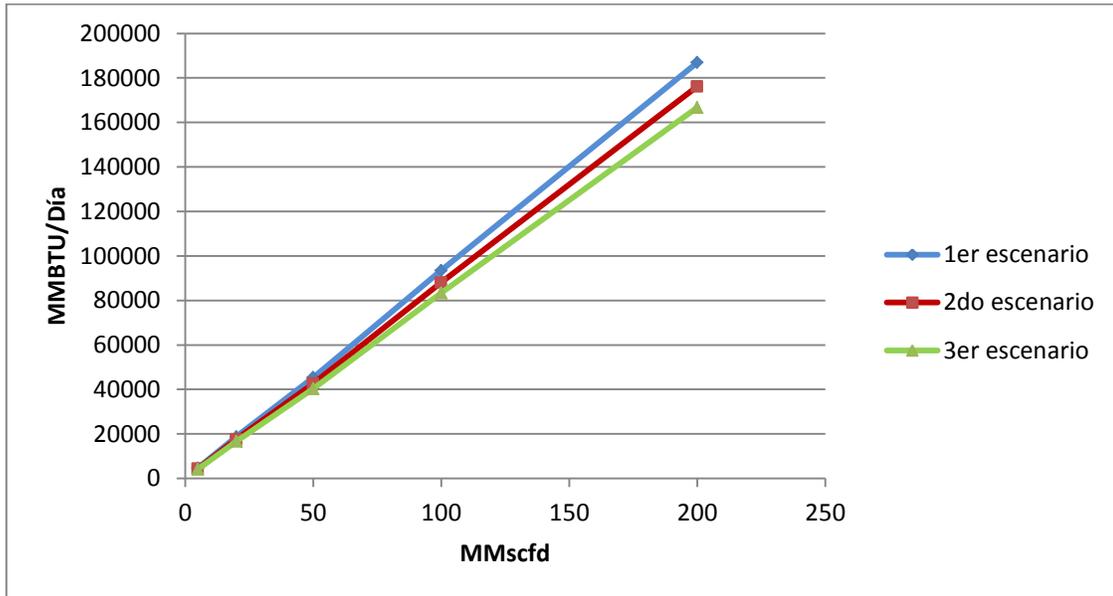


Gráfico 4.13 Ventas totales (líquidos + gas) por Millones de pies cúbicos procesados.

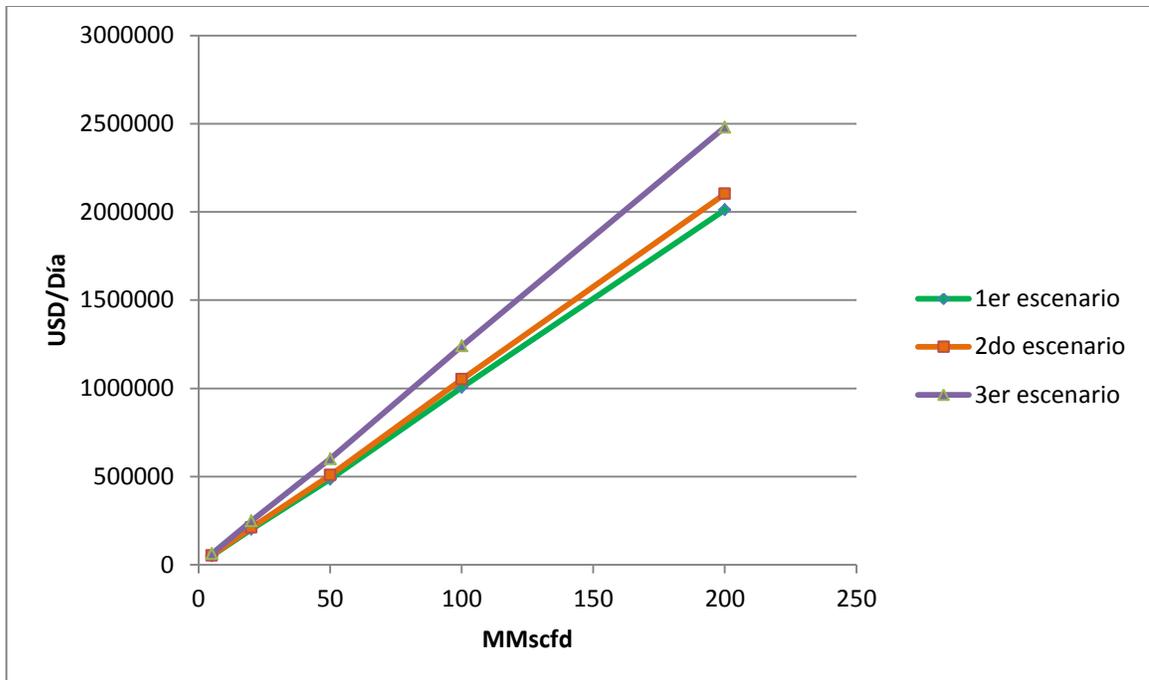
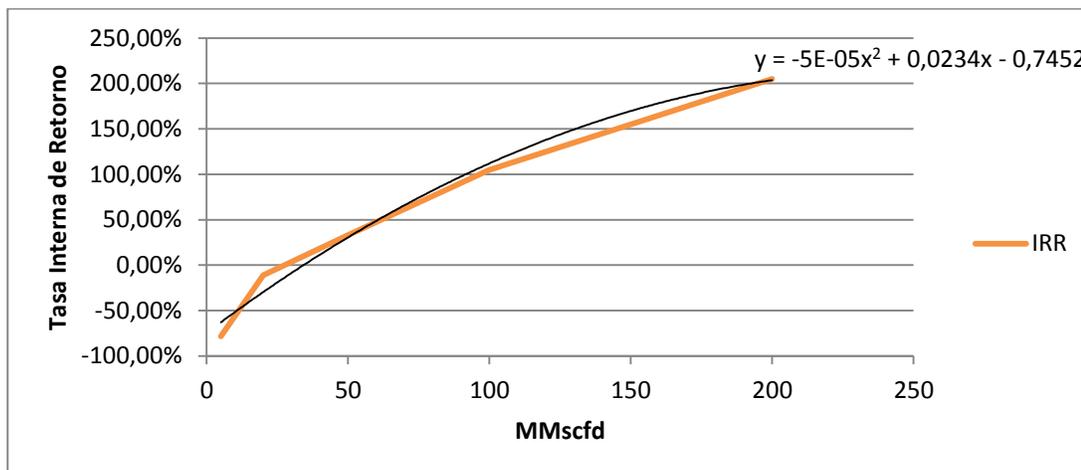


Gráfico 4.14 Tasa interna de retorno Vs Millones de pies cúbicos a procesar, Segundo escenario.



A partir de las anteriores gráficas se obtienen los siguientes indicadores, Para un millón de pies cúbicos:

✓ **Procesamiento de gas a condiciones RUT**

Se recuperan: 88 bbl/ MMscfd

Se recuperan: 931,65 MMBTU / MMscfd

Ventas totales: 10035 USD / MMscfd

✓ **Procesamiento de gas para obtención de líquidos a partir del propano**

Se recuperan: 106 bbl/ MMscfd

Se recuperan: 885,8 MMBTU / MMscfd

Ventas totales: 10540 USD / MMscfd

✓ **Procesamiento de gas para obtención de líquidos a partir del etano**

Se recuperan: 122 bbl/ MMscfd

Se recuperan: 833,6 MMBTU / MMscfd

Ventas totales: 12395 USD / MMscfd

- ✓ **Procesando de 20 MMscfd a 100 MMscfd de gas se obtienen rentabilidades que están dentro de los límites aceptables financieramente. Por cada millón de pies cúbicos la Tasa interna de retorno aumenta en 2.2 puntos porcentuales, esto para el segundo escenario que es el más rentable de los tres estudiados.**

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

- Se evidenció que la historia del gas natural asociado en Colombia es relativamente reciente, empezó a ser considerado en 1961, y en general el gas natural en Colombia remonta sus antecedentes hace no más de 60 años. Por lo anterior se observó que los usos del gas en Colombia se han limitado al doméstico e industrial principalmente en la calefacción y vehicular, sin escalar a industrias petroquímicas o a hacer uso de sus derivados.
- Se conoció que actualmente las reservas probadas de gas natural en Colombia abastecen el ritmo de la demanda del país hasta el 2017, las posibles reservas que el país pueda tener corresponde a su mayoría a gas seco yacimientos off shore en el océano atlántico.
- Se observó que todavía hay campos en Colombia en donde se quema el gas, adicional a esto, existen campos de gas asociado donde un 78% de este se inyecta como método de recobro mejorado y del restante un 25% se procesa para obtención de líquidos. Las reservas de gas asociado son del orden de 1133 GPC correspondiente a los campos Cusiana, Opón, Payoa, Provincia y Tenay, Siendo entonces estos los campos con Mayor prospecto a evaluar proyectos de recuperación de líquidos.
- Los gases asociados que se puedan encontrar en yacimientos Colombianos, se encuentran con relativos bajos porcentajes de contaminantes, sin mayor presencia de Nitrógeno que requiera tratamiento y con concentraciones de ácidos menores al 6% en volumen, siendo el CO₂ el principal ácido por remover.
- El procesamiento del gas natural en Colombia, se hace con el objetivo principal de dejarlo en condiciones RUT, es decir, para ser transportado y usado como gas doméstico principalmente, esto determinó que en Colombia no es un objetivo principal la obtención de líquidos, principalmente por la ausencia de demanda del producto, por la necesidad de usar ese gas todavía como recobro mejorado y porque las reservas de gas han disminuido notoriamente.
- Se estableció que los líquidos obtenidos en el procesamiento del gas Colombiano como subproducto de un control de punto de rocío, son estabilizados y usados inicialmente para disolver corrientes de crudo, y se procesan como GLP, sin ser este el objetivo primordial. Como es el caso de las plantas consultadas de Cusiana, Corcel, Dina y Gibraltar.
- Existen campos en Colombia que procesan su gas para obtener GLP, como se mencionó anteriormente, pero en ningún campo se procesa para obtener

líquidos a partir del Etano, es decir, NGL, de esta forma, se evidenció que no hay reglamentación para el NGL así como no hay demanda por este producto y en la actualidad no hay industrias Colombiana que requieran el uso del NGL.

- En el panorama mundial se estableció que los principales compresores utilizados en el procesamiento del gas son los reciprocantes, para la desacidificación, el sistema con aminas es utilizado en un 95% de los casos, el método convencional para la deshidratación del gas es el uso de Glicoles, siendo el TEG el de mayor aceptación, para la extracción de líquidos los procesos de Criogenia son los más utilizados, entre estos el turboexpander.
- La tecnología Twister se perfila como la que dará mejores resultados para extraer líquidos del gas natural y a su vez para deshidratar. Actualmente está en investigaciones pero se concluyen sus buenos resultados en países como malasia y Nigeria.
- Se determinó que los equipos y las tecnologías utilizadas en Colombia para el procesamiento del gas natural, corresponden a los utilizados en el mundo, Sistema de compresión con compresores reciprocantes, Endulzamiento con aminas, MEA y DEA en mayor proporción, Deshidratación con Glicol, TEG principalmente y Control de punto de rocío con refrigeración mecánica Chiller y Joule Thompson y turboexpansión. Y tecnología Twister única utilizada en la planta de Gibraltar.
- El desarrollo de la metodología después de un análisis técnico permitió desarrollar un estudio económico para determinar la rentabilidad de los tres escenarios, a partir de esto se afirmó que al comparar las razones financieras que permiten optimizar el beneficio neto, el primer escenario (dejar el gas a condiciones RUT) y segundo escenario (obtener líquidos a partir del Propano) planteados son los que financieramente generan más beneficios, siendo el segundo el que genera una IRR más alta, el tercer escenario (líquidos a partir del Etano) se distancia significativamente en rendimiento financiero, lo cual se puede atribuir a la mayor velocidad de cambio marginal de los gastos que la proyectada en los ingresos.
- Una tasa interna de retorno cercana al 33% y un retorno sobre la inversión 38%, estimadas en los escenarios 1 y 2, comparable con tasas referentes en el mercado, se encuentra en el rango favorable de rentabilidad.
- La metodología se desarrolló para 5 años obteniendo escenarios positivos de recuperación de la inversión inicial, en cada caso no se superó los 4 años, es válido mencionar que la metodología se puede desarrollar para los años que se considere habrá reservas y se tendrá producción.

- A pesar de tener una tasa interna de retorno del 22% en el tercer escenario, se puede considerar que en un estudio a más de 5 años, podría aumentar su rentabilidad, sin embargo, en Colombia no hay mercado para el NGL, es decir, que se tendría que pensar en exportar el producto (realizar un estudio de mercadeo en países vecinos), porque Colombia no cuenta con industrias petroquímicas que hagan uso de C2+ líquido, por otra parte no hay reglamentación para el NGL en Colombia y en general no hay demanda para este producto.
- Procesando de 20 MMscfd a 100 MMscfd de gas, con el fin de obtener líquidos se obtienen rentabilidades que están dentro de los límites aceptables financieramente. Los campos que cuentan con producciones menores a las de 20 MMscfd podrían someter su gas a un estudio técnico-económico y ver si es viable procesarlo a condiciones RUT, o generar energía para motores de combustión interna, o por el contrario utilizar estas corrientes como método de recobro mejorado.
- Los indicadores obtenidos permiten ver cual opción es la más viable dependiendo del volumen de gas que se tenga, sin embargo, se evidenció que en Colombia no hay reservas de gas asociado a largo plazo y no hay demanda suficiente para una oferta de líquidos a partir del gas natural. Bajo este escenario, lo más viable es la opción que permite procesar el gas para dejarlo a condiciones RUT y los líquidos obtenidos se procesen como GLP, en cierta forma es continuar con lo que se ha venido haciendo, esto debido a la ausencia de suficiente materia prima (gas asociado) y no contar con un mercado que abastecer.

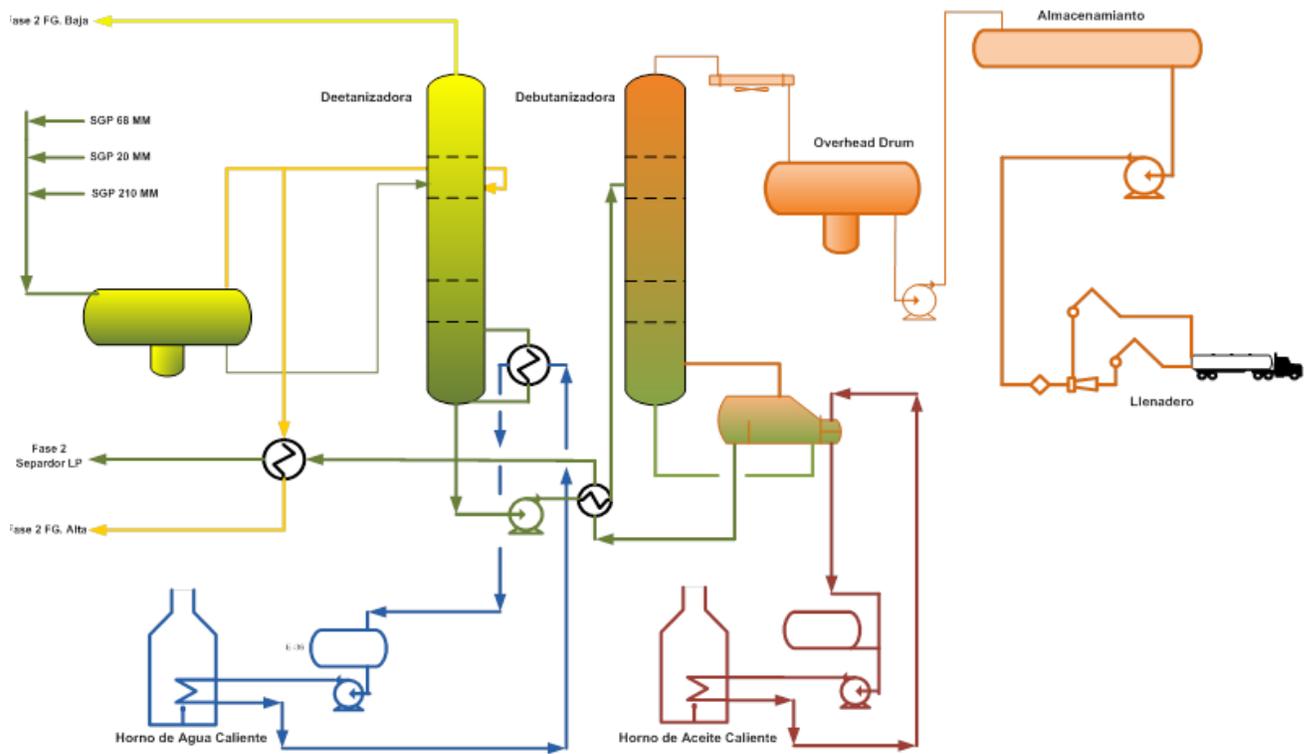
BIBLIOGRAFÍA

- KIDNAY Arthur, Fundamentals of Natural Gas Processing, Taylor & Francis Group Ed., Estados Unidos, 2006.
- ARNOLD K. & STEWART M., Surface Production Operations vol 2 & 3, Elsevier Science, Estados Unidos, 1999, 2008.
- GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION (GPSA), Engineering Data Book vol I & II, Tulsa, Oklahoma, 2004.
- BOYUN G. & GHALAMBOR A., Natural Gas Engineering Handbook, Gulf Publishing Company, Houston, Texas, 2005.
- YOUNGER A.H., Natural gas processing principles and technology part II, University of Calgary, Calgary, Alberta, 2004.
- GUTIÉRREZ Arturo, Diseños de procesos en ingeniería química, Editorial Reverté S.A., Guanajuato, México, 2003.
- KOHL A. & NIELSEN R., Gas Purification ED. V, Gulf Publishing Company, Houston, Texas, 1997.
- MANUAL GENERAL DE OPERACIONES PLANTA DE GAS CUSIANA. Visita CPF de Cusiana.
- MANUAL DE OPERACIONES CAMPO CORCEL. Fuente Privada
- GUÍA DE OPERACIONES PLANTA DE GAS CAMPO DINA, Visita facilidades Campo Dina.

- ARIAS Jorge M, Gas natural licuado, tecnología y mercado. Instituto Argentino de la Energía “General Mosconi”. Abril 2006.
- LA CADENA DEL GAS LICUADO DE PETRÓLEO EN COLOMBIA, UPME, 2005.
- NORMA UNE 60002:1995. Clasificación de los combustibles gaseosos en familias
- NORMA TÉCNICA COLOMBIANA, NTC 2303, Gases Licuados del Petróleo (GLP).
- TANNEHILL, C.C., Budget estimate capital cost curves for gas conditioning and processing, Proceedings of the Seventy-Ninth Annual Convention of the Gas Processors Association, Tulsa, OK, 2000.
- TANNEHILL, C.C., Update if budget estimate capital cost curves for NGL extraction with cryogenic expansion, Proceedings of the Eighty-Second Annual Convention of the Gas Processors Association, Tulsa, OK, 2003.
- OCHIENG ABDALLAH S., BERROUK CORNELIS J. Amine processes outperform in sweetening LNG lng plant feed. Petroleum Institute Abu Dhabi, Abu Dhabi Gas Liquefaction Ltd. (ADGAS). 2012
- MACHADO P, MONTEIRO J, MELDEIROS J. Supersonic separation in onshore natural gas dew point plant. Universidad Federal de Río de Janeiro. EISevier. 2012.
- CIPOLLA C.L. & CARPO E.P, Modeling well performance in shale-gas reservoirs, prepared for the 2009 SPE/EAGE Reservoir Characterization and Simulation Conference, Abu Dhabi.
- OHLROGGE K., WIND J.& TORSTEN B., Membrane Technology for natural gas processing , SPE Canada 2002.
- POMORSKY Mike, From volatile to variable, AGA’s Policy Analysis Group. American Gas, edición Marzo de 2010.
- MCGILL Cris, Then there was abundance, AGA, American Gas edición Abril de 2011.

- SEMINARIO DE INGENIERÍA DE GAS, Universidad Industrial de Santander, 2012.
- ONEPETRO, [Consulta en línea] <<http://www.onepetro.org/mslib/app/search.do>>
- ELSEVIER SCIENCE, [Consulta en línea] <<http://www.elsevier.com/>>
- EMPRESA COLOMBIA DEL PETRÓLEO “ECOPETROL”. [Consulta en línea] <<http://www.ecopetrol.com.co>>
- ENERGY INFORMATION ADMINISTRATION, EIA. [Consulta en línea] <<http://www.eia.gov/todayinenergy>>
- UNIDAD DE PLANEACIÓN MINERO ENERGÉTICA, UPME, [Consulta en línea] <<http://www1.upme.gov.co/>>
- MINISTERIO DE MINAS Y ENERGÍAS, [Consulta en línea] <<http://www.minminas.gov.co/mme/>>
- COMISIÓN DE REGULACIÓN DE ENERGÍA Y GAS, [Consulta en línea] <http://www.creg.gov.co/html/i_portals/index.php>
- ASOCIACIÓN COLOMBIANA DE INGENIEROS DE PETRÓLEOS, ACIPET, [Consulta en línea] <<http://www.acipet.com/portal/index.php>>

Descripción proceso GLP



Fuente: CPF de Cusiana

ANEXO 2.2 DIAGRAMAS DE PROCESO DE UNA REFINERÍA Y DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO

***Descripción general del proceso de ruptura catalítica**

En las unidades de ruptura catalítica se producen los diversos tipos de gasolinas requeridas en el mercado nacional, así como las materias primas para otros procesos petroquímicos de alta demanda y valor agregado en la industria.

El craqueo o ruptura catalítica se da con el fin de desintegrar o descomponer hidrocarburos de alto peso molecular en moléculas pequeñas de volatilidad apropiada, para emplearlas como combustibles y materias primas en procesos de síntesis o petroquímicos.

La planta de Cracking catalítico de la refinería de Cartagena consiste de tres secciones, precalentamiento y reacción, fraccionamiento y recuperación de productos livianos. La planta está diseñada para operar con una rata de carga fresca de 29.000 barriles/día y obtener una conversión del 78% en volumen líquido sobre la carga utilizando un catalizador zeolítico (Cobra 77 Poremax). La unidad tiene flexibilidad para operar con la carga proveniente de la Torre Atmosférica, de la Torre de Vacío, de la Viscosreductora o con carga fría proveniente de tanques.

La torre fraccionadora está diseñada para dar un producto de cima cuyo punto final de ebullición es menor de 300 °F, nafta pesada cuyo rango de destilación está entre 300 °F y 430 °F, aceite de ciclo entre 430 °F y 732 °F y un producto de fondos (Slurry o Arrotar) con PFE mayor a 732 °F.

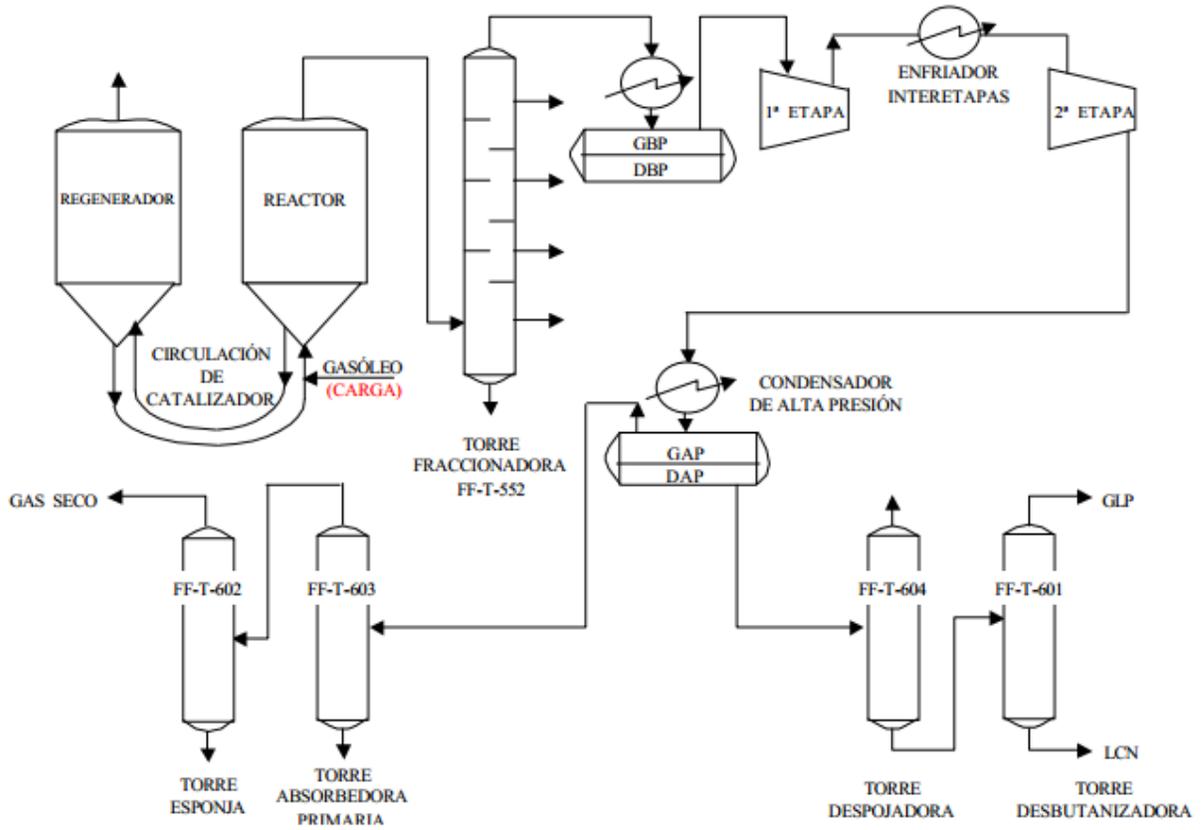
El producto de cima se enfría y se separa en gas y destilado de baja presión. El gas de baja presión se envía al sistema de compresión de gases. El destilado de baja presión pasa a la torre absorbidora primaria en la sección de productos livianos. El aceite liviano de ciclo se despoja, se enfría y se almacena.

Una parte de la nafta pesada, se despoja y se envía a tratamiento y la otra parte se envía como medio absorbente a la torre esponja en la sección de productos livianos.

Los fondos se enfrían generando vapor de media presión, luego se separa y una parte es enviada como Slurry producto y el resto retorna a la columna.

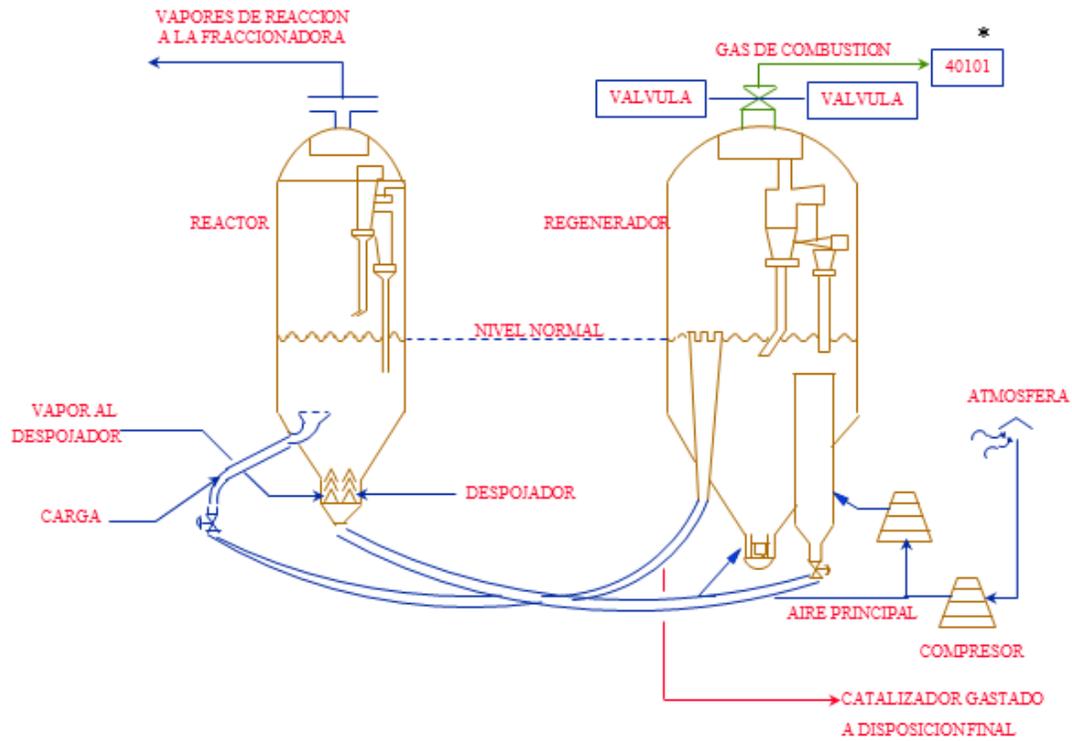
El proceso general se muestra en el diagrama 2.5 y en los anexo 2.1 se presentan la sección de conversión y regeneración, la sección de recuperación de vapores y la planta de polimerización y obtención de GLP.

Proceso general de ruptura catalítica, Refinerías de Barranca y Cartagena

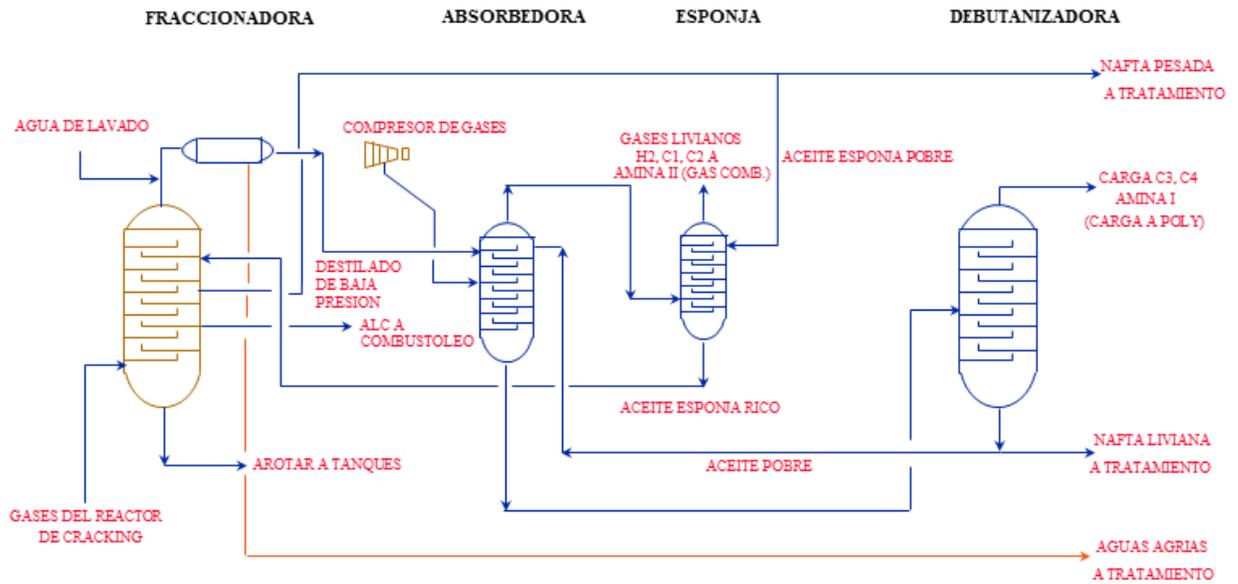


Fuente: Ecopetrol

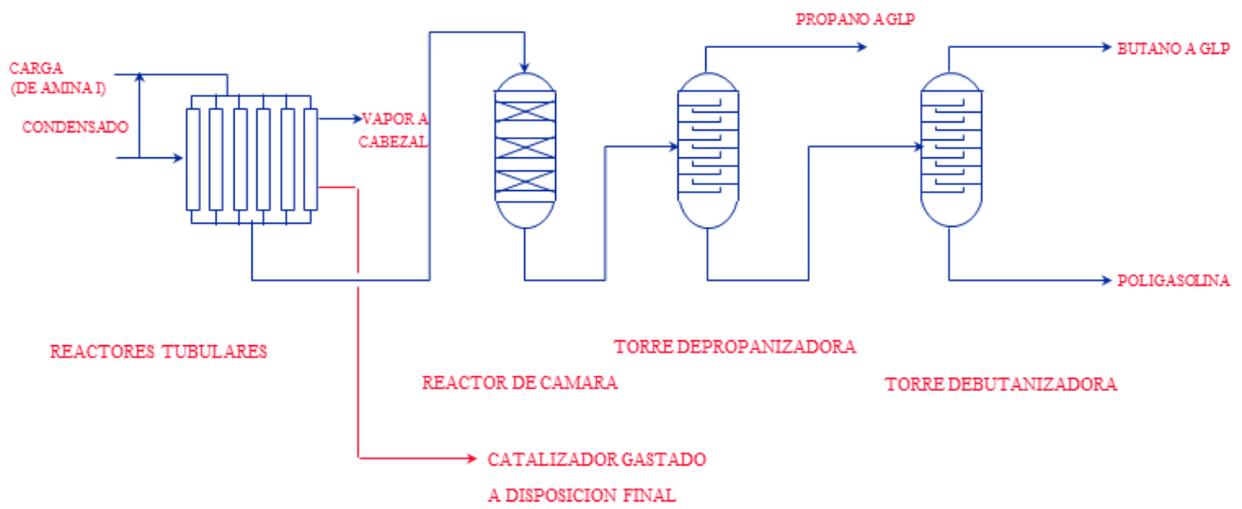
Planta de ruptura catalítica, sección de conversión y regeneración



Sección de recuperación de vapores



Planta de polimerización, Obtención de GLP



Fuente: Ecopetrol

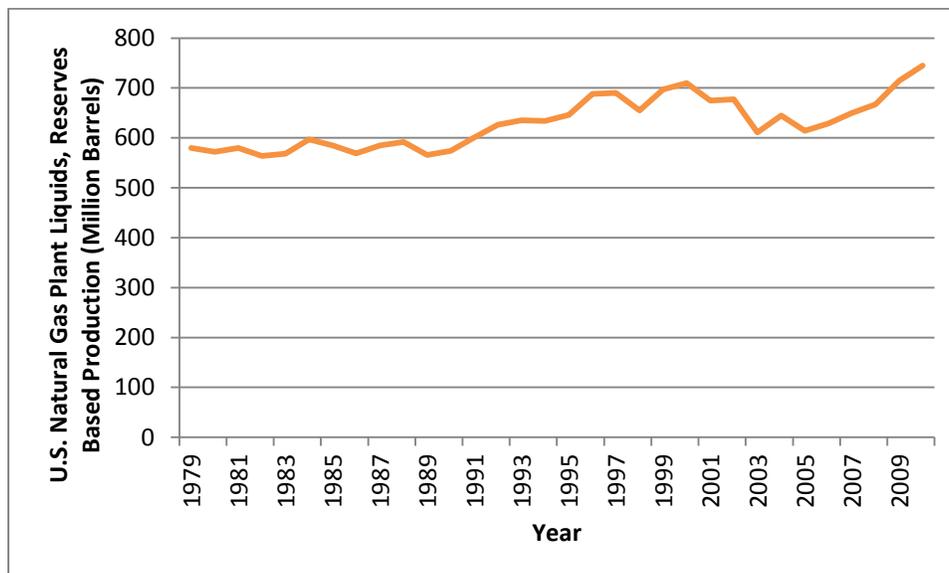
ANEXO 2.3 PRODUCCIÓN DE GASES ASOCIADOS POR CAMPO

CAMPO	Suma de GAS TOTAL PRODUCIDO (kpc)	Suma de GAS COMERCIALIZADO (kpc)	Suma de GAS REINYECTADO (kpc)	Suma de GAS QUEMADO (kpc)	Suma de GAS CONSUMID O EN CAMPO (kpc)
Apiay	261.707	62.869	0	15.563	183.275
Apiay Este	8.561	0	0	509	5.995
Corcel A	1.707	1.084	0	623	0
Corcel C	5.740	3.646	0	2.094	0
Corcel D	3.021	1.920	0	1.101	0
Corcel E	1.150	731	0	419	0
Cupiagua	26.014.362	6.313	25.056.995	21.408	929.646
Cupiagua-sur	6.740.234	1.304	6.565.140	7.865	165.925
Cusiana	14.457.625	3.304.427	10.430.966	53.546	668.686
Recetor-Cusiana	14.457.625	3.400.826	10.430.966	53.546	668.686
Dele	238.920	0	230.314	293	8.313
Dina Terciario	163.220	62.127	0	65.158	35.935
Opon	46.691	44.983	0	414	1.294
Pauto-Recetor	652.531	0	628.978	809	22.744
Payoa	529.924	421.108	0	3.497	105.319
Payoa West	95	95	0	0	0
Provincia	365.805	268.114	0	1.369	96.322
Rio Ceibas	147.759	276	87.566	16.633	43.284
San Francisco	132.218	38	0	18.358	113.822
Santa Clara	12.206	11.458	0	0	748
Pauto-Piedemonte	4.476.333	3.963.778	477.767	6.200	28.588
Dina Cretáceos	4.789	2.869	0	318	1.602
Floreña	2.329.425	574.113	1.632.748	22.633	99.931
Total general (mes)	71.051.648	12.132.079	55.541.440	292.356	3.180.115

Fuente: Acipet

ANEXO 2.4 EXTRACCIÓN DE LÍQUIDOS A PARTIR DEL GAS NATURAL EN ESTADOS UNIDOS

Reservas de NGL Basadas en producción en EE.UU



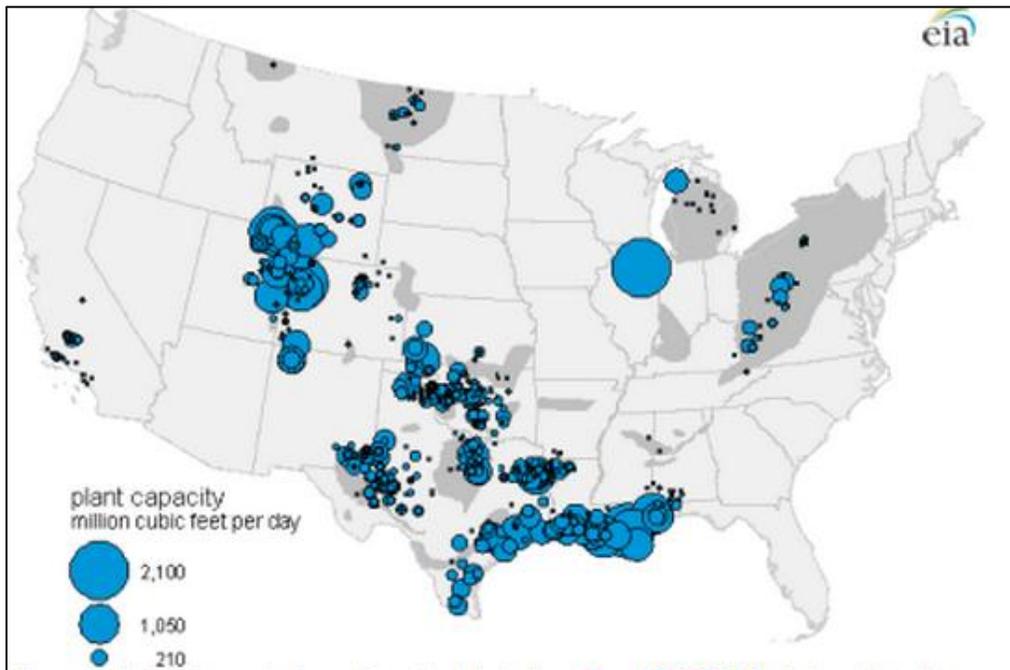
Fuente: United States Energy Information Administration

Principales plantas de NGL en EE.UU.

Plant Name	Owner Company	NG Liquid Storage Capacity (Bbl)
Watford City	Hiland Partners	1620000
Slaughter Gasoline Plant	Oxy	562500
Chaco Gas Plant	Enterprise Field Services, LLC	400000
Norse	Hiland Partners	290000
Aux Sable Liquid Products, Inc.	Enbridge, Inc.	200000
East Texas	DCP East Texas Gathering	185000
King Ranch Gas Plant	ExxonMobil Production Company	160000
Mewbourne	DCP Midstream	120000
Denver Unit CO2 Recovery Plant	Occidental Permian Ltd	90000
Eunice Plant		66577
CIPCO Supersystem	DCP Southeast Texas Plants	62115
Tioga Gas Plant	Hess Corporation	50000

Fuente: U.S. Energy Information Administration

Ubicación geográfica de las plantas de gas en EE.UU



Nota: las sombras grises indican los plays de shale.

Fuente: U.S. Energy Information Administration

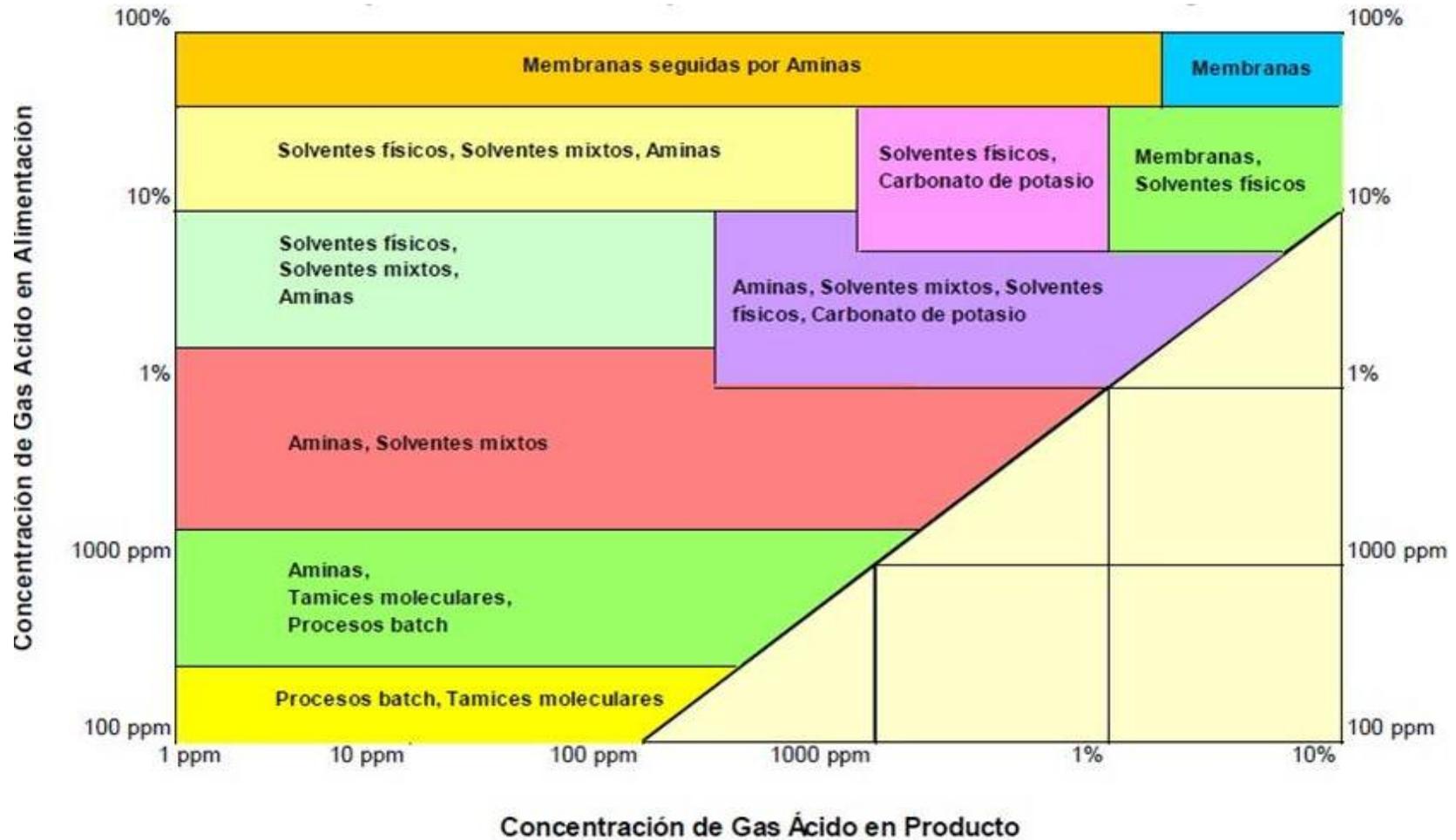
ANEXO 3.1 TECNOLOGÍAS PARA REMOCIÓN DE CO₂ Y H₂S

Mecanismo de CO ₂	Tipo de Proceso	Tecnología	Nombre Comercial
Absorción química	Regenerativo continuo	Aminas	MEZ, DEA, MDEA, DIPA, DGA
		Carbonato de Potasio	Benfield, Catacarb, Giammarco-Vetrocoke
	No regenerativo, Continuo	Hidróxido de sodio	-
Absorción física	Regenerativo continuo	Solventes físicos	Selexol, Rectisol, Purisol, Fluor Solvent, IFPexol, etc
Absorción físico-química	Regenerativo continuo	Solventes físico-químicos	Sulfinol, Ucarsol LE 701, 702 & 703, Flexsorb PS, etc
Adsorción física	Regenerativo continuo (secuencia Adsorción/desorción)	Tamices moleculares	Z5A (Zeochem), LNG-3 (UOP), etc
Permeación	Continuo	Membranas	Separex, Cynara, Z-top, Medal, etc

Mecanismo de H ₂ S	Tipo de Proceso	Tecnología	Nombre Comercial
Absorción química	Regenerativo continuo	Aminas	MEA, DEA, MDEA, DIPA, DGA
Reacción Redox	Regenerativo Continuo	Conversión directa en solución de hierro	Lo-Cat, Sulferox
Absorción física	Regenerativo continuo	Solventes físicos	Selexol, Rectisol, Purisol, Fluor Solvent, IFPexol, etc
Absorción físico-química	Regenerativo continuo	Solventes físico-químicos	Sulfinol, Ucarsol LE 701, 702 & 703, Flexsorb PS, etc
Adsorción física	Regenerativo continuo (secuencia Adsorción/desorción)	Tamices moleculares	Z5A (Zeochem), LNG-3 (UOP), etc
Secuestrante	No regenerativo continuo	Inyección directa de secuestrante líquido	Triazina, amina, nitritos.
		Columnas Batch de Secuestrante Líquido	
		Lechos de secuestrante Sólido	Puraspec, Sulfatreat

Fuente: DUERTO Josefina, *Evaluación del sistema de estabilización de los trenes a y b de la planta de extracción San Joaquín, Venezuela, 2009*

ANEXO 3.2 SELECCIÓN DE LA TECNOLOGÍA PARA DESACIDIFICACIÓN



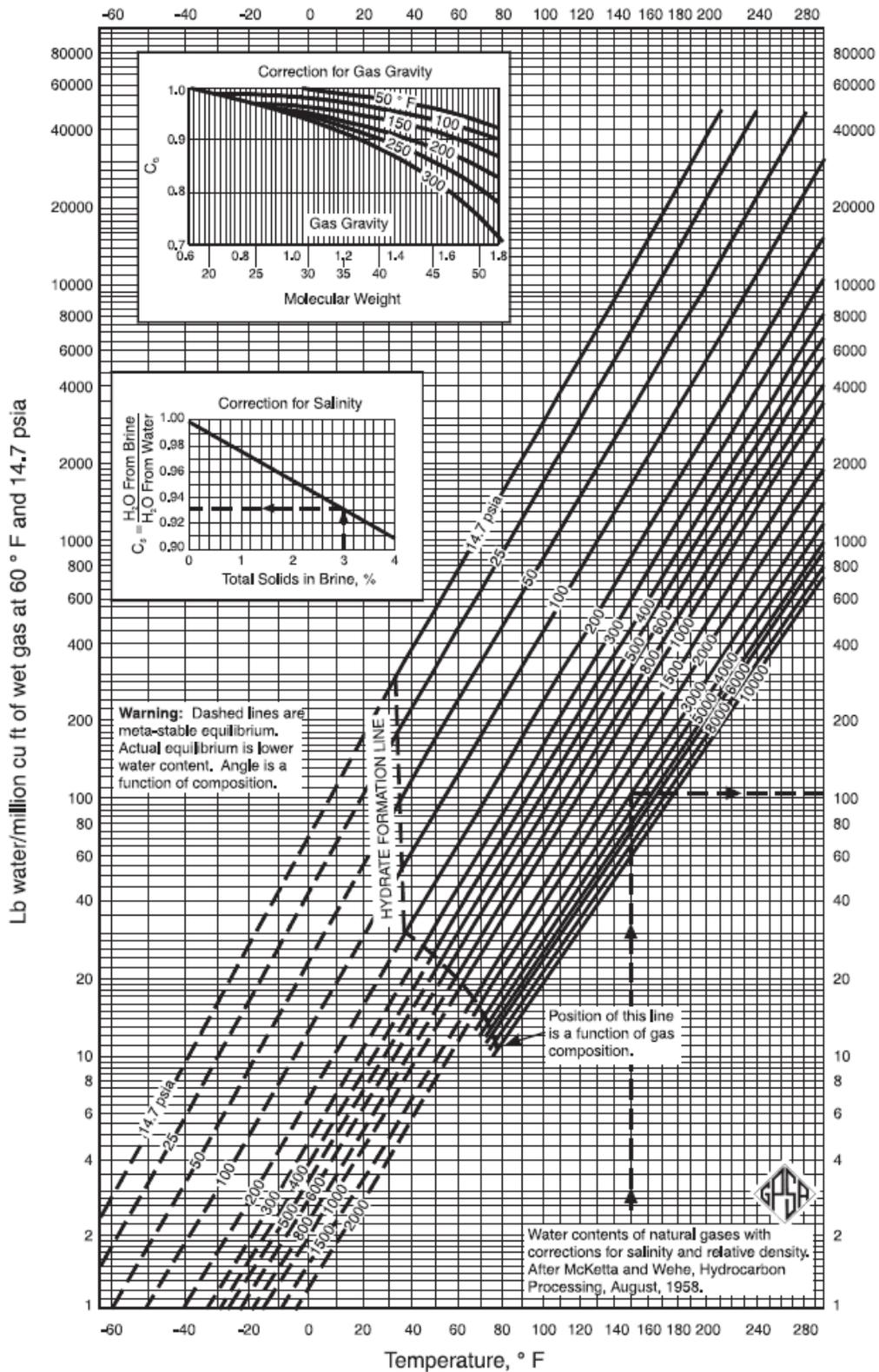
Fuente: GPSA 2004

ANEXO 3.3 TECNOLOGÍAS PARA LA DESHIDRATACIÓN.

Mecanismo de deshidratación	Tipo de Proceso	Tecnología	Nombre Comercial
Absorción química	Regenerativo continuo	Glicol	TEG
		Glicol con inyección de gas de stripping	TEG
		Glicol de alta concentración	Drizo, Coldfinger
Absorción física	No Regenerativo, continuo	Cloruro de calcio	-
Adsorción física	Regenerativo continuo (secuencia Adsorción/desorción)	Silica gel, Alumina, Tamices moleculares	4A-DG (UOP), Sylobed (Grace), Z4-01 (Zeochem)
Refrigeración	Regenerativo continuo	Condensación	IFPX-1
Permeación	Continuo	Membranas	Separax, Cynara, Z-top, Medal, etc

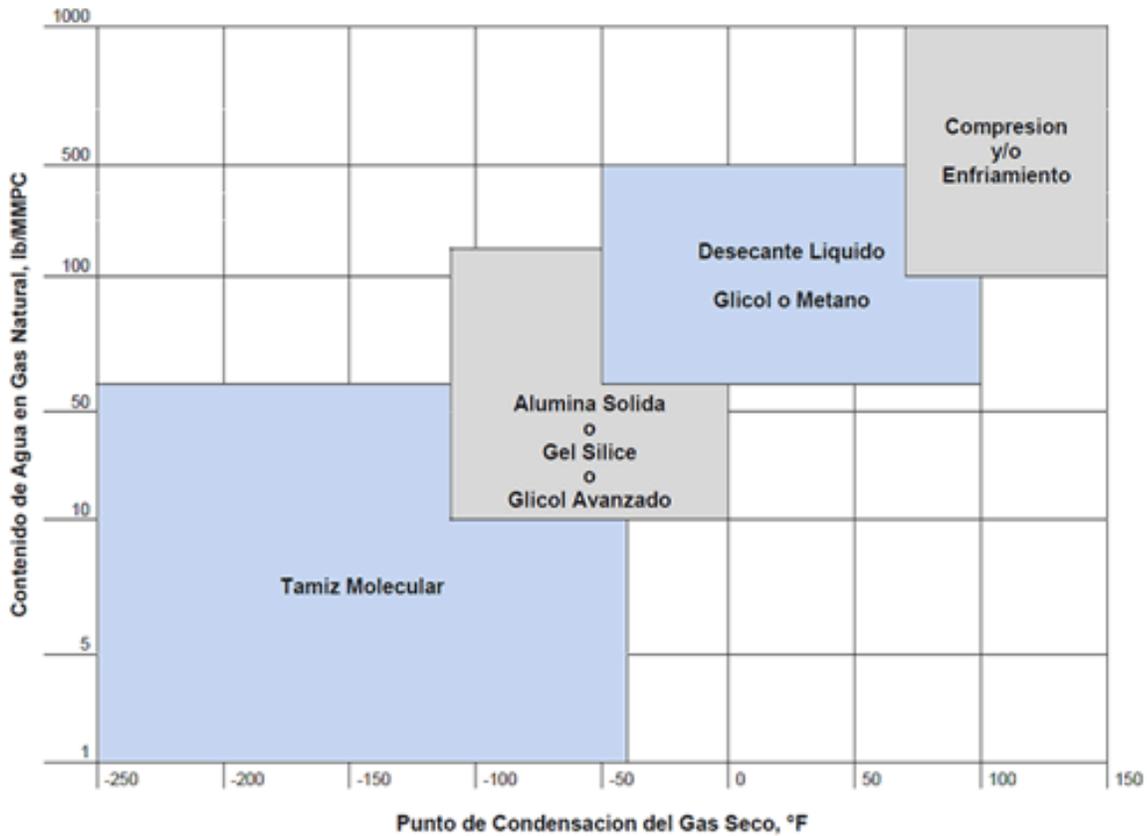
Fuente: DUERTO Josefina, *Evaluación del sistema de estabilización de los trenes a y b de la planta de extracción San Joaquín, Venezuela, 2009.*

ANEXO 3.4 DETERMINACIÓN DEL CONTENIDO DE AGUA EN UN GAS



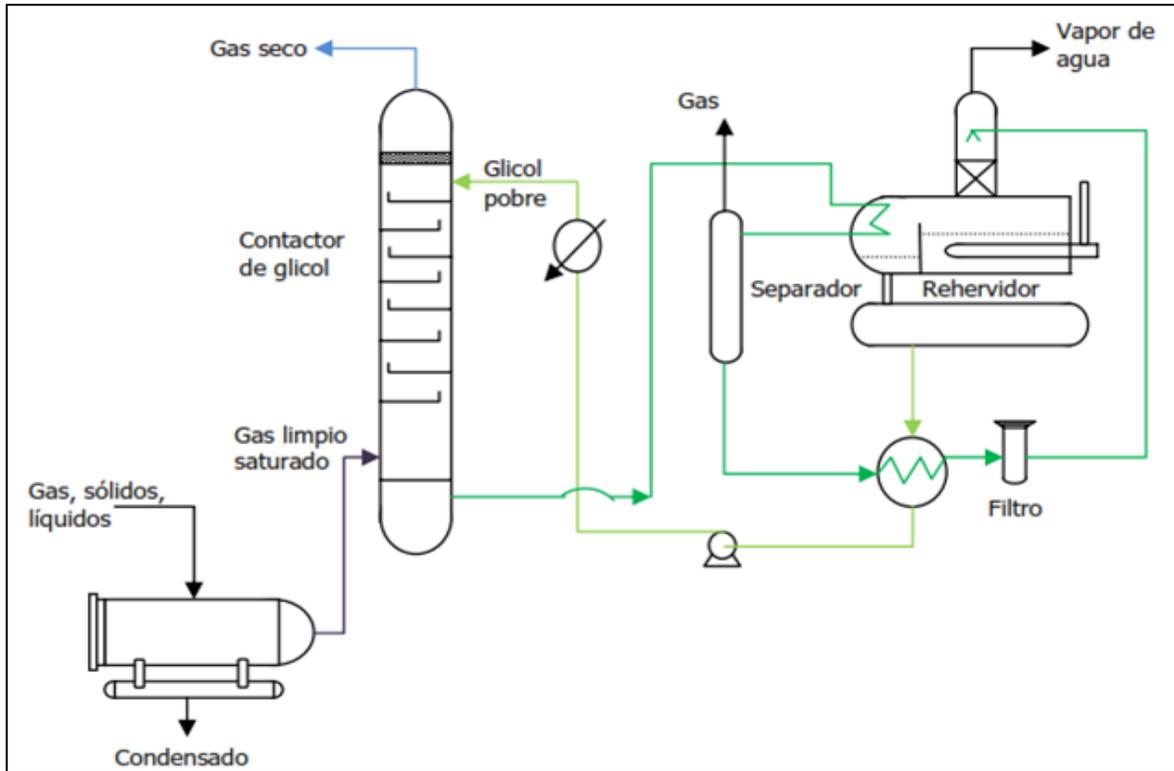
Fuente: GPSA, 2004

ANEXO 3.5 SELECCIÓN DE LA TECNOLOGÍA PARA DESHIDRATAR



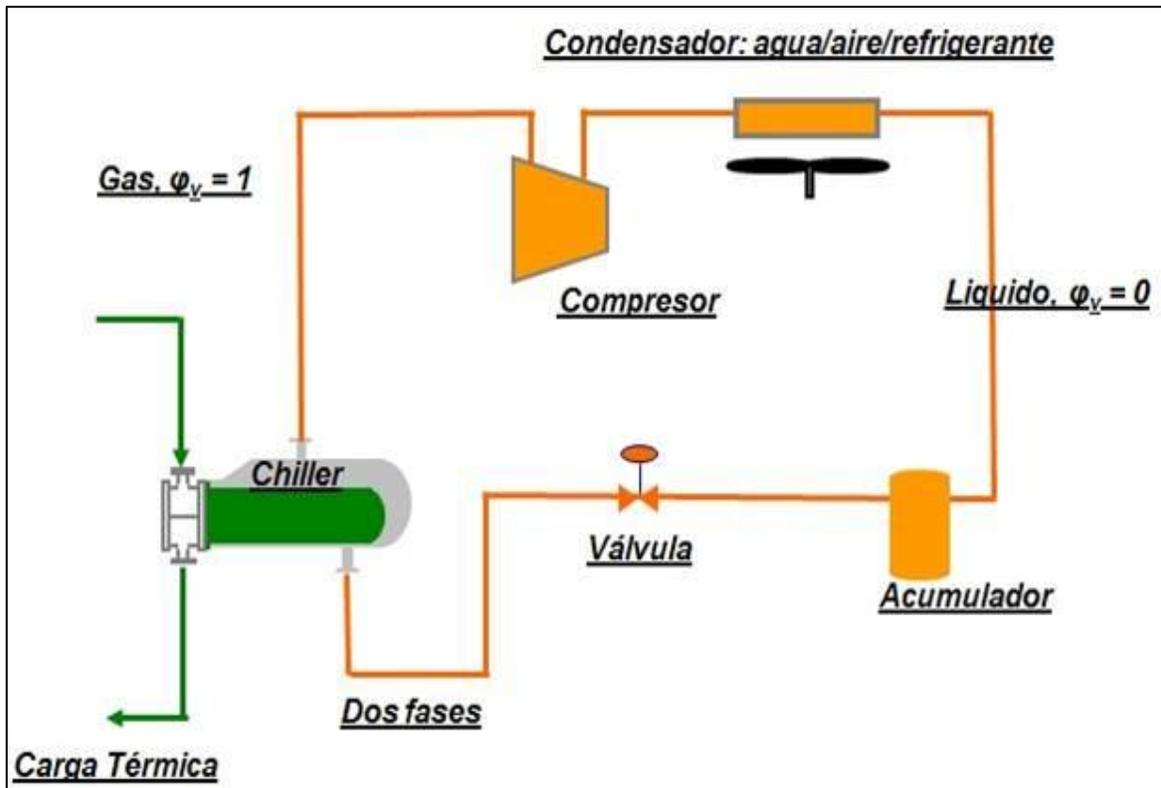
Fuente: DUERTO Josefina, *Evaluación del sistema de estabilización de los trenes a y b de la planta de extracción San Joaquín, Venezuela, 2009.*

ANEXO 3.6 PROCESO DE DESHIDRATACIÓN CON GLICOL



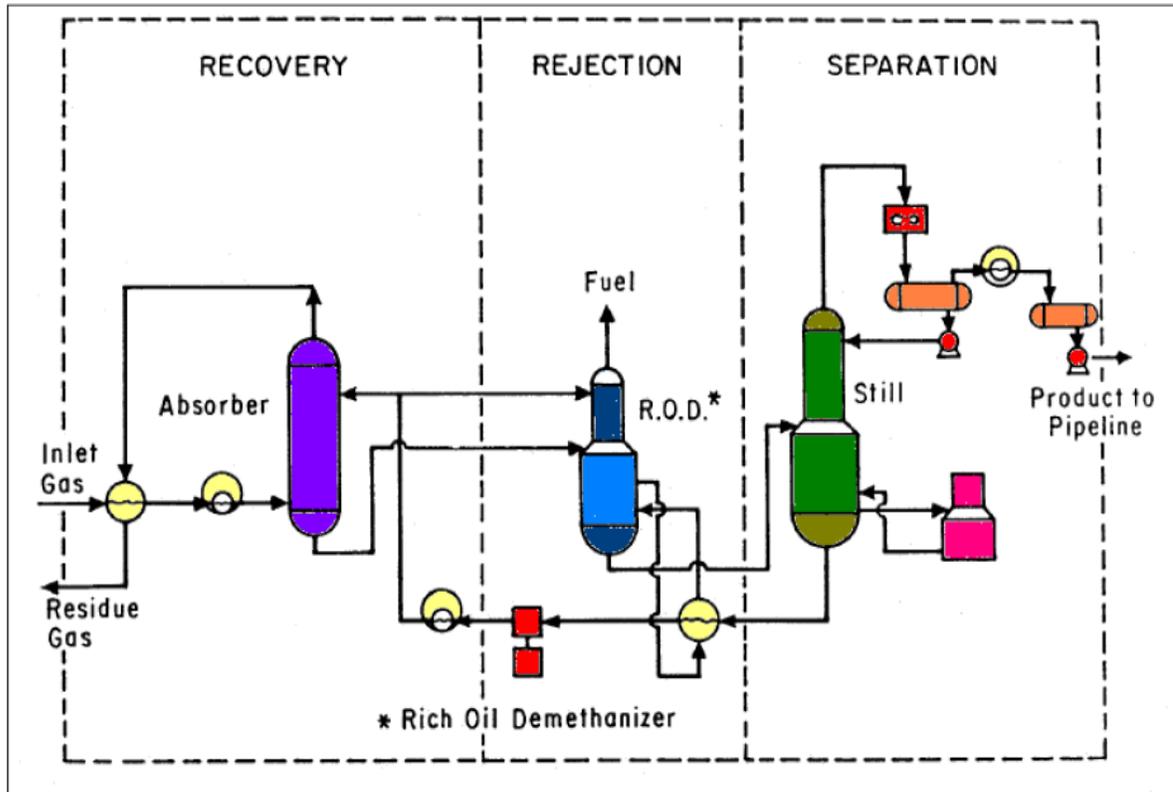
Fuente: Seminario de Ingeniería de gas, Universidad industrial de Santander 2012.

ANEXO 3.7 DIAGRAMA DE REFRIGERACIÓN MECÁNICA



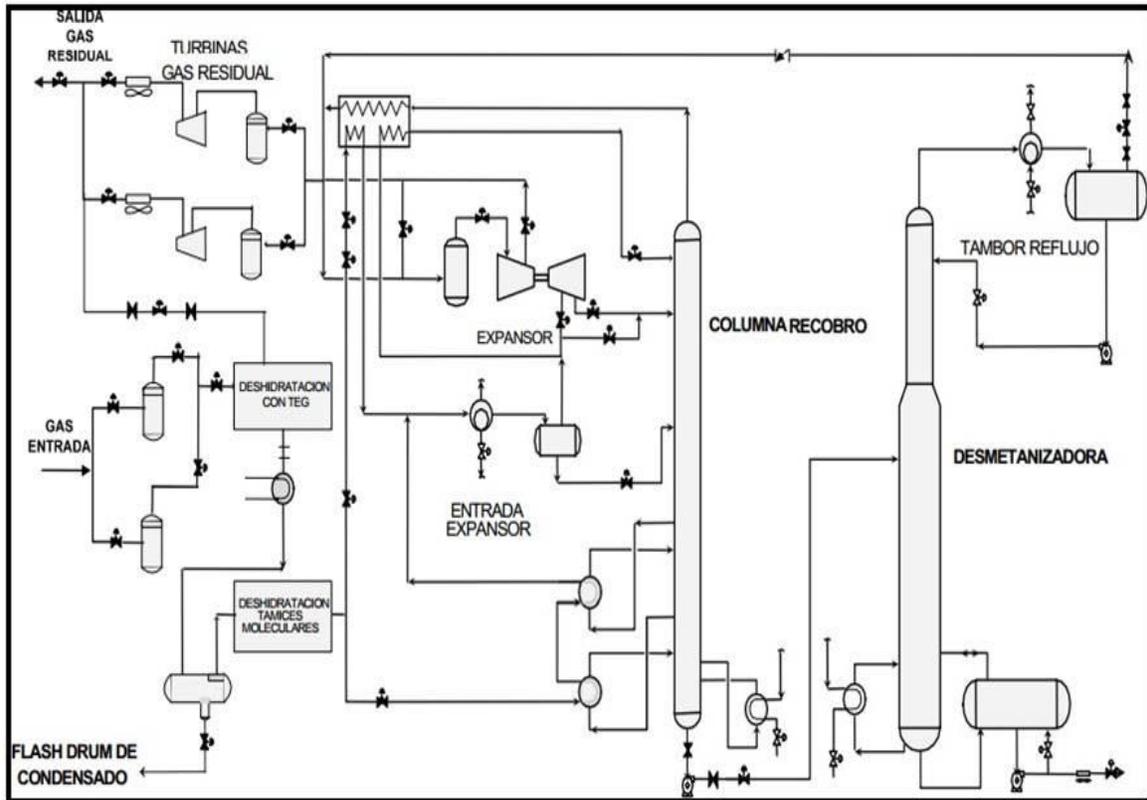
Fuente: Seminario de Ingeniería de gas, Universidad industrial de Santander 2012.

VER ANEXO 3.8 SISTEMA DE ABSORCIÓN CON ACEITE POBRE



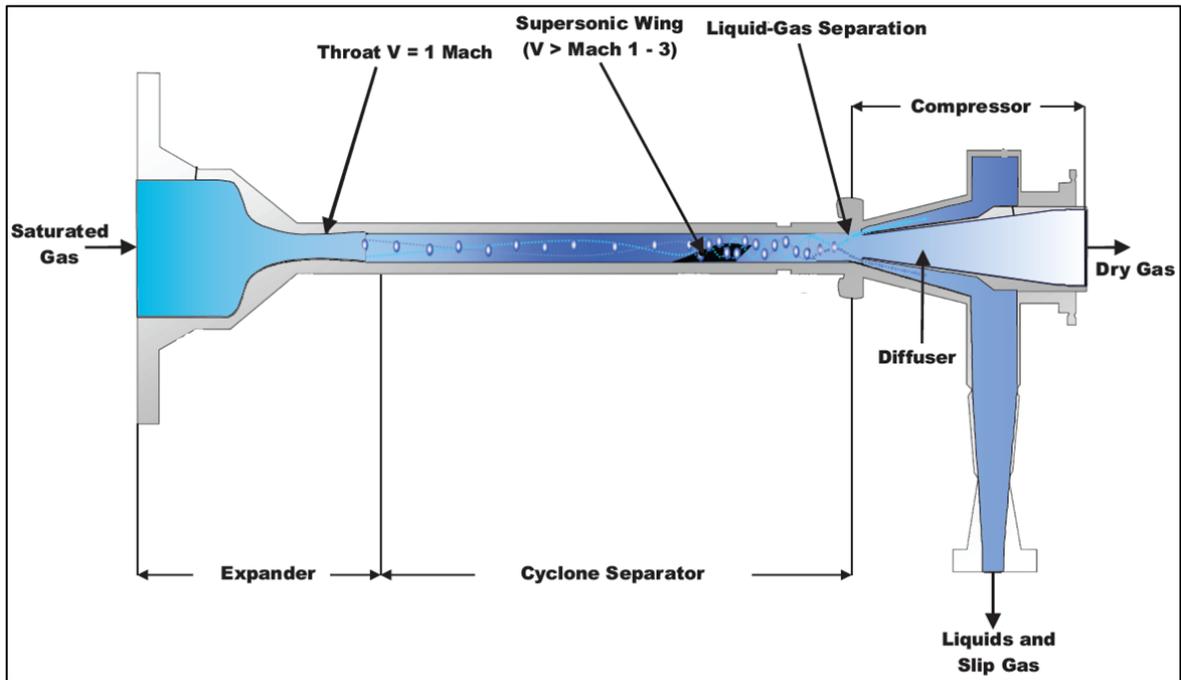
Fuente: Seminario de Ingeniería de gas, Universidad industrial de Santander 2012.

ANEXO 3.9 PROCESO CRIOGÉNICO



Fuente: Seminario de Ingeniería de gas, Universidad industrial de Santander 2012.

ANEXO 3.10 PROCESO GENERAL CON TECNOLOGÍA TWISTER



Fuente: Twister supersonic gas conditioning process, SPE 87262. Okimoto, Sibani and Lander (2000)

ANEXO 3.11 FLUJO DE GASES A TRAVÉS DE UNA MEMBRANA



Fuente: Seminario de Ingeniería de gas, Universidad industrial de Santander 2012.

ANEXO 3.12 COMPOSICIONES TÍPICAS DE LOS GASES EN EL MUNDO

	Canada (Alberta)	Western Colorado	Southwest Kansas	Bach Ho Field Vietnam	Miskar Field Tunisia	Rio Arriba County, New Mexico	Cliffside Field Amarillo, Texas	Occidenete de Venezuela (Gas Asociado)	Venezuela (Gas Libre)	Bolivia (Gas típico asociado)
Helio	0,0	0,0	0,45	0,0	0,0	0,0	1,8			
Nitrógeno	3,2	26,1	14,65	0,21	16,903	0,68	25,6	0,5		0,51
Dióxido de Carbono	1,7	42,66	0,0	0,06	13,588	0,82	0,0	4,4	4,0	3,38
Sulfuro de Hidrógeno	3,3	0,0	0,0	0,0	0,1	0,0	0,0			
Metano	77,1	29,98	72,89	70,85	63,901	96,91	65,8	73,1	90,6	82,83
Etano	6,6	0,55	6,27	13,41	3,349	1,33	3,8	11,0	2,6	6,46
Propano	3,1	0,28	3,74	7,5	0,96	0,19	1,7	6,0	1,1	2,2
Butano	2,0	0,21	1,38	4,02	0,544	0,05	0,8	3,0	0,6	1,19
Pentano y más pesados	3,0	0,25	0,62	2,64	0,63	0,002	0,5	2,0	1,1	3,31

Fuente: Recopilación hecha por el autor.

